

UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE COMPOSTELA
ESCOLA TÉCNICA SUPERIOR DE ENXEÑARÍA



TRABAJO DE FIN DE GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

PLANTA DE ISOMERIZACIÓN DE N-BUTANO MEDIANTE LA INTRODUCCIÓN DE LA TECNOLOGÍA ISOMALK-3

Julio 2021

Lorena Iglesias Torres
Gabriel Padín González

ÍNDICE GENERAL

- DOCUMENTO I. MEMORIA.
 - ANEXO I. BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA.
 - ANEXO II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS.
 - ANEXO III. ANÁLISIS DE 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. INTRODUCCIÓN	6
1.1 OBJETO	6
1.2 ALCANCE.....	6
1.3 CAPACIDAD.....	7
2. ANÁLISIS DE MERCADO	8
2.1. APLICACIONES DEL ISOBUTANO.....	8
2.1.1. REFRIGERANTE (R600A)	8
2.1.2 PROPELENTE DE AEROSOL Y AGENTE ESPUMANTE.	9
2.1.2.1. ÁMBITO DE LA COSMÉTICA.....	9
2.1.2.2. ADITIVO ALIMENTARIO	10
2.1.3 MATERIA PRIMA PARA LA MANUFACTURA	10
2.1.3.1. ADITIVO DE INTERÉS PARA COMBUSTIBLES.....	10
2.1.3.2. EL ISOBUTANO EN LA PRODUCCIÓN DE ADITIVOS	12
2.2. VISIÓN DEL MERCADO DEL ISOBUTANO	14
2.3. SITUACIÓN DEL MERCADO DEL ISOBUTANO SEGÚN SU APLICACION	16
2.3.1 MERCADO DE REFRIGERANTES.	16
2.3.2. MERCADO DE ISOBUTENO	18
2.3.3. MERCADO DE MTBE	18
2.3.4. MERCADO DE ISOCTANO.....	20
2.4 MERCADO DE LAS MATERIAS PRIMAS	21
2.4.1 MERCADO DE BUTANO	21
2.4.2. MERCADO DE HIDRÓGENO	23
2.5. PRECIO ISOBUTANO Y MATERIAS PRIMAS.....	24
3. LOCALIZACIÓN	26
3.1 REQUISITOS DE EMPLAZAMIENTO	26
3.1.1 SUMINISTRO DE N-BUTANO.....	26
3.1.2 SUMINISTRO DE HIDRÓGENO	27
3.2 LOCALIZACIÓN SELECCIONADA	27
3.2.1 POLÍGONO INDUSTRIAL.....	27
3.2.2 PARCELA	29
3.2.3 CLIMATOLOGÍA.....	29
3.2.4 ESTUDIO DE SISMICIDAD.....	30
4. ESTUDIO DE ALTERNATIVAS	32
4.1 PRODUCTO	32

4.2 PROPIEDADES DEL ISOBUTANO	32
4.3 ALTERNATIVAS DE PRODUCCIÓN	35
4.3.1 EXTRACCIÓN A PARTIR DE GAS NATURAL	35
4.3.2 ISOMERIZACIÓN DE BUTANO	36
5. JUSTIFICACIÓN DE LA ALTERNATIVA SELECCIONADA	39
6. ESTUDIO DE VIABILIDAD TÉCNICA.....	41
6.1. VIABILIDAD TECNOLÓGICA.....	41
6.1.1. CAPACIDAD INSTALADA	41
6.1.2. EQUIPOS	42
6.1.3. UTILIDADES.....	43
6.1.4. MANO DE OBRA	44
6.1.5. SEGURIDAD EN LA PLANTA	44
6.2. MATERIAS PRIMAS Y PRODUCTO	44
6.2.1. BUTANO.....	44
6.2.2. HIDRÓGENO	45
6.2.3. ISOBUTANO	46
6.3 BENEFICIO BRUTO	46
7. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.....	48
7.1. DESCRIPCIÓN GENERAL.....	48
7.1.1 ESPECIFICACIONES DE LAS ALIMENTACIONES	49
7.1.2. CATALIZADOR	50
7.1.3. REACTOR	51
7.2. SECUENCIACIÓN DE COLUMNAS DE SEPARACIÓN.....	52
7.3. DESCRIPCIÓN DETALLADA DEL PROCESO.....	55
7.3.1. SECCIÓN 100: ACONDICIONAMIENTO DE MATERIAS PRIMAS.....	55
7.3.2. SECCIÓN 200: REACCIÓN.....	56
7.3.3. SECCIÓN 300: SEPARACIÓN DE INERTES Y PURIFICACIÓN DE LOS COMPUESTOS VALIOSOS.....	56
8. DESCRIPCIÓN DE EQUIPOS	60
8.1. SECCIÓN 100.....	60
8.1.1. SOPLANTE S-101 A/B.....	60
8.1.2. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-101	61
8.1.3. SOPLANTE S-102 A/B.....	61
8.1.4. COMPRESOR C-101	61
8.1.5. COMPRESOR C-102	61
8.1.6. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-102	61

8.1.7. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-103	61
8.2. SECCIÓN 200.....	62
8.2.1. REACTOR DE ISOMERIZACIÓN R-201	62
8.2.2. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-201	62
8.3. SECCIÓN 300.....	62
8.3.1. VÁLVULA VLV-301	62
8.3.2. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-301	62
8.3.3. TANQUE FLASH V-301	63
8.3.4. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-302	63
8.3.5. COLUMNA DE DESTILACIÓN T-301.....	63
8.3.6. VÁLVULA VLV-302	63
8.3.7. COLUMNA DE DESTILACIÓN T-302.....	63
8.3.8. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-307	63
9. INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL.....	64
9.1 INTRODUCCIÓN	64
9.2 ELEMENTOS DEL SISTEMA DE CONTROL.....	65
9.2.1. ELEMENTO PRIMARIO (SENSOR/TRANSMISOR)	65
9.2.2. CONTROLADORES.....	67
9.2.3. ELEMENTO FINAL DE CONTROL	67
9.2.4. PROCESO	68
9.3. MÉTODO DE CONTROL.....	68
9.4. SELECCIÓN DEL ALGORITMO DE CONTROL.....	69
9.4.1. CONTROLADOR ON-OFF.....	69
9.4.2. ACCIÓN PROPORCIONAL	69
9.4.3. ACCIÓN INTEGRAL	69
9.4.4. ACCIÓN DERIVATIVA	69
9.4.5. ACCIONES ELEGIDAS PARA LOS LAZOS DEL PROCESO DE ISOMERIZACIÓN DE BUTANO.....	70
9.5 NOMENCLATURA.....	70
9.6 LAZOS DE CONTROL DEL PROCESO DE ISOMERIZACIÓN.	71
9.6.1 LAZOS DE CONTROL EN LA SECCIÓN 100	71
9.6.2 LAZOS DE CONTROL EN LA SECCIÓN 200	72
9.6.3 LAZOS DE CONTROL EN LA SECCIÓN 300	73
9.7 ALARMAS.....	77
9.8 VÁLVULAS DE ALIVIO.....	77
10. ESTUDIO DE SEGURIDAD	79

10.1 INTRODUCCIÓN	79
10.2 REGLAMENTO CLP Y DIRECTIVA SEVESO III.....	79
10.3 INVENTARIO DE SUSTANCIAS.....	80
10.4 CLASIFICACIÓN DE LA INSTALACIÓN SEGÚN LA DIRECTIVA SEVESO III.....	81
10.4.1. ASPECTOS GENERALES	81
10.4.2. CANTIDAD DE SUSTANCIAS	82
10.4.2.1. CANTIDAD PRESENTE EN EL REACTOR R-201.....	83
10.4.2.2. CANTIDAD PRESENTE EN LAS COLUMNAS DE DESTILACIÓN	83
10.5. REACTIVIDAD QUÍMICA DESCONTROLADA.....	85
10.5.1. CLASIFICACIÓN NFPA.....	85
10.5.2. MATRIZ DE COMPATIBILIDAD QUÍMICA	85
10.6. DISTANCIAS DE SEGURIDAD ENTRE BLOQUES Y EQUIPOS.....	86
10.7. DIMENSIONAMIENTO DE FUGA	88
10.8. MASA EQUIVALENTE DE TNT	90
10.9 ÍNDICE DOW DE FUEGO Y EXPLOSIÓN	93
10.9.1. INTRODUCCIÓN	93
10.9.1.1. FACTOR DE MATERIAL.....	94
10.9.1.2. FACTORES DE RIESGOS GENERALES	94
10.9.1.3. FACTORES DE RIESGOS ESPECIALES	94
10.9.2. OBTENCIÓN DEL ÍNDICE DE FUEGO Y EXPLOSIÓN	94
10.9.3. GRADO DE PELIGRO DE LA UNIDAD	97
10.9.4. RADIO Y ÁREA DE EXPOSICIÓN DE LAS UNIDADES.....	97
10.9.5. FACTOR DE DAÑO.....	98
11. LEGISLACIÓN, NORMATIVA DE APLICACIÓN Y CÓDIGOS DE DISEÑO	99
11.1. CONSTRUCCIÓN	99
11.2. SEGURIDAD Y SALUD	99
11.3. MEDIOAMBIENTE.....	100
11.4. NORMAS, GUÍAS Y CÓDGO DE DISEÑOS	100
12. BIBLIOGRAFÍA.....	101

1. INTRODUCCIÓN

1.1 OBJETO

El objeto de este proyecto es el diseño de una planta de producción de isobutano a partir de la isomerización de n-butano con una capacidad de isomerización de 150.000 t/año.

El producto se obtiene mediante la isomerización de butano en presencia de hidrogeno mediante la introducción de la tecnología ISOMALK-3 que facilita el empleo de catalizadores no clorados eliminando los principales inconvenientes de la isomerización de butano mediante tecnologías convencionales.

Este proyecto es llevado a cabo por Lorena Iglesias Torres y Gabriel Padín González, ambos responsables de las unidades de diseño existentes en el presente documento.

- Etapa de reacción: Gabriel Padín González
- Etapa de separación: Lorena Iglesias Torres

Mediante el presente proyecto ambos alumnos realizan el Trabajo de Fin de Grado del Grado para optar al título de Graduado en Ingeniería Química de la Universidad de Santiago de Compostela.

1.2 ALCANCE

En el presente proyecto los aspectos que se van a tratar son los que se desglosan a continuación:

- Seleccionar el proceso empleado mediante un estudio de alternativas de producción y tecnología disponible.
- Realizar un análisis de viabilidad técnica y económica, incluyendo un presupuesto y análisis de rentabilidad y sensibilidad de la planta.
- Estudio de emplazamiento para determinar la posible ubicación óptima de la planta.
- Realizar el cálculo de los balances de materia y energía de cada etapa y unidad de operación.
- Descripción del proceso y todas las unidades implicadas.
- Realizar el diseño de las unidades seleccionadas, así como el diseño mecánico.
- Estudio preliminar del sistema de control e instrumentación, selección de la estrategia de control y variables controladas.
- Estudio de seguridad de la instalación, donde se indique la categoría en la que clasifica la instalación, distancias de seguridad, elección de los dispositivos de alivio y análisis de riesgos.
- Realizar un estudio ambiental donde se reflejen los principales impactos, emisiones y efectos sobre el entorno.

- Elaboración de los diferentes planos del proyecto: emplazamiento, implantación, diagrama de flujo, diagrama de instrumentación y control y planos de diseño mecánico de los equipos seleccionados.

1.3 CAPACIDAD

Esta planta de isomerización de butano se ha diseñado con una capacidad de isomerización de 150.000 toneladas/año de butano obteniendo 71.241 toneladas/año de isobutano con una pureza de 99,5% con un régimen de operación continuo. De este modo, la planta trabaja 330 días al año, siendo los días restantes destinados a paradas de mantenimiento, problemas de operación o suministro y limpieza. Esta capacidad ha sido escogida en base a diferentes plantas de isomerización de nueva construcción.

2. ANÁLISIS DE MERCADO

2.1. APLICACIONES DEL ISOBUTANO

El isobutano es considerado una sustancia con gran potencial para su uso como propelente de aerosoles, agente espumante, refrigerante y materia prima para la manufactura de diferentes sustancias como aditivos de alto octanaje. De este modo, se trata de un compuesto de gran potencial.

2.1.1. REFRIGERANTE (R600A)

Se emplea como refrigerante (R600a) en pequeños equipos de refrigeración como neveras domésticas. Su pureza debe ser elevada para evitar su contribución a la degradación de los aceites lubricantes de la instalación. En su uso como refrigerante se debe tener en cuenta que este no se oloriza, por lo que no es detectable mediante el olfato, como si lo es para su uso doméstico (1).

En la *tabla 1* se muestra la compatibilidad del refrigerante R600a con diferentes lubricantes. De este modo, se puede observar una buena compatibilidad del isobutano con lubricantes alquilenbencenicos y semisintéticos (mezcla de aceite mineral y alquibencénico).

Tabla 1 Tabla de compatibilidad lubricantes-refrigerante R600a. Fuente: Elaboración a partir de (1).

Lubricante	Compatibilidad con R600a
Mineral	Compatible. Presentan excesiva solubilidad en aplicaciones de alta temperatura, situación que se puede compensar empleando aceites minerales de mayor viscosidad.
Alquilbencenicos	Totalmente compatible.
Semisintéticos	Compatible. La mezcla de aceite mineral y alquibencénico es la más apropiada para este tipo de refrigerante.
Polioléster	Demasiada solubilidad, puede requerir utilizar polioléster de mayor viscosidad.
Polialquilenglicoles	Solubles, dependiendo de las condiciones de trabajo.
Polialfaolefinas	Solubles, recomendado para aplicaciones de baja temperatura.

2.1.2 PROPELENTE DE AEROSOL Y AGENTE ESPUMANTE.

2.1.2.1. ÁMBITO DE LA COSMÉTICA

El Isobutano es comúnmente empleado como propelente de aerosoles, donde generalmente es acompañado de sustancias como el isopentano. Su empleo se ha extendido como sustituto de los clorofluorocarbonos (CFCs) tras su prohibición debido a su elevada toxicidad y persistencia en el medio ambiente atacando a la capa de ozono.

Por otro lado, el isobutano es considerado como un componente seguro para su empleo en productos de cosmética bajo ciertas condiciones y empleos. De este modo, entre sus usos más frecuentes en cosmética destaca su aplicación como propelente de aerosoles en productos capilares, como fijadores de pelo en aerosol, con concentraciones en entre el 13-32% o agente espumante en productos como la espuma de afeitar, con concentraciones de entre el 2-16%. Por otro lado, algunos cosméticos con gran concentración de isobutano en cosméticos en polvo (83%), desodorantes (25-70%) o fragancias (51-60%) (2), otros usos del isobutano en cosmética pueden verse en la *figura 1*.

Product category	1976 uses (Elder 1982)	2001 uses (FDA 2001)	1976 use concentrations (Elder 1982) (%)	2001 use concentrations (CTFA 2001) (%)
<i>Isobutane</i>				
Bath preparations (other)	1	—	>1-5	—
Colognes and toilet waters	—	12	—	54
Powders	—	—	—	83
Sachets	—	4	—	32
Fragrance preparations (other)	—	6	—	51-60
Hair conditioners	3	2	>1-5	—
Hair sprays (aerosol fixatives)	103	107	>5-25	13-32
Hair tonics, dressings, etc.	—	37	—	8-20
Wave sets	—	1	—	—
Hair preparations (other noncoloring)	—	11	—	—
Hair tints	—	17	—	—
Hair color sprays (aerosol)	—	1	—	—
Blushers (all types)	1	—	≤0.1	—
Foundations	1	—	>0.1-1	3
Makeup bases	1	—	>0.1-1	—
Nail basecoats and undercoats	—	—	—	30
Mouthwashes and breath fresheners	—	5	—	38
Underarm deodorants	6	20	>1-50	25-70
Feminine deodorants	3	2	>10-25	—
Personal cleanliness products (other)	13	13	>0.1-25	2-16
Aftershave lotion	—	6	—	—
Shaving cream	51	67	0.1-5	0.6-5
Shaving preparations (other)	—	19	—	5
Skin-cleansing creams, lotions, liquids, and pads	1	2	>1-5	0.9
Depilatories	—	—	—	4
Face and neck skin care preparations	—	1	—	5
Body and hand skin care preparations	2*	1	>1-5*	1-75
Foot powders and sprays	1	2	>1-5	26-82
Moisturizers	2	1	>1-5	0.5-6
Skin fresheners	1	—	>1-5	21
Skin care preparations (other)	1	—	>0.1-1	2-24
Indoor tanning preparations	—	2	—	—
Totals uses/ranges for Isobutane	191	338	≤50	0.5-83

Figura 1. Aplicaciones del isobutano en la cosmética clasificación por porcentaje de isobutano y frecuencia de uso (2).

2.1.2.2. ADITIVO ALIMENTARIO

Debido a sus cualidades inodoras e incoloras, este gas es también empleado como aditivo alimentario, conocido como E 943b. Entre sus usos en la alimentación destaca su empleo en sprays aerosoles de aceites, mantequilla, nata y otros productos de pastelería. Recientemente, se ha aprobado su empleo como propelente en colorantes del grupo II y del grupo III, segundo el Reglamento (UE) 2017/874 de la Comisión de 2017 por el que se modifica el anexo III del Reglamento (CE) 1333/2008 del Parlamento Europeo y del consejo (3).

2.1.3 MATERIA PRIMA PARA LA MANUFACTURA

2.1.3.1. ADITIVO DE INTERÉS PARA COMBUSTIBLES

Uno de los principales usos del isobutano es dentro de la industria petroquímica para la producción de compuestos de alto octanaje que puedan ser empleados en combustibles.

La isomerización de la nafta ligera juega un papel importante en el mundo de los combustibles, pues es una solución que permite cumplir con las necesidades de octanaje en la conocida como “gasoline pool” derivadas del aumento de la cuota de mercado de las gasolinas premium. En la *figura 2* se muestran los cambios en la demanda de diferentes combustibles.

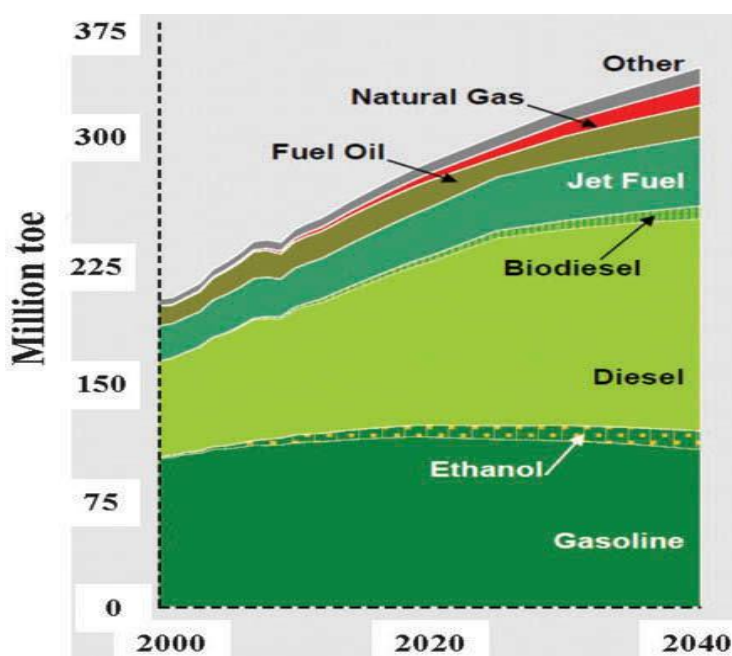


Figura 2. Demanda de combustibles en millones de toneladas de petróleo equivalente. Fuente: (4).

En la *figura 3* se aporta información sobre las composiciones medias de la “gasoline pool” en China, Norte América y Europa.

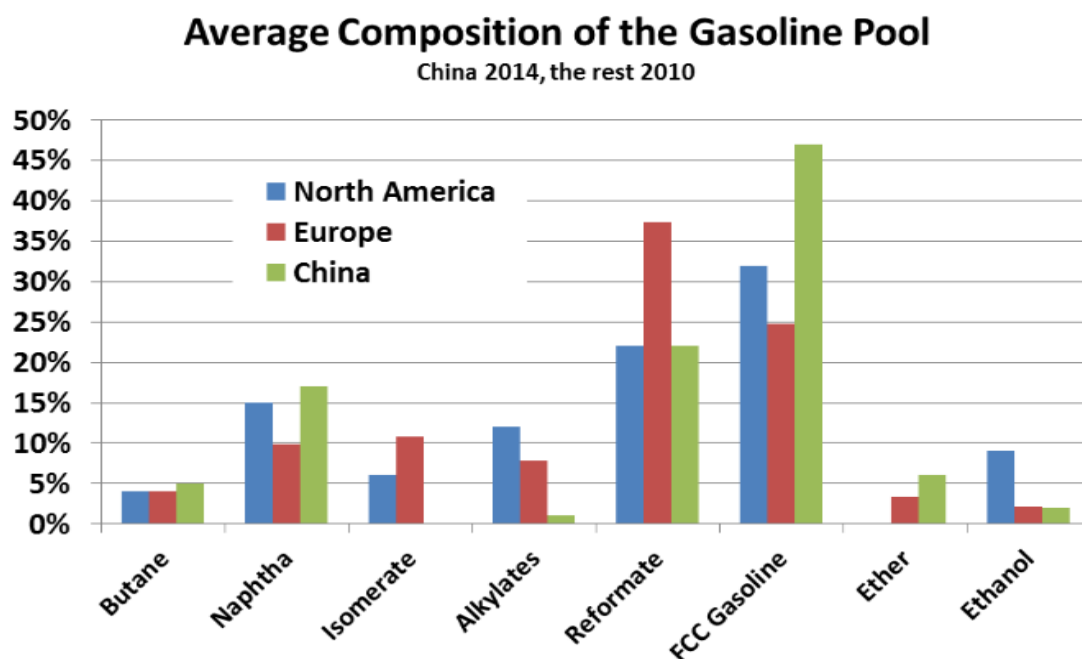


Figura 3. Composición media de la "gasoline pool" en diferentes regiones. Fuente: (5).

El octanaje de los componentes empleados en la producción de los diferentes grados comerciales de gasolinas da una idea general de la calidad antidetonante de un combustible o compuesto concreto. En el caso del isobutano, el octanaje no suele ser tan importante ya que principalmente se emplea el isómero para producir compuestos alquilados y oxigenados.

La efectividad de los hidrocarburos como aditivos para combustibles aumenta con el aumento de su octanaje. El octanaje mide la capacidad antidetonante cuando se comprime en el cilindro del motor del vehículo. De esta manera, interesa que el combustible tenga el mayor octanaje posible para evitar su detonación por combustión rápida dentro del motor.

Su detonación es necesario evitarla puesto que puede provocar serios problemas en el vehículo. Mediante el ajuste de diferentes variables del motor como pueden ser la relación de compresión, el tiempo de combustión o aumentar el octanaje del combustible se logra evitar que este suceso ocurra. En un motor de combustión interna, la detonación del combustible puede provocar problemas como erosión de la superficie de la cámara de combustión u operación ineficiente (6).

Tabla 2. Octanaje de diferentes hidrocarburos. Fuente: Adaptado de (4).

Compuesto	RON (R) Según ASTM 2699	Octanaje del motor Según ASTM 2700	(R+M)/2
n-Butano	93,8	89,6	91,7
i-Butano	100,4	97,6	99
n-pentano	61,7	62,6	62,2
i-pentano	92,3	90,3	91,3
n-hexano	24,8	26	25,4
2-Metil pentano	73,4	73,5	73,4
3-Metil pentano	74,5	74,3	74,4
2,2-Dimetil butano	91,8	93,4	92,6

Como se aprecia en la *tabla 2*, la isomerización para la obtención de alcanos ramificados es una vía para la obtención de combustibles de alto rendimiento ya que su RON es considerablemente superior. En el caso del hexano, el RON mejora casi en 70 unidades cuando se produce la isomerización a 2,2-Dimetil butano.

En la tabla se muestra el octanaje medido mediante dos métodos empíricos (ASTM 2699 y ASTM 2700), los cuales miden las características antidetonantes en niveles de severidad diferentes. Además, la última columna hace referencia a la media aritmética de estos dos métodos, ya que se suele emplear como un valor de eficiencia global del motor.

2.1.3.2. EL ISOBUTANO EN LA PRODUCCIÓN DE ADITIVOS

El octanaje de los combustibles consta de importancia a la hora de valorar un combustible, como ya se ha mencionado, aumentando su octanaje se mejora su combustión obteniendo un producto de mejor calidad. Para mejorar el octanaje de los combustibles, se realiza la adición de isobutano, entre otros compuestos.

Alquilación en presencia de ácidos

Una reacción común es la obtención de isooctano mediante la reacción de isobutano e isobutileno (*figura 3*) en presencia de ácido sulfúrico o ácido fluorhídrico como catalizadores. Esta reacción ocurre de forma cuasi-instantánea.

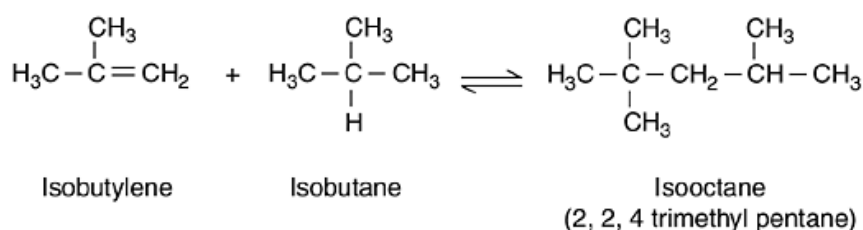


Figura 4. Reacción de formación de isooctano a partir de isobutileno e isobutano. Fuente: (7).

La alquilación del isobutano puede realizarse en presencia de ácido sulfúrico o en presencia de ácido fluorhídrico (HF). En la siguiente figura se observan los diagramas correspondientes a los procesos desarrollados recientemente por UOP y CB&I.

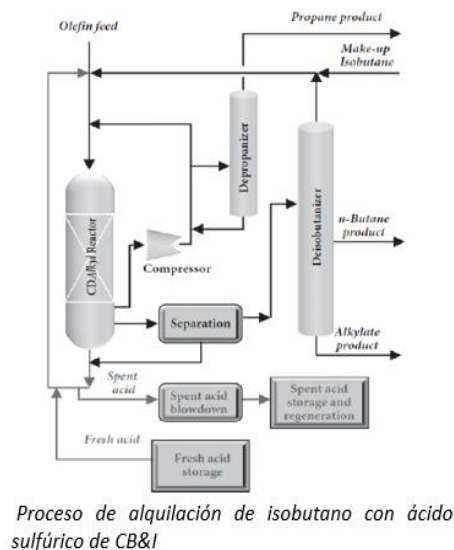
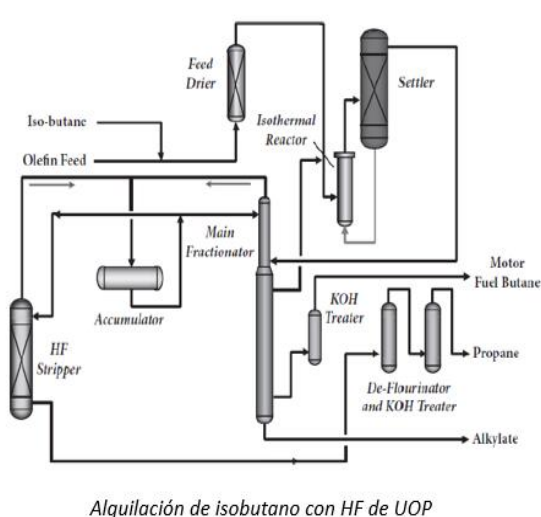


Figura 5. Diagramas de flujo de las alternativas para la alquilación de isobutano con el objetivo de obtener compuestos de alto octanaje en la gasolina. Fuente: Adaptado de (8).

En cuanto a las características del proceso desarrollado por UOP, se muestran las más interesantes en la siguiente tabla:

Tabla 3. Características del proceso de alquilación en función de la alimentación. Adaptado de (8).

Alquilación de isobutano desarrollada por UOP		
Alimentación	Isobutano y olefinas C3 y C4	Isobutano y olefinas C4
Producto	Alquilado iC ₇ e iC ₈	Alquilado iC ₈
Temperatura reacción (°C)	32-38	32-38
Presión en el reactor (bar)	8,27	8,27
Pretratamiento necesario	Merox, secado	Merox, secado
CAPEX estimado (MM\$/kbpd)	5	5
Coste típico de utilidades y catalizador (\$MM/bbl)	1,9	1,9
Licencias	-	220
Unidades en operación	-	>110
Tamaño	-	2.000-45.000

En donde *kbpd* se refiere a miles de barriles por día, *bbl* significa “blue barrel” (una medida de capacidad equivalente aproximadamente a 159 litros) y *MM* representa millones.

Por otra parte, en cuanto a la experiencia comercial de la tecnología de CB&I, en la siguiente tabla se muestran las capacidades instaladas de la tecnología.

Tabla 4. Capacidades instaladas de la tecnología desarrollada por CB&I. Fuente: Adaptado de (8).

Localización de la licencia	Capacidad (kilotoneladas por año)	Inicio de la producción
ShanDong (China)	200	Mayo de 2013
Ningbo (China)	600	Marzo de 2014
QinZhou (China)	200	Julio de 2014
Korea	600	Marzo de 2017

Producción de Isobuteno

Mediante la deshidrogenación del isobutano se obtiene el isobuteno. Esta reacción se lleva a cabo en un reactor catalítico, mediante el empleo de un catalizador de platino o cromo a temperaturas de 500-650 °C y presión de 0,5 MPa.

Producción de aceite alquilado

Se realiza la alquilación de isobutano y buteno sintetizando aceite alquilado. Este proceso se lleva a cabo normalmente en un reactor de lecho fluidizado, donde ambas materias primas son puestas en contacto produciéndose la alquilación y formación del aceite alquilado

Producción de terc-butanol

Llevando a cabo una reacción de oxidación catalítica en fase líquida del isobutano en presencia de oxígeno. Como catalizador puede emplearse una mezcla de N-hidroxifitalimida, sal de cobalto divalente y una base orgánica, de forma que se consigue una conversión del isobutano y una alta selectividad del tect-butanol en condiciones de operación moderadas.

Producción de MTBE

El isobutano se emplea para la producción de isobutileno, que a su vez se emplea como materia prima para la obtención de MTBE.

2.2. VISIÓN DEL MERCADO DEL ISOBUTANO

En España, las principales empresas comercializadoras de isobutano son Repsol y Linde. En cuanto a la producción, Repsol cuenta con una sección de recuperación y preparación de isobutano proveniente de corrientes de refinación, consiguiendo un producto de alta pureza apto para su empleo en la industria alimentaria.

Por otro lado, el mercado del isobutano sigue una tendencia positiva. De este modo, a nivel europeo se espera un crecimiento moderado del mercado del isobutano, mientras que se prevé que la región de Asia-Pacífico experimente una mayor cuota de mercado hasta 2026, debido al gran número de refinación existentes en países como China, Japón, India y Corea del Sur. Así pues, el mercado en Asia-Pacífico se cree que aumentará desde los 6,8 billones de USD de 2018 hasta 11,7 billones de USD en 2026 (9).



Figura 6. Complejos petroquímicos de la región Asia-Pacífico y empresas existentes. Fuente: (10).

Por detrás de Asia-Pacífica en el mercado, se encuentra América del Norte, donde destacan los estados unidos como país principal, donde la producción de isobutano ha ido aumentando notablemente en los últimos años. Esta evolución puede apreciarse en la *figura 7*.

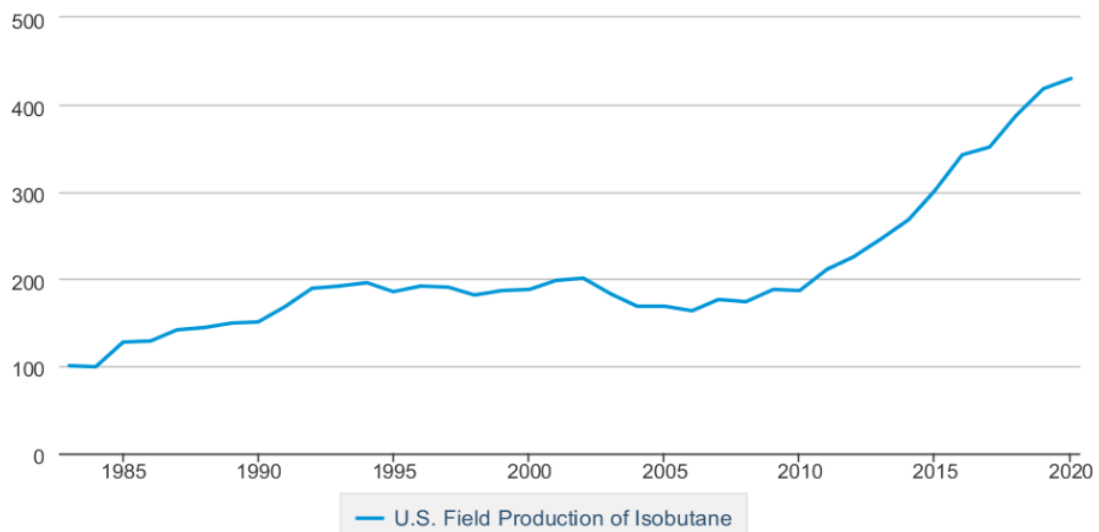


Figura 7 Evolución de la producción de isobutano en EEUU a lo largo de los años a partir de gas natural (cientos de miles de barriles por día). Fuente: (11).

De este modo, a nivel mundial el mercado del isobutano sigue una tendencia creciente, de modo que se espera un crecimiento mundial con un 6,6% CAGR desde 2019 hasta 2026, alcanzando en ese año un valor de 34 billones de USD (9). Entre los principales mercados a nivel mundial del isómero, están los siguientes:

- Materia prima en la producción de compuestos como el isooctano o el MTBE.
- Refrigerante alternativo en sistemas de refrigeración convencionales (R-12, R-22 y R-134a).

Como ya se ha mencionado, las aplicaciones del isobutano son variadas y se emplea como materia prima para la obtención de productos valiosos de la industria química. Algunas de las principales empresas productoras a nivel mundial son:

- Air Liquide
- ConocoPhillips
- Taiyo Nippon Sanso
- Sibur

2.3. SITUACIÓN DEL MERCADO DEL ISOBUTANO SEGÚN SU APLICACION

El mercado del isobutano está directamente relacionado con la situación en el mercado de sus diferentes aplicaciones. De este modo, para entender su demanda es necesario evaluar la situación de dichas aplicaciones. Por este motivo, a continuación, se realiza el tratamiento del mercado del isobutano a través del mercado de sus principales aplicaciones (expuestas en el apartado 2.1).

2.3.1 MERCADO DE REFRIGERANTES.

El mercado de los refrigerantes se espera que crezca desde los 21,3 billones de dólares de 2020 hasta los 30,8 billones de dólares en 2025, con un CAGR del 7,7% en el periodo indicado (2020-2025) (12). El factor que afecta de forma crítica a la evolución de este mercado es la creciente demanda de refrigerantes para aplicaciones domésticas, comerciales e industriales. En términos de volumen, la región más importante es la de Asia-Pacífico, seguida de América del Norte y Europa.

Por otra parte, la dinámica del negocio de los refrigerantes está fuertemente influenciada por la conocida como “Cold chain”. Este mercado comprende las actividades de transporte y almacenaje que tratan de mantener un cierto rango de temperatura. La demanda está marcada fuertemente por los dos principales clientes, que son la industria alimentaria y la farmacéutica.

El gran crecimiento que se espera en la región de Asia-Pacífico se debe a la demanda creciente tanto para uso doméstico, como para empleo en sistemas industriales de refrigeración. Además, el lanzamiento de nuevos refrigerantes puede suponer una oportunidad lucrativa para los productores de este tipo de compuestos en los próximos 5 años. Se espera que el volumen de mercado aumente desde los 21,3 billones de dólares en 2020 a 30,8 billones de dólares en 2025.

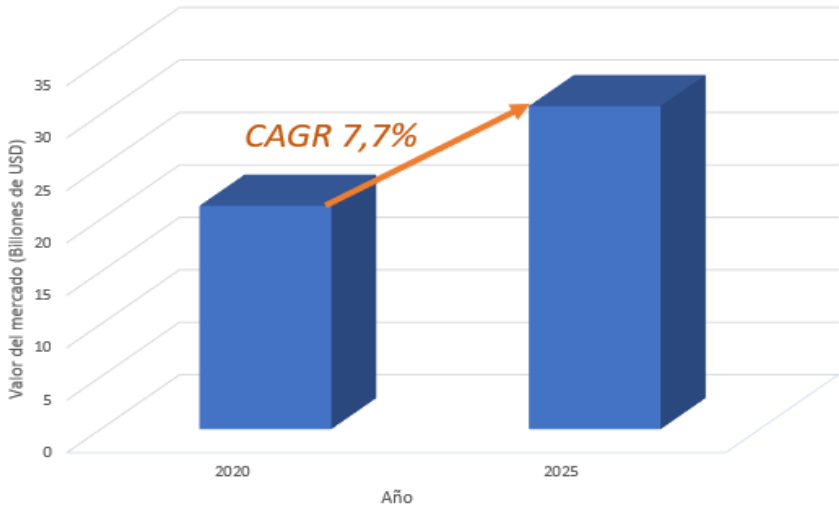


Figura 8. Crecimiento esperado del mercado de los refrigerantes. Fuente: Elaboración propia a partir de (12).

Como se puede apreciar en la siguiente imagen, se espera un gran crecimiento anual en el mercado de la “Cold chain”(17% CAGR) hasta 2024. Además, se observa que un 34% del crecimiento global del mercado tendrá lugar en la región Asia-pacífico (13).

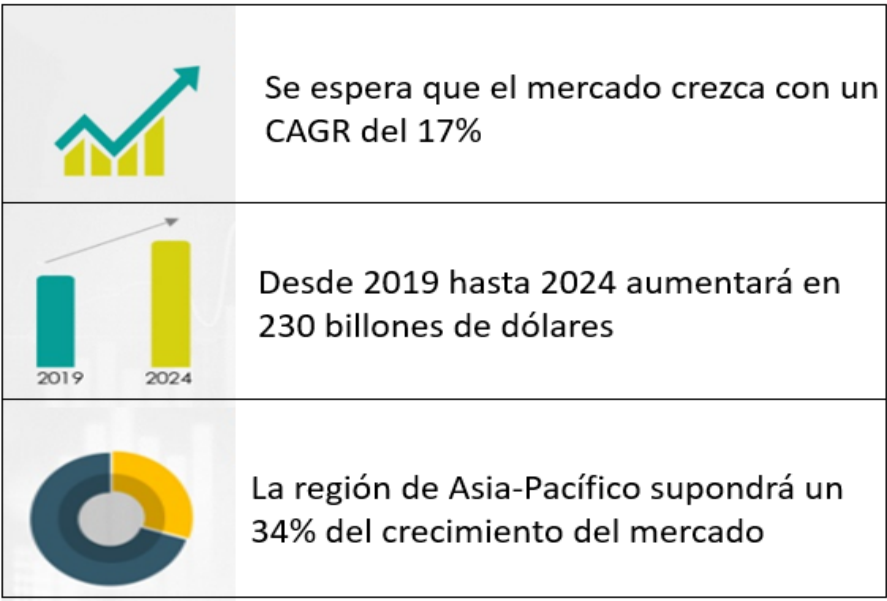


Figura 9. Evolución esperada de la cadena del frío entre 2020 y 2024 (13).

2.3.2. MERCADO DE ISOBUTENO

El isobuteno se emplea principalmente aditivo para gasolinas y polímeros y también en aplicaciones relacionadas con la industria agrícola. De esta forma, la evolución de su mercado está influenciada de manera crítica por su uso en estos sectores. En la *figura 10* se aprecia la cuota de mercado que pertenece a las diferentes regiones del mundo, (14).

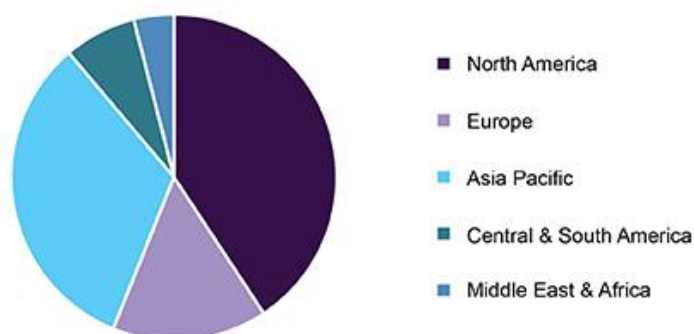


Figura 10. Cuota de mercado del isobuteno del as diferentes regiones (2015). Fuente: (14).

Los principales usos de este producto se relacionan con la producción de MTBE y ETBE. En la siguiente figura se puede apreciar el volumen de mercado del isobuteno en China, tanto para la obtención de MTBE como de ETBE.

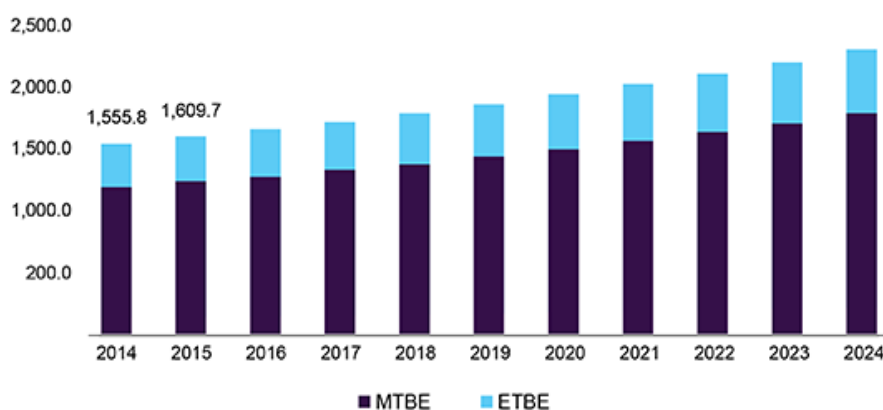


Figura 11. Volumen de mercado del isobuteno en China por productos, 2014-2024 (kilotoneladas). Fuente: (14).

2.3.3. MERCADO DE MTBE

El MTBE se emplea como agente antidetonante y para aumentar el octanaje en las gasolinas. El bajo coste de este compuesto y su efectividad contribuyen a que sea el segundo tipo de aditivo para gasolinas más producido mundialmente.

La demanda de este compuesto en países como China, India, México, Corea del Sur y Arabia Saudí ha ido incrementando progresivamente acorde al aumento de vehículos en estas regiones.

En la *figura 12* se muestra el crecimiento esperado de las diferentes regiones. De este modo, destaca Asia pacífica con el pronóstico de un gran crecimiento, seguido por América del norte y África. En cuanto a Europa, se espera un crecimiento de mercado bajo.

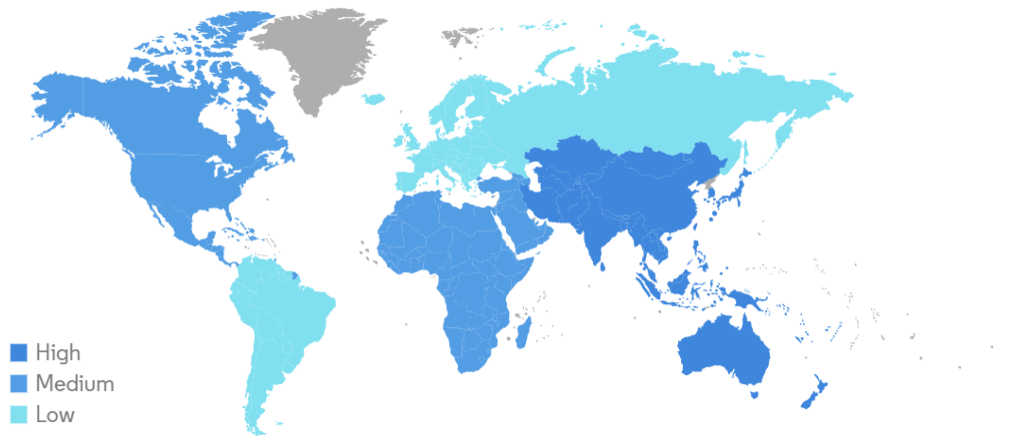


Figura 12. Crecimiento del mercado del MTBE entre 2021 y 2026. Fuente: (15).

En lo que a números se refiere, en la *figura 13* se puede apreciar el volumen de la demanda y la producción del MTBE.

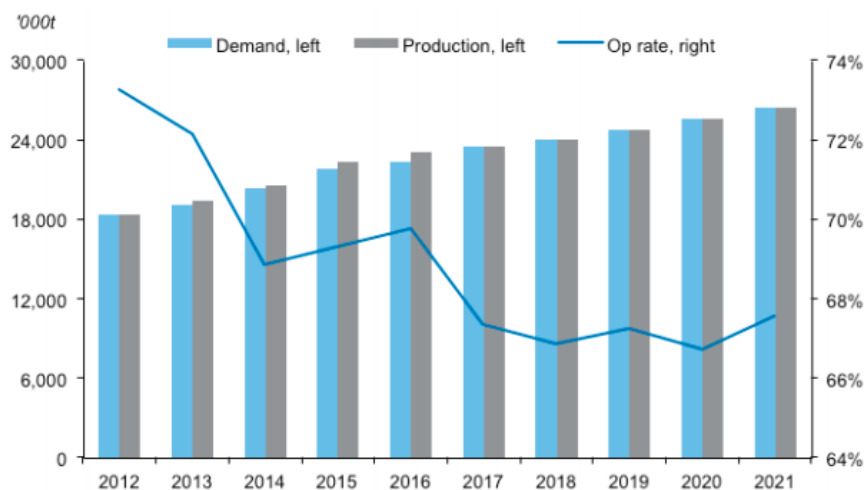


Figura 13. Demanda y producción de MTBE. Fuente: (16).

Dicha demanda se ha visto reducida debido al impacto de la COVID-19, ya que con las restricciones de movilidad la demanda de gasolina cayó en picado. Se espera que la producción del combustible se recupere y llegue a los 97,7 millones de barriles por día en 2021, lo que implicaría un aumento de la producción del MTBE.

Por otra parte, en la *figura 14* se muestra cómo se divide la capacidad de producción del MTBE en función de la materia prima. Se observa que la deshidrogenación de isobutano abarca un 20,3

% de producción de MTBE, situándose como la segunda materia prima predominante en su producción.

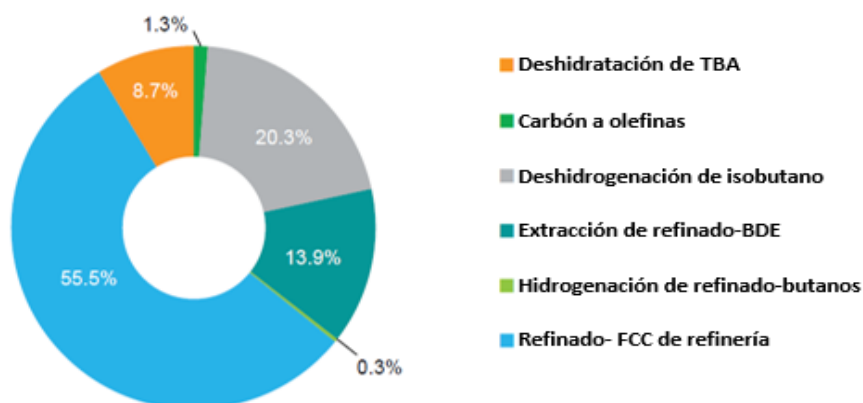


Figura 14. Capacidad de producción del MTBE en función de la materia prima. Fuente: Elaboración propia a partir de (17).

2.3.4. MERCADO DE ISOOCTANO

El isooctano es utilizado también en aplicaciones como aditivo de gasolinas como agente antidetonante y de aumento de octanaje. Este producto está ganando popularidad con respecto al MTBE como aditivo, ya que este último provoca contaminación en el suelo y en las aguas subterráneas. En la *figura 15* se aprecia el mercado del isooctano en función del tipo de mercado final y la aplicación. Se puede observar que en el mercado del isooctano predomina en el ámbito de la elaboración de combustibles de gasolina, mientras que en su aplicación destaca su empleo como diluyente.

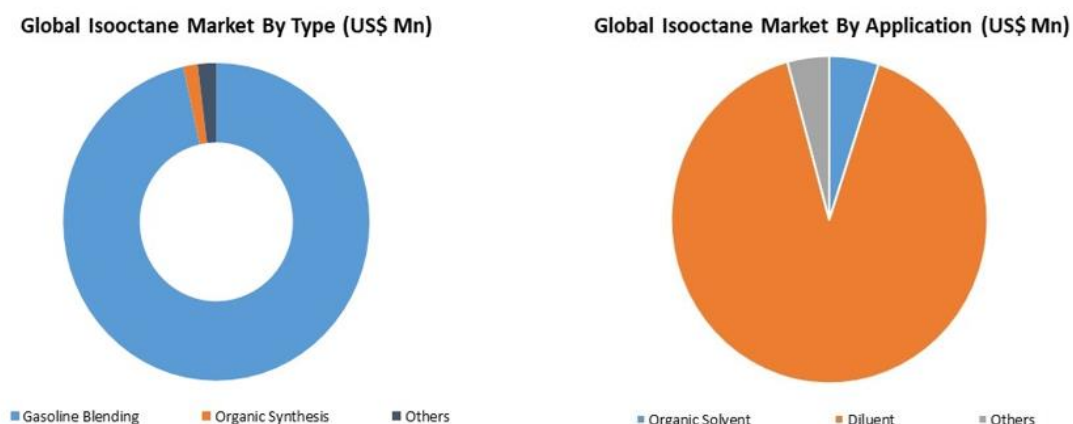


Figura 15. Mercado del isooctano en función del tipo de mercado final y de la aplicación. Fuente: (18).

En cuanto a regiones, Norte América domina el mercado global, seguida de China y Europa. El mercado del compuesto en China se espera que sufra un gran aumento debido a las estrictas

regulaciones gubernamentales y a la voluntad de reducir las emisiones de carbono. En la *figura 16* se puede apreciar el mercado global por región del isooctano en términos comparativos.

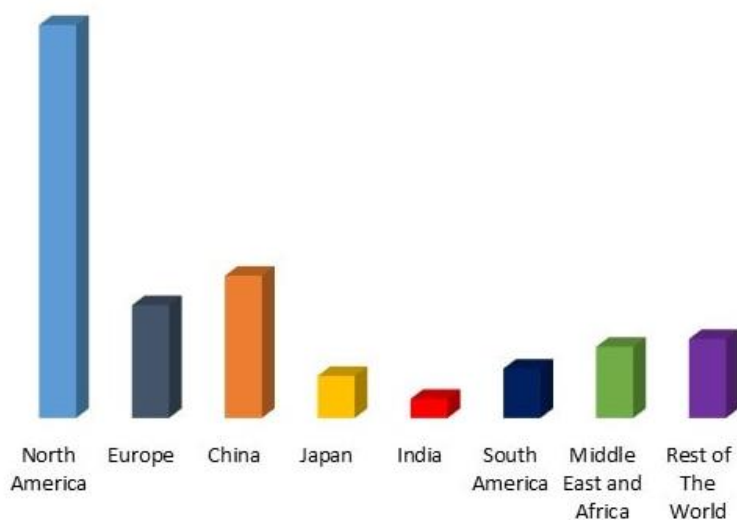


Figura 16. Mercado del isooctano por región. Fuente: (18).

2.4 MERCADO DE LAS MATERIAS PRIMAS

Para realizar un estudio completo de la producción de isobutano es necesario conocer las tendencias de las materias primas involucradas en el proceso. Por lo tanto, en el presente apartado se realizará un estudio de mercado de las materias primas del proceso de producción.

2.4.1 MERCADO DE BUTANO

El butano se emplea en aplicaciones de producción de combustibles debido a su alta inflamabilidad y su fácil licuefacción. En la *figura 17* se muestra la evolución del volumen del mercado en billones de dólares desde 2015 a 2026. Se puede observar una tendencia positiva que se espera que se mantenga hasta el año 2026, donde se estima que se encuentre en los 125,8 billones de USD. En el mercado destaca la región de Asia Pacífica como principal componente, seguida por Norte América y en tercer lugar Europa, situación que se mantiene a lo largo de los años.

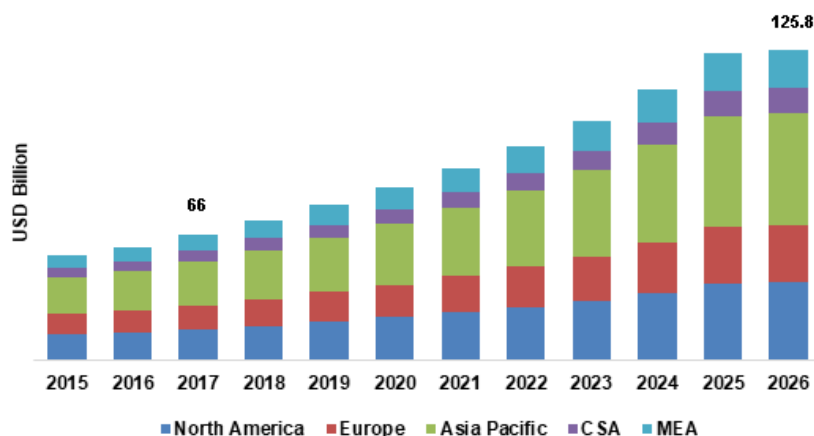


Figura 17. Mercado del butano por región, 2015-2026 (USD Billion). Fuente: (19).

Por otra parte, en la *figura 18* se desglosa el mercado del compuesto en sus diferentes aplicaciones.

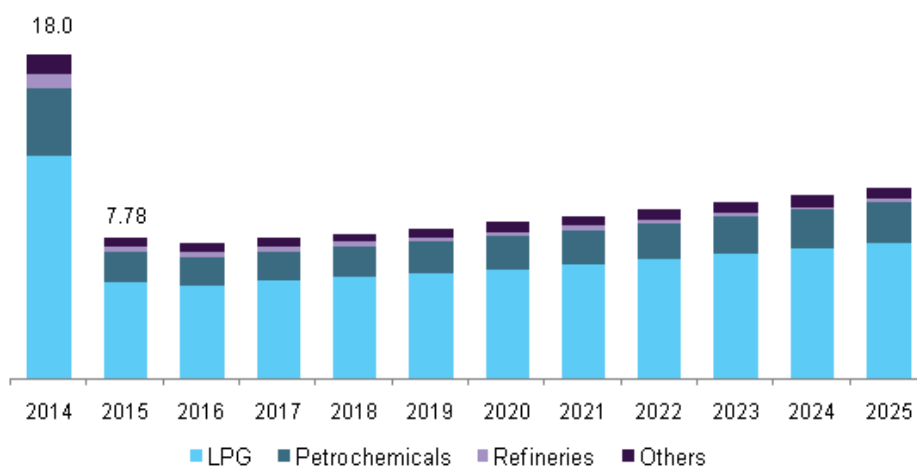


Figura 18. División del mercado del butano en función de las aplicaciones. Fuente: (20).

Como se puede ver, la aplicación principal del butano es la de LPG (liquefied petroleum gas en inglés y gas licuado de petróleo en español) para su uso como combustible. Además, en la *figura 19* se indica el grado de crecimiento del mercado del compuesto por región entre 2019 y 2024. Como se puede observar, el mayor crecimiento se espera en Asia pacífica, seguido de Norte América, Europa y el Norte de Asia con un crecimiento medio.

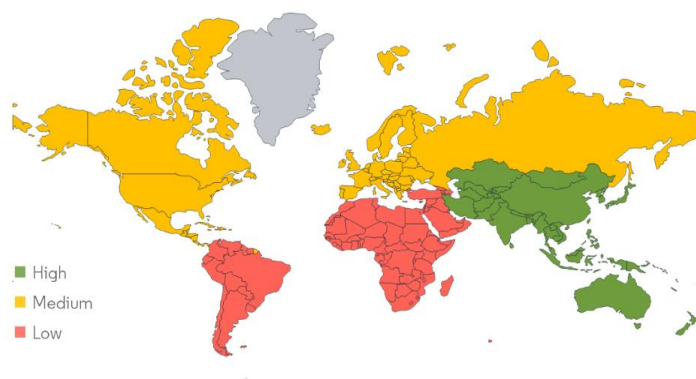


Figura 19. Crecimiento esperado del mercado del butano entre 2019 y 2024. Fuente: (21).

2.4.2. MERCADO DE HIDRÓGENO

El hidrógeno se puede obtener a partir de recursos renovables o a partir de combustibles fósiles. En la siguiente imagen se desglosan los diferentes tipos de hidrógeno en función de su obtención, así como el precio de alguno de ellos teniendo en cuenta el cambio de divisa (22) (tabla 5).

Tabla 5. Diferentes tipos de hidrógeno en función del proceso de obtención y precios. Fuente: Elaborada a partir de: (23) y (24).

Hidrógeno producido a partir de renovables		Producido a partir de materiales fósiles			
Verde	Violeta	Turquesa	Azul	Gris	Negro
En el proceso de electrólisis, el agua se separa en hidrógeno y oxígeno; la electricidad para llevar a cabo el proceso viene de reactores nucleares	En el proceso de electrólisis el agua se separa en hidrógeno y oxígeno; la electricidad para llevar a cabo el proceso viene de reactores nucleares	El hidrógeno se produce a partir de la pirólisis empleando gas natural sin emisiones de CO ₂	Producido como el hidrógeno gris, pero durante el proceso el CO ₂ es capturado	Producido a partir de combustibles fósiles; hay emisiones de gases de efecto invernadero	Extraído de gas sintético producido a partir de carbón
Rango de precio ($\frac{\text{€}}{\text{kg}}$): 3,74-4,57			Rango de precio ($\frac{\text{€}}{\text{kg}}$): 1,16-1,42	Rango de precio ($\frac{\text{€}}{\text{kg}}$): 0,574-1,8	Rango de precio ($\frac{\text{€}}{\text{kg}}$): 1,58-1,93

En cuanto al mercado del hidrógeno, debido a su posible uso como vector energético se espera que el mercado crezca en gran medida en los próximos años. De esta manera, su valor pasará de los 130 billones de dólares en 2020 a los 201 billones de dólares en 2025 (25).

En cuanto al tipo de hidrógeno empleado en el proceso, se empleará el hidrógeno gris, pues el suministro de este compuesto se satisfará mediante su producción en refinería por reformado.

2.5. PRECIO ISOBUTANO Y MATERIAS PRIMAS

Tanto el precio del isobutano como el precio del butano han sufrido grandes variaciones a lo largo de los años. Los diferentes valores que ha ido adoptando (en dólares por millón de BTU) se muestran en la *figura 20*. En el año 2020 el precio de ambos compuestos cae notoriamente debido al SARS-COV-2 que paraliza el mercado internacional, complicando el transporte y producción de productos fuera de la categoría de primera necesidad.

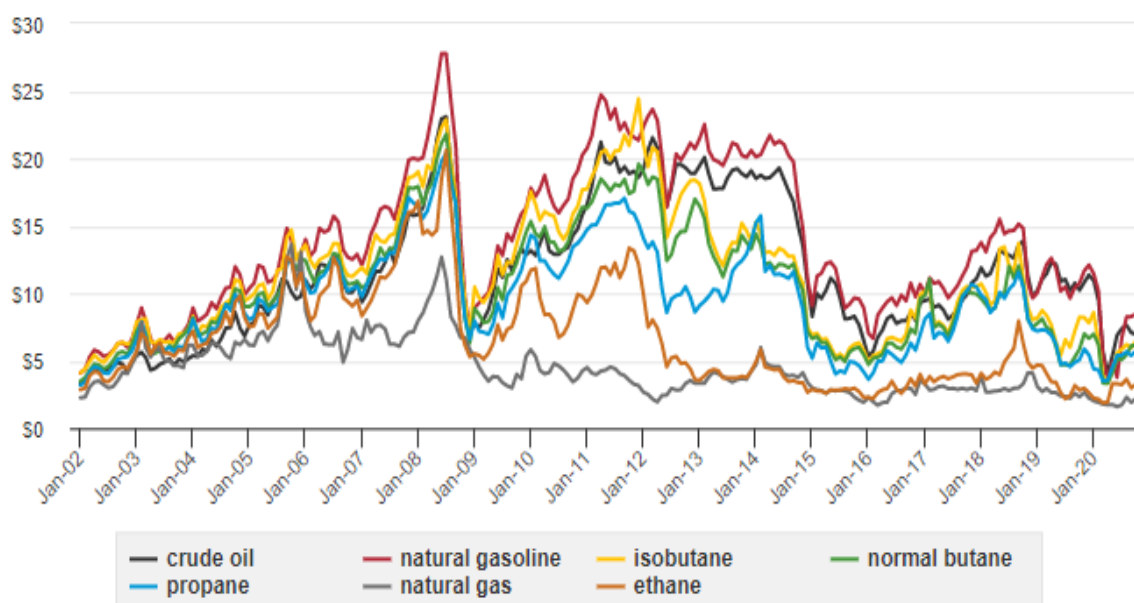


Figura 20. Evolución del precio del isobutano (dólares por millón BTU). Fuente: (26).

De este modo, para tomar la referencia del precio de mercado de estos compuestos se recurrirá a valores previos a la pandemia. Además, debido al auge del uso del isobutano como refrigerante y materia prima para alquilación, su demanda se ha disparado.

De esta forma, para obtener el precio de butano e isobutano en precio por cantidad de compuesto (€/kg) se debe convertir el valor obtenido en la gráfica ($\text{\$/MMBTU}$). Para ello, se debe emplear la siguiente expresión:

$$P_i (\text{€/kg}) = P (\text{\$/MMBTU}) \cdot 1 \text{ MMBTU} / (10^{(-6)} \text{ BTU}) \cdot 1 \text{ BTU} / 1,05506 \text{ kJ} \cdot HV_i (\text{kJ/kg}) \cdot 0,82 \text{ €/1\$} \quad [1]$$

En donde HV_i es el poder calorífico obtenido mediante Aspen Hysys para butano e isobutano. En cuanto a la conversión de divisas, se realizó a día 6 de junio de 2021 (22).

Por otro lado, el precio del hidrogeno varía en función del tipo de hidrógeno en cuestión, como se ha explicado en el punto 2.5.2. De este modo, su precio oscila entre $0,574 (\text{€/kg})$ y $4,57 (\text{€/kg})$, escogiéndose para el estudio de viabilidad económica el precio medio del intervalo para el hidrógeno gris. Los resultados de precios para la materia prima y el producto son los que se muestran a continuación:

Tabla 6. Precio de la materia prima y del producto producido.

Parámetro	Valor
P_{Butano} (\$/MMBTU)	17
$P_{Isobutano}$ (\$/MMBTU)	25
Conversión dólares(€/€)	0,82
$HV_{Isobutano}$ (kJ/kg)	49.170
HV_{Butano} (kJ/kg)	45.760
P_{Butano} (€/kg)	0,96
$P_{Isobutano}$ (€/kg)	0,6
$P_{Hidrógeno}$ (€/kg)	1,19

3. LOCALIZACIÓN

En el presente apartado se realizará un estudio del emplazamiento adecuado para la localización de la planta, para ello se han tenido en cuenta los requisitos necesarios para la puesta en marcha y funcionamiento de la planta de isomerización de butano.

3.1 REQUISITOS DE EMPLAZAMIENTO

La elección de emplazamiento tiene una gran importancia en el proyecto ya que consta de directa con el transporte del producto y materia prima, y por lo tanto con sus costes de asociados.

En primer lugar, dado que el objetivo de la planta es la isomerización del butano, se debe encontrar un emplazamiento que busque minimizar la distancia para el transporte de butano e hidrogeno desde su respectiva planta de producción hasta la planta objeto de este proyecto.

Por otro lado, también se deben tener en cuenta los servicios básicos necesarios para el funcionamiento de la planta como son el servicio de red eléctrica, agua de proceso, energía o combustible.

Por último, se deben tener en cuenta las vías de acceso adecuadas, cercanía a carreteras principales y la red de transporte y distribución. De este modo, se determina la preferencia por ciudades marítimas.

3.1.1 SUMINISTRO DE N-BUTANO

Las principales plantas petroquímicas de España se sitúan por toda la península, entre las que destacan las localizaciones que se listan continuación. Además, en la *figura 21* se puede ver su localización.

- Cepsa: Refinería La Rábida
- Cepsa: Refinería San Roque
- Repsol: Puertollano
- Repsol: A coruña
- Petronor (Vizcaya)
- BP: Castellón
- Repsol: Tarragona
- Repsol: Cartagena



Figura 21. Mapa político de España.

3.1.2 SUMINISTRO DE HIDRÓGENO

Las principales empresas distribuidoras de hidrógeno gas en España son Air Liquide y The Linde Group. La distribución de hidrogeno se realiza de forma sencilla por canalización o entregas a granel.

De este modo, contenedores de gas hidrógeno pueden ser suministrados de forma sencilla y bajo demanda. Entregas que permiten la obtención de cantidades de mediano alcance, distribuidas en camiones y almacenadas en tanques de hidrógeno. Por lo tanto, el suministro de hidrogeno no es un factor limitante a la hora de decidir el emplazamiento de la planta.

3.2 LOCALIZACIÓN SELECCIONADA

Teniendo en cuenta el suministro de butano e hidrogeno, los emplazamientos adecuados para el emplazamiento de la planta se han basado en minimizar el transporte de butano, por lo que se ha decidido emplazar la planta en el polígono industrial de Constantí, en Tarragona, considerando que nos proporciona suministro de materia prima y una red de transporte para la distribución del producto final.

Teniendo en cuenta la capacidad de isomerización de butano de la planta (150.000 toneladas/año), se estima que se necesita al menos una extensión de 50.000 m² para su emplazamiento basando esta estimación en la comparación con plantas de capacidad similar.

3.2.1 POLÍGONO INDUSTRIAL

El polígono industrial de Constantí (*figura 22*) se emplaza en la comarca de Tarragonés, a 5 kilómetros del complejo industrial de Repsol. Cuenta con aproximadamente 2,3 Km² de extensión. Entre las principales construcciones próximas destaca el emplazamiento de una planta incineradora de residuos, con sección de revalorización. Actualmente esta planta está gestionada por la empresa SARPI CONSTANTÍ S.L.U. que actúa como gestor autorizado. Por otro lado, se prevé la incorporación al polígono de Constantí de una planta fotovoltaica de casi 17,5 hectáreas con una potencia de 14,52 megawatts, un proyecto que ya ha sido aprobado con una vida útil de 30 años (27).

Entre sus servicios, destaca su equipación con plataformas de transporte, sistema de telefonía para comunicaciones de empresa apoyado en una red digital multiservicio. El suministro eléctrico se realiza mediante red eléctrica subterránea de media tensión de 25kV mientras que, para el suministro de agua, el polígono dispone de 25 m³ha/día, que se puede complementar mediante el suministro vía pozos propios y del consorcio de aguas de Tarragona. Además, cuenta con depósitos de reserva de 6000 m³ (28).



Figura 22. Plano del polígono industrial de Constantí. Fuente: (29).

Por otro lado, destaca la red de gas distribuida en una red interior de gas natural con acometida y cámara de regulación propias (28). Además, el polígono cuenta con servicio de saneamiento (EDAR de Tarragona), recogida de basuras y red de incendios.

En cuanto a las comunicaciones, a continuación, se destacan los puntos de interés:

- Red viaria: El polígono se encuentra a menos de 5 kilómetros de la autopista internacional AP7. Conexión al polígono por carretera TP-7211, TP-7225 y C-422.
- Red ferroviaria: como se puede observar en la figura anterior, se encuentra una terminal de contenedores de Renfe integrada en el propio polígono, con dirección ciudad de Reus y dirección A Roda de Bara. En cuanto a las estaciones de tren más cercanas destaca la estación de Reus (6 km) y la estación de Tarragona (10 km).
- Comunicación marítima: el puerto de Tarragona se encuentra a 10 Km. Se trata de un puerto que ha registrado el febrero de 2021 un movimiento de 2.451.119 toneladas, de los cuales 1.583.319 toneladas correspondientes a líquidos a granel, entre los que destaca el crudo (30).
- Comunicación aérea: El polígono se encuentra a menos de 5 km del aeropuerto de Reus y a 94 km del aeropuerto de Barcelona.

3.2.2 PARCELA

La parcela seleccionada se encuentra en el sur del polígono industrial de Constantí, tal y como se muestra en la figura 20, cuenta con una superficie de 61.069 m², con referencia catastral 6779101CF4567H0001RR.



Figura 23. Ubicación de la parcela seleccionada. Fuente: (31).

3.2.3 CLIMATOLOGÍA

Para realizar el análisis meteorológico, se han tomado los datos estadísticos del aeropuerto de Reus, situado al lado del polígono industrial de Constantí, al no poder obtener los datos del propio polígono. La región de tarragona se encuentra a 53 metros sobre el nivel del mar. De este modo, cuenta con un clima mediterráneo de verano, caracterizado por temperaturas cálidas y templadas con una temperatura media anual de 18 °C por el día y 15 °C por la noche.

Los meses más cálidos son los meses correspondientes con la estación de verano registrando una media de 25 °C y máximos de 40 °C, mientras que los meses más fríos son los correspondientes con la estación invernal, registrando temperaturas medias que rondan los 10 °C y mínimo que llegan a los -6 °C. Esta información se recoge en la figura 24.

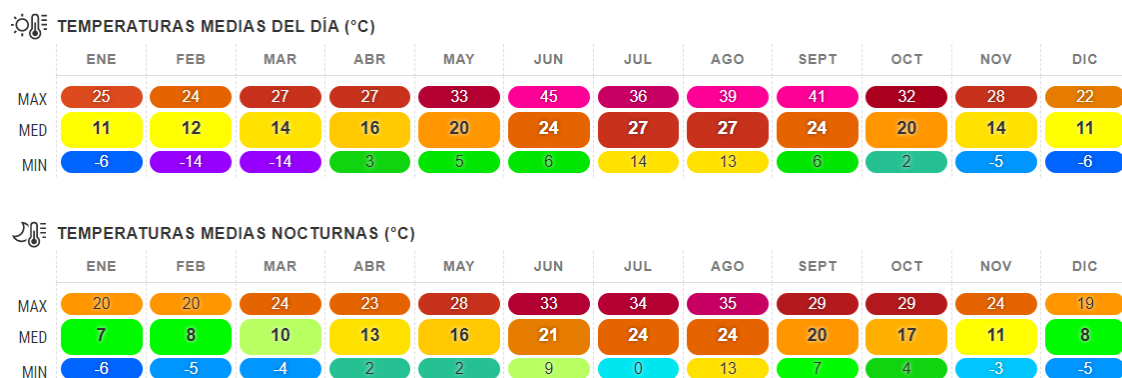


Figura 24. Estadísticas de la temperatura para Aeropuerto de Reus. Fuente: (32).

Las precipitaciones son mayores en las estaciones de otoño e invierno, siendo verano la estación más seca. Concretamente, Julio es el mes que registra menores precipitaciones. Esta información se refleja con mayor claridad en el diagrama (figura 25).

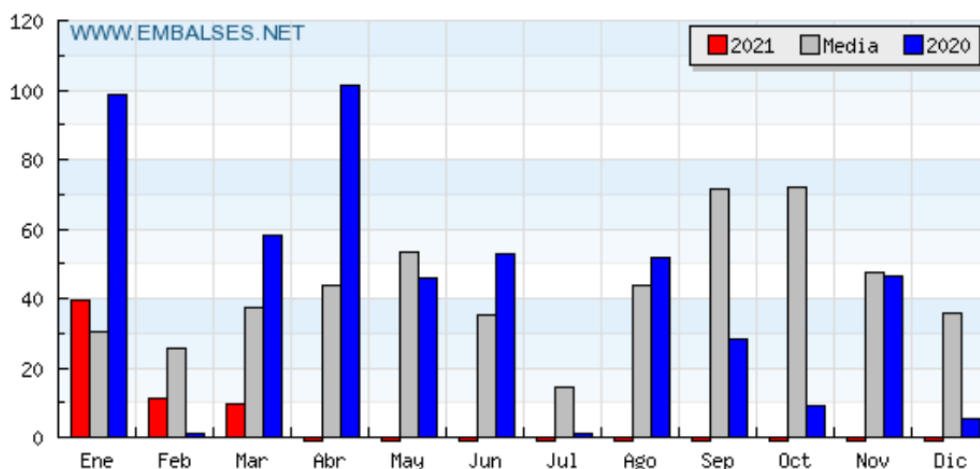


Figura 25. Precipitaciones mensuales Aeropuerto de Reus. Fuente: (33).

En cuanto al viento, predominan el norte y oeste, siendo este último el que recoge una mayor velocidad. Las mayores ráfagas de viento se recogen en los meses de enero y marzo, con un porcentaje del 25% de vientos comprendidos en el intervalo 7-22kts. Por otro lado, durante todo el año, aproximadamente un 60% de las ráfagas tienen una velocidad media comprendida en el intervalo 1-7 kts. No se observan vientos extremadamente fuertes. Esta información se recoge en la figura 26.

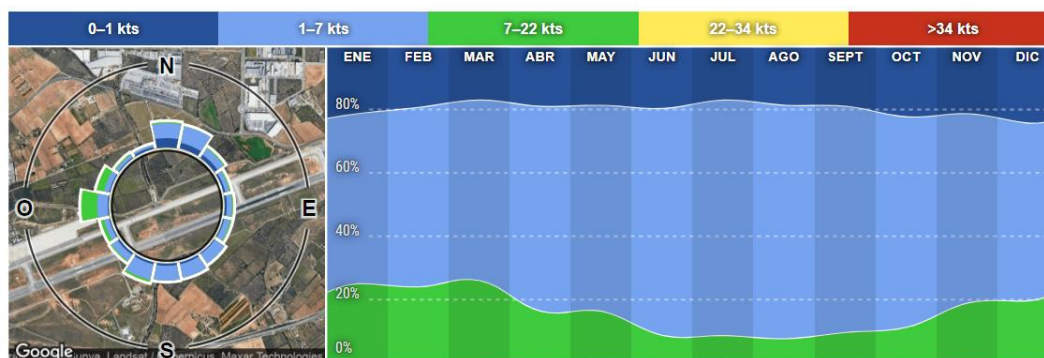


Figura 26. Dirección y distribución de la fuerza del viento mensuales. Fuente: (32).

3.2.4 ESTUDIO DE SISMICIDAD

A la hora de estudiar el emplazamiento de la planta es importante tener en cuenta el peligro sísmico del área, ya que un riesgo de sismicidad elevado requiere medidas preventivas en el diseño de las infraestructuras que garanticen la integridad de estas.

De este modo, en la *figura 27* se observa que, según el Instituto Geográfico Nacional, el polígono industrial de Tarragona está situada en un área con riesgo de sismicidad bajo, por lo que no es necesario implementar medidas adicionales de protección contra la sismicidad. En consecuencia, el peligro sísmico de esta localización no sería un factor determinante en su idoneidad como emplazamiento.

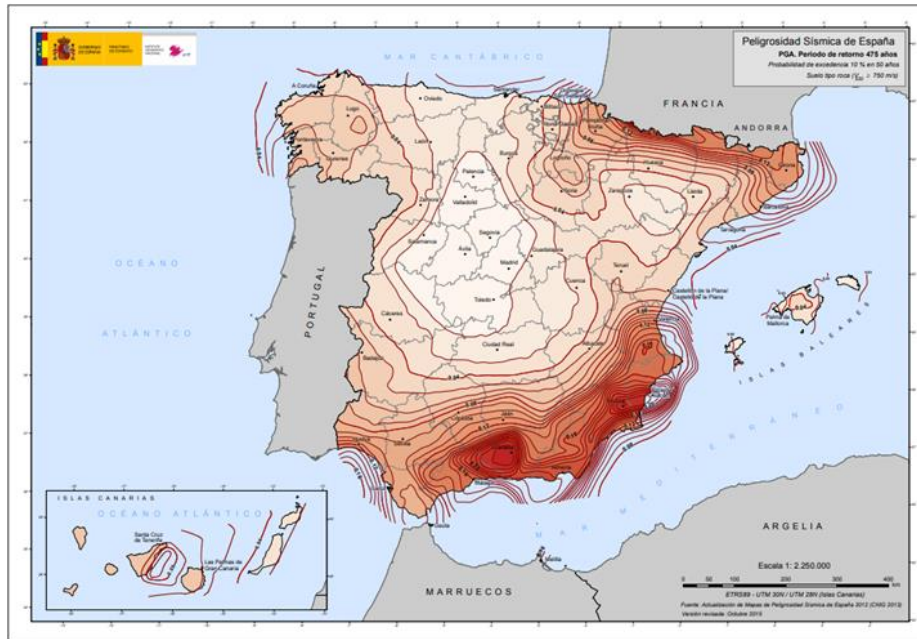


Figura 27. Mapa de peligros sísmicos del territorio español 2015. Fuente: (34).

4. ESTUDIO DE ALTERNATIVAS

4.1 PRODUCTO

El isobutano es un isómero estructural del butano, es decir, se trata de una isoparafina con la misma fórmula molecular (C_4H_{10}) pero la disposición espacial de sus átomos es diferente. El número CAS identificativo es 75-28-5, mientras que su nomenclatura según la IUPAC es: 2-Metilpropano.

Este compuesto se encuentra en estado gas en condiciones normales y se clasifica como LPG (liquefied petroleum gas). En cuanto a sus características, se trata de un compuesto incoloro, inflamable bajo presión y tiene un olor parecido al de la gasolina o al del gas natural. Su estructura molecular se ilustra en la *figura 28*.

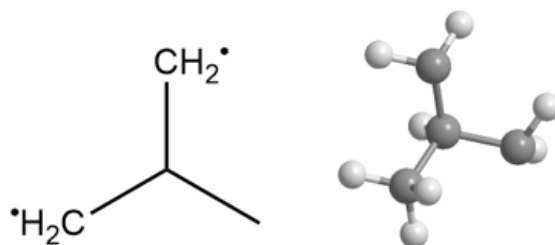


Figura 28. Estructura molecular del isobutano. Fuente: Elaboración propia.

4.2 PROPIEDADES DEL ISOBUTANO

A continuación, se muestran las propiedades físicas, termodinámicas y químicas necesarias para una correcta caracterización del isobutano.

4.2.1 PROPIEDADES FÍSICAS Y TERMODINÁMICAS

A continuación, en la *figura 29* se puede observar de forma gráfica el efecto de la presión y temperatura en el isobutano, desde su punto triple (marcado de color verde) a 113,73 K y $1,206 \cdot 10^{-7}$ bar hasta su punto crítico (marcado en color rojo) a 407,81 K y 36,29 bar.

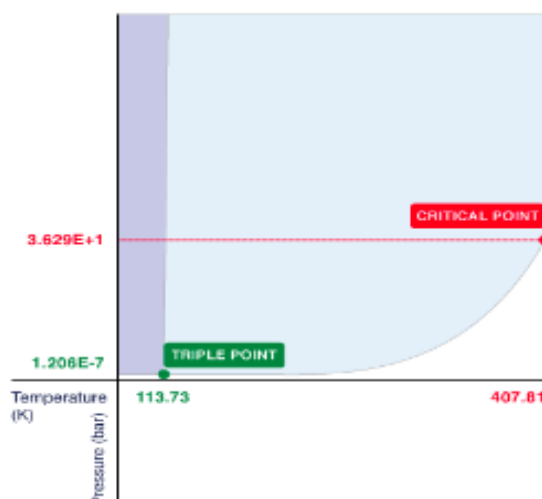


Figura 29. Punto crítico y punto triple del isobutano gas. Fuente: (54).

Por otro lado, en la *tabla 7*, se recogen las principales propiedades físicas de interés de esta sustancia a condiciones de 1 atmósfera y 25°C

Tabla 7. Propiedades del isobutano gas. Fuente: Elaboración propia a partir de las fichas de seguridad y (35).

Propiedades del isobutano gas a 1 atm y 25°C	
Propiedad	Valor
Peso molecular (g/mol)	58,12
Densidad estado gas (kg/m ³)	2,44
Presión de vapor (bar)	3,512
Conductividad térmica (mW/m·K)	16,887
Factor de compresibilidad (Z)	0,973
Viscosidad dinámica (Pa/s)	$7,498 \cdot 10^{-6}$
Cp (kJ/kg·K)	1,692
Entalpía molar de vaporización (kJ/mol)	19,1
Entalpía molar de fusión (kJ/mol)	4,54
Límite superior de explosividad	8,3
Límite inferior de explosividad	1,8

4.2.2 PROPIEDADES QUÍMICAS

Como se ha dicho anteriormente, se trata de un isómero estructural del butano. La principal diferencia respecto al butano, que causa que el isobutano presente un punto de ebullición inferior a este, son sus fuerzas intermoleculares, ya que debido al radical metil sus fuerzas intermoleculares son más débiles que las fuerzas de London del butano, de forma que se requiere de una menor energía para romper sus enlaces.

De este modo, el isobutano es una cadena de hidrocarburos con enlace simple con un radical metil, por lo que su reactividad es la propia de los hidrocarburos alcanos:

- **Reacción de combustión:** Se trata de la reacción que tiene lugar con oxígeno como reactivo que da lugar dióxido de carbono y agua. En esta reacción, los enlaces de la molécula del isobutano se rompen completamente, liberando una gran cantidad de energía.
- **Reacción de sustitución:** si las condiciones de reacción son las adecuadas, en presencia de halógenos el alcano se protona, y uno o más de un átomo de hidrógeno es sustituido por un halógeno. Esta reacción tiene lugar por el mecanismo de reacción en cadena la cual consta de tres etapas: iniciación, propagación y finalización.

Por otro lado, otras reacciones comunes del isobutano son la deshidrogenación para la formación de isobuteno, la reactividad con olefinas formando alquilatos o la oxidación parcial para la formación de TBHP (t-butil hidroperóxido) como se muestran en la *figura 30*.

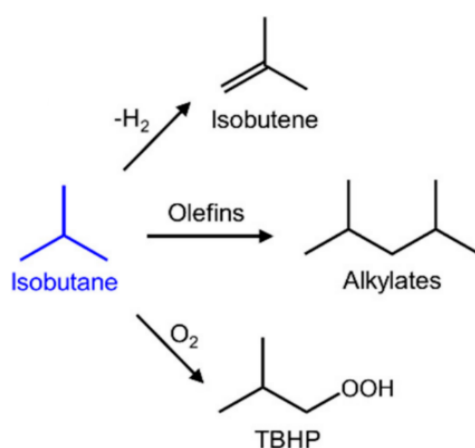


Figura 30. Principales productos comerciales a partir del isobutano. Fuente: (53).

4.3 ALTERNATIVAS DE PRODUCCIÓN

Las principales rutas de obtención de isobutano se muestran en la *figura 31*, como se puede ver, existen tres vías de obtención: mediante la extracción de gas natural, la isomerización de n-butano y, por último, el refino de aceites.

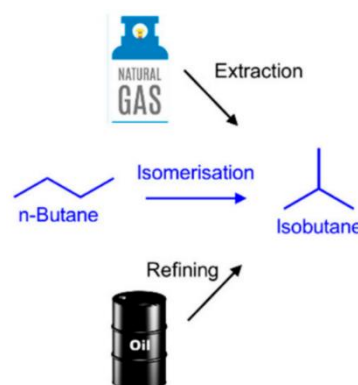


Figura 31. Principales rutas de obtención de isobutano. Fuente: (53).

En los siguientes apartados se realizará un análisis de las dos principales vías de obtención: extracción de gas natural e isomerización de n-butano, al descartar el refino de aceites al ser una vía poco empleada y menos rentable.

4.3.1 EXTRACCIÓN A PARTIR DE GAS NATURAL

Una forma de obtener el isobutano sin necesidad de una unidad de reacción, es la extracción del isómero mediante fraccionamiento de gas natural. En cuanto a su composición, en la *tabla 8* se recogen los porcentajes molares y rangos habituales de los diferentes compuestos.

Tabla 8. Composición del gas natural. Fuente: (36).

Componente	Valor típico (% mol)	Rango (% mol)
Metano	94,9	87,0-96,0
Etano	2,5	1,8-5,1
Propano	0,2	0,1-1,5
Isobutano	0,03	0,01-0,3
Butano	0,03	0,01-0,3
Isopentano	0,01	trazas-0,14
Pentano	0,01	trazas-0,04
Hexanos e hidrocarburos más pesados	0,01	trazas-0,06
Nitrógeno	1,6	1,3-5,6
Dióxido de carbono	0,7	0,1-1,0
Oxígeno	0,02	0,01-0,1
Hidrógeno	Trazas	trazas-0,02

Un diagrama del proceso sería el que se muestra en la *figura 32*. En este caso se corresponde con un proceso de fraccionamiento de gas natural desmetanizado (la alimentación ha sido previamente introducida en una columna donde se ha separado el metano del resto de componentes).

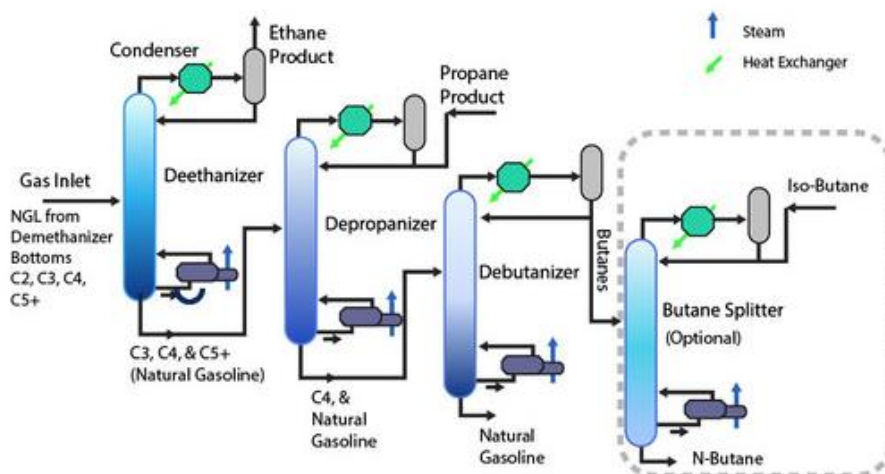


Figura 32. Proceso de fraccionamiento de gas natural proveniente de una unidad de desmetanización. Fuente: (56).

4.3.2 ISOMERIZACIÓN DE BUTANO

En este apartado se presentan dos tecnologías alternativas para la obtención de isobutano mediante la isomerización de butano.

Tecnología ISOMALK- 3

En este proceso, la alimentación puede introducirse directamente en la sección de reacción (si la composición es mayoritariamente butano) o previamente en una columna de separación (cuando la alimentación contiene isobutano) para asegurarse que el contenido en isómero y otros componentes más pesados (fracción C5+) a la entrada del reactor es mínimo.

En esta columna (desbutanizadora), se separan isobutano de butano y la fracción C5+. El isobutano se obtiene por cabezas, mientras que el butano se recupera por una corriente lateral y las fracciones más pesadas por colas.

La alimentación y el hidrógeno introducidos se secan antes de mezclarse para minimizar al máximo su contenido en agua. Ambas corrientes se mezclan, se calientan hasta la temperatura de reacción y se introducen en el reactor Isomalk-3. En este reactor, se pone en contacto la alimentación en fase gas con un catalizador no clorado de óxidos metálicos mezclados. El efluente de reacción se enfría con la corriente de entrada al reactor y se envía a la columna

estabilizadora, donde se separan por cabezas los gases ligeros y por colas los productos de reacción y la alimentación no convertida.

La mezcla de productos, subproductos y alimentación no convertida se introducen al deisobutanizer, donde por cabezas se obtiene el isobutano como producto. En la *figura 33* se muestra un diagrama general del proceso Isomalk-3.

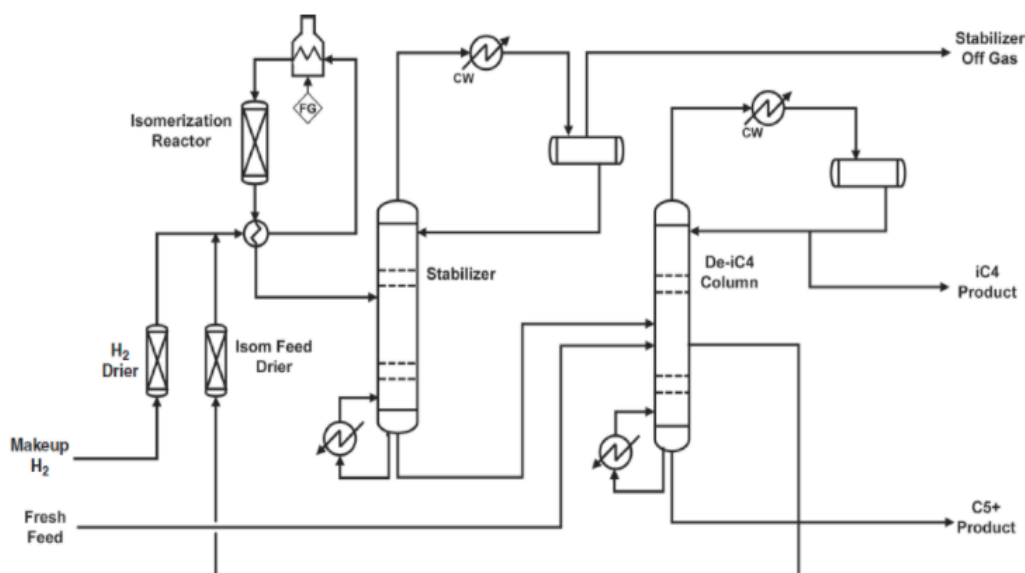


Figura 33. Diagrama de flujo del proceso ISOMALK-3 de JSC SCI Neftheim. Fuente: (37).

Tecnología BUTAMER

En este proceso se emplean dos reactores de lecho fijo en serie, los cuales contienen un catalizador clorado de platino-alúmina. Este catalizador se pone en contacto con la alimentación vaporizada de n-butano, hidrógeno gas y trazas de cloro orgánico (normalmente mediante inyección de percloroetileno). Todos estos compuestos necesitan ser secados para asegurarse de que el agua (un contaminante para el catalizador y un agente corrosivo) no se introduce en el proceso.

El cloro introducido se convierte en cloruro de hidrógeno, el cual favorece y mantiene la actividad catalítica del catalizador. En cuanto al hidrógeno, el gas contribuye a aumentar la selectividad hacia el isobutano al eliminar la polimerización de los productos olefínicos intermedios. Además, evita la formación de coque en las condiciones normales de operación.

En este proceso, la alimentación de butanos se mezcla con una corriente de hidrógeno (ambas corrientes secadas previamente a la mezcla), se calienta y se introduce en los reactores catalíticos. El efluente del reactor se enfría mediante intercambio de calor con la corriente de alimentación (integración energética) y fluye hacia una columna estabilizadora donde se eliminan las pequeñas cantidades de gases ligeros. La corriente de colas de la estabilizadora se envía a una columna DIB (deisobutanizadora) donde se separa por cabezas el isobutano como producto y por colas el butano, que se recircula a la sección de reacción.

En una configuración de proceso HOT (hydrogen once-through) no es necesario un compresor de recirculación ni un separador ya que se usa un pequeño exceso de hidrógeno con respecto al necesario por la estequiometría de la reacción.

Un diagrama para una configuración HOT (sin la columna DIB) para el proceso Butamer™ es la que se muestra en la figura 34.

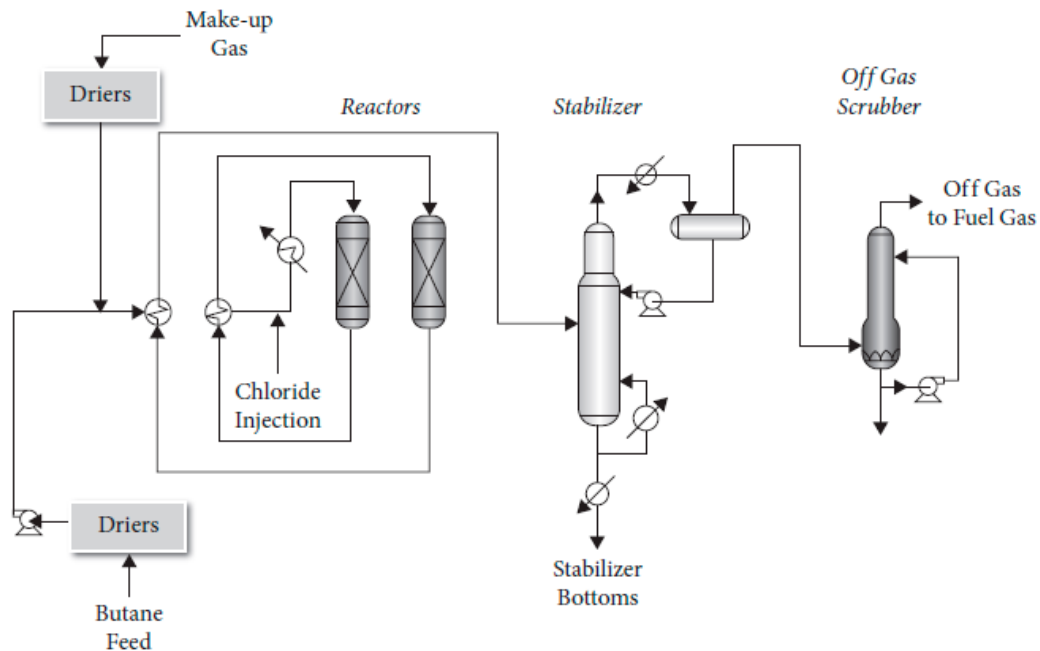


Figura 34. Diagrama de flujo del proceso Butamer™ de UOP. Fuente: (8).

5. JUSTIFICACIÓN DE LA ALTERNATIVA SELECCIONADA

Tomando como base el análisis de alternativas realizado, se realiza la selección de la alternativa más adecuada para la producción de isobutano. Debido a la baja fracción de isobutano en el gas natural, la alternativa de producción de isobutano mediante la isomerización de butano es seleccionada, al permitir un mayor beneficio y porcentaje de obtención de isobutano.

Por otro lado, con el fin de determinar qué tecnología es la más adecuada para realizar la isomerización, en la *tabla 9* se muestran las principales diferencias entre ambas tecnologías.

Tabla 9. Diferencias entre ambas tecnologías. Fuente: (38).

Parámetro	Proceso basado en catalizador clorado (Butamer)	Proceso basado en catalizador no clorado (Isomalk-3)
Desarrollador	UPO (USA)	PJSC SIE NEFTEHIM
Temperatura de proceso (°C)	160-210	160-210
Presión (MPa)	2,5-3,2	1,5-2
Velocidad espacial de la alimentación (h ⁻¹)	6-8	6-8
Ratio molar H ₂ :butano	0,07-0,15	0,07-0,15
Conversión “once-through” del butano (%)	55-60	50-55
Selectividad “once-through” del butano (%)	99	99
Vida del catalizador (años)	2-3	8-10
Sensibilidad del catalizador a impurezas en la alimentación	Alta	Moderada
Capacidad de regeneración del catalizador	No	Sí
Suministro de compuestos clorados	Sí	No
Alquilación de gases ácidos	Sí	No
Residuos	Sí	No

Partiendo de la *tabla 9*, se determina que la alternativa más viable es la de la tecnología isomalk-3 por las siguientes razones:

- Ofrece la posibilidad de regenerar el catalizador. La regeneración del catalizador permite aumentar la vida útil del mismo y disminuir la compra del catalizador, lo cual ayuda a reducir el presupuesto correspondiente a la compra del catalizador.

- La vida útil del catalizador se alarga hasta los 8-10 años. Esto aporta una reducción significativa del coste del catalizador, reduciendo la frecuencia de reemplazamiento y por lo tanto favoreciendo el proceso económicamente.
- No es necesario introducir compuestos clorados para promover el catalizador, lo que evita la generación de residuos. Los residuos clorados son uno de los principales problemas en el proceso de isomerización del butano, al tener la necesidad de eliminarlos. De este modo, al conseguir la isomerización sin la intervención de compuestos clorados se promueve la sostenibilidad del proceso, se elimina la sección de tratamiento y eliminación de residuos clorados.
- El catalizador empleado es menos sensible a impurezas en la alimentación. Esto permite mantener una buena conversión del butano y selectividad del isobutano a pesar de trabajar con una alimentación con mayor número de impurezas.
- La presión empleada en los reactores Isomalk-3 es ligeramente menor a la de la tecnología Butamer, lo que abarata los costes del proceso.

6. ESTUDIO DE VIABILIDAD TÉCNICA

A la hora de llevar a cabo cualquier proyecto, es necesario comprobar que sea viable. La viabilidad se divide principalmente en dos secciones:

- Viabilidad tecnológica.
- Recursos disponibles.
- Viabilidad económica.

Dicho esto, en este estudio se hará una recopilación de datos de plantas operativas que emplean la tecnología elegida para el proceso de isomerización, se obtendrá un valor preliminar de beneficio de la planta y se discutirá si los equipos y utilidades necesarias para llevar a cabo el proyecto están disponibles a nivel industrial.

6.1. VIABILIDAD TECNOLÓGICA

6.1.1. CAPACIDAD INSTALADA

Esta tecnología, a pesar de ser reciente, cuenta con proyectos a gran y pequeña escala, lo que demuestra su viabilidad en el aspecto tecnológico. El mayor proyecto hasta la fecha se realizó en China, en la *figura 35* se muestra la planta con la mayor capacidad instalada de la tecnología Isomalk-3 que pertenece a la compañía Sinopec.



Figura 35. Unidad Isomalk-3 de la refinería de Sinopec. Fuente: (38).

En cuanto a capacidades, en la *tabla 10* se aportan datos de capacidades instaladas de la tecnología a nivel industrial.

Tabla 10. Plantas instaladas de la tecnología Isomalk-3. Fuente: (38).

Empresa	Capacidad referida a la alimentación de butano (KTA)
Sinopec Jinling Petrochemical	480
Shandong Sincier Petrochemical	200
Haike Ruilin Company	30
Hualu Liaoning Company	32

En la siguiente imagen se muestra el aspecto de las unidades de pequeña escala de la tecnología.



Figura 36. Unidades Isomalk-3 de pequeña capacidad. Fuente: (38).

De esta forma, la tecnología está industrialmente probada y se ha demostrado que el catalizador empleado ofrece las grandes ventajas que ya se han comentado previamente en la justificación de la alternativa utilizada.

6.1.2. EQUIPOS

Los equipos necesarios para la materialización del proyecto son todos conocidos en la industria química, los cuales se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 11. Equipos necesarios en el proceso de isomerización de butano. Fuente: Elaboración propia.

Equipo	Función
Reactor de lecho fijo	Producción del isómero a partir del alcano lineal
Columnas de destilación	Separación del producto de los subproductos y alimentación sin reaccionar y obtención de la especificación necesaria en la corriente del producto deseado
Soplantes	Impulsión de las corrientes gaseosas del proceso
Compresores	Aumento de la presión de los gases hasta la presión de reacción
Bombas	Impulsión de las corrientes líquidas del proceso y especialmente importantes en la impulsión de las corrientes de reflujo en las columnas de destilación
Intercambiadores de calor	Permiten calentar, enfriar, condensar y evaporar cuando sea necesario
Válvulas	Permiten disminuir la presión y aumentan la seguridad en la operación del proceso (válvulas antirretorno y todo o nada...)

De esta manera, es sencillo adquirir estas unidades de proceso, ya que su diseño es fácilmente adaptable a las condiciones que existan en la planta. Además, al no existir en el proyecto ningún equipo no convencional, se espera que no existan problemas en la disponibilidad de las unidades de proceso necesarias.

6.1.3. UTILIDADES

La actividad industrial que se va a realizar a cabo requiere de ciertas utilidades como son:

- Aire comprimido para los sistemas de instrumentación y control de la planta.
- Agua de refrigeración y vapor de media presión para los equipos de intercambio de calor.
- Suministración eléctrica para toda la instalación debido a las necesidades de energía de los sistemas informáticos y de los motores eléctricos tanto de compresores como de bombas.

Como ya se ha tratado en el apartado de localización, las utilidades necesarias para la planta están plenamente disponibles al ubicarse en un polígono industrial. En cuanto a las utilidades empleadas para la transferencia de calor, el vapor podría generarse en calderas dentro de la planta y el agua de refrigeración empleada podría recuperar su temperatura inicial con la instalación de torres de enfriamiento con aire.

6.1.4. MANO DE OBRA

Para el mantenimiento, control y operación de la planta, será necesario contratar personal especializado en automática industrial, ingeniería mecánica, ingeniería eléctrica e ingeniería mecánica, entre otras titulaciones de utilidad en este tipo de proyectos.

En la bibliografía (39), para conocer un valor aproximado del número de operarios se estima que son necesarios por turno alrededor de 4 operarios. Se asumirá que son necesarios 4 operarios por turno. De esta manera, considerando que la planta consta de 3 turnos y de 3 posiciones por turno, se obtiene que el número de operarios necesarios es de 12 por cada turno y de 36 en total, pues el día en la planta está dividido en 3 turnos de 8 h.

6.1.5. SEGURIDAD EN LA PLANTA

Dado que los compuestos que se manejan en la instalación son inflamables, es necesario aplicar los protocolos de seguridad pertinentes relacionados con el uso de sustancias altamente inflamables.

Con el fin de determinar el nivel de peligrosidad del proceso, se realizará más adelante un estudio de seguridad en el que se clasificará la instalación según la Directiva Seveso. Además, también se llevará a cabo mediante software un estudio de reactividad química descontrolada de las mezclas binarias que pueden existir en la planta.

En lo que abarca a los peligros derivados de las condiciones de operación, se asegurará el diseño mecánico adecuado de las unidades a elevada presión, en este caso las columnas y el reactor.

Por otra parte, se discutirá la necesidad de instalar capas de aislante en las unidades de proceso, puesto que, aunque las temperaturas son moderadas (la temperatura máxima alcanzada en el reactor R-201 es de 222 °C aproximadamente), siguen siendo valores que suponen un riesgo para los trabajadores en caso de tener que realizar tareas de mantenimiento o emergencia en los equipos de la instalación.

6.2. MATERIAS PRIMAS Y PRODUCTO

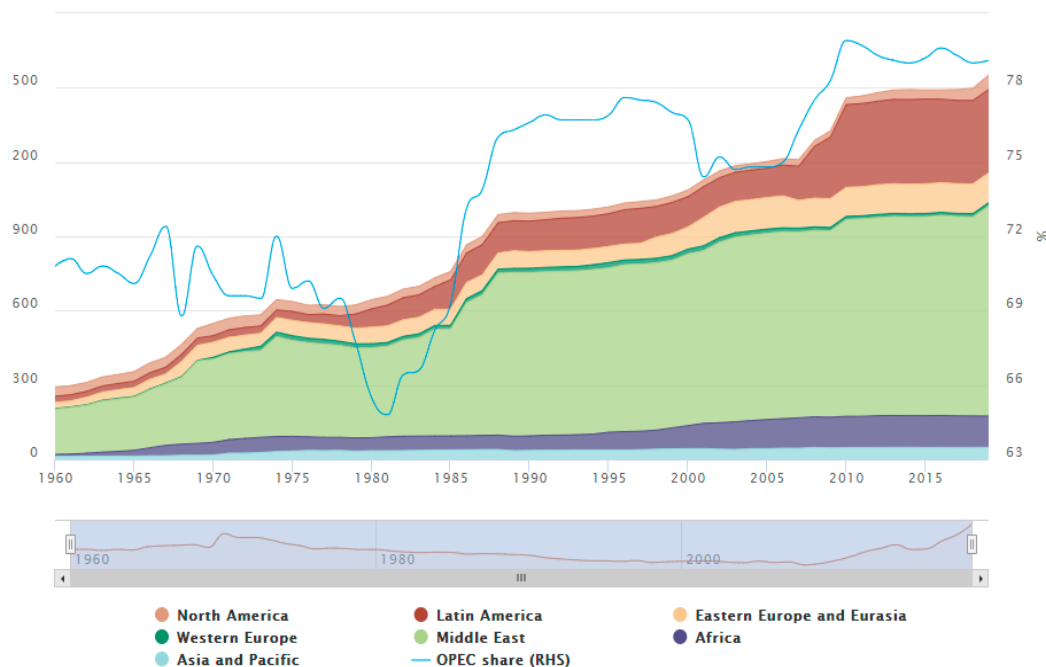
6.2.1. BUTANO

Este compuesto se obtiene a partir de la destilación atmosférica del petróleo, por lo que su disponibilidad depende de la disponibilidad de refinerías cerca de la localización (aunque también podría obtenerse de refinerías no cercanas) y de la disponibilidad de petróleo a nivel mundial.

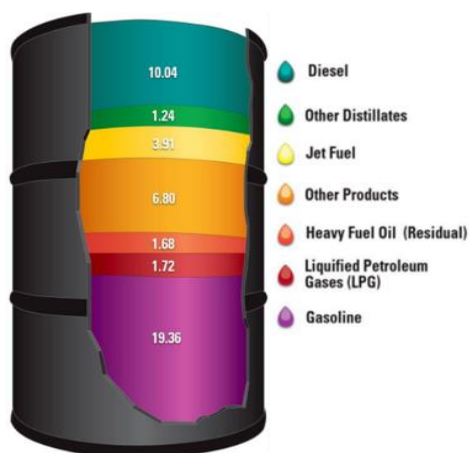
La materia prima del proceso (n-butano) será suministrada por la refinería de Repsol ubicada cerca de la localización seleccionada para la construcción de la planta. Como ya se ha

mencionado, su disponibilidad depende de las reservas de petróleo crudo existentes. En la *figura 37* se muestran las reservas mundiales existentes de crudo.

Como se observa, teniendo en cuenta la producción de LPG por barril de crudo y las reservas existentes, se concluye que no existirán problemas de suministro de esta materia prima.



En cuanto a la distribución de productos de un barril de crudo, en la siguiente figura se aprecia las cantidades aproximadas que se producen mediante su refino:



6.2.2. HIDRÓGENO

En cuanto al hidrógeno, se emplea para mantener la presión dentro del reactor, favorecer la conversión y la selectividad de la reacción. Este compuesto se obtendrá de refinería, en donde

se obtiene principalmente mediante reformado de metano con vapor (SMR), por lo que no se esperan problemas de disponibilidad de esta materia prima.

Como la principal tecnología empleada en las refinerías actualmente es la del SMR, el tipo de hidrógeno empleado para la planta será el conocido como hidrógeno gris.

6.2.3. ISOBUTANO

En lo que al producto respecta, como ya se ha mencionado en el estudio de mercado, las cada vez más exigentes normativas medioambientales referidas a la calidad de los combustibles y la creciente demanda de refrigerantes hacen que los productos obtenidos a partir del isómero estén en alza y, por extensión, la demanda del isobutano. De esta manera, se concluye que existe una gran demanda del compuesto que justifica el proyecto.

6.3 BENEFICIO BRUTO

Para obtener una idea general de si el proyecto es viable económicamente, se suele recurrir al beneficio bruto, el cual se obtiene restando al valor del producto el de las materias primas necesarias y el coste que implican los salarios de los operarios $C_{operarios}$. La expresión para conocer su valor en el proceso de isomerización de butano es la siguiente:

$$Beneficio(€/año) = P_{i-C4} \cdot M_{i-C4} - P_{C4} \cdot M_{C4} - P_{H2} \cdot M_{H2} - C_{operarios} \quad [2]$$

$$C_{operarios} = S \cdot N_{operarios} \quad [3]$$

En donde P_i y M_i son el precio (€/kg) y el caudal másico del compuesto en cuestión (kg/año), respectivamente. Por otra parte, S es el salario medio para los operarios en la industria química española (42) (€/año) y $N_{operarios}$ es el número de operarios necesarios en la planta. En la siguiente tabla se muestran los valores de los precios, caudales del producto y de las materias primas y el valor de beneficio bruto obtenido.

Tabla 12. Evaluación económica preliminar del proyecto de isomerización de butano.

Parámetro	Valor
$P_{i-C4}(€/kg)$	0,96
$P_{C4}(€/kg)$	0,6
$P_{H2}(€/kg)$	1,19
$M_{i-C4}(kg/año)$	$7,0889 \cdot 10^7$
$M_{C4}(kg/año)$	$7,6064 \cdot 10^7$
$M_{H2}(kg/año)$	$3,65 \cdot 10^5$

$S(\text{€/año})$	37.500
$N_{\text{operarios}}(\text{€/año})$	36
$C_{\text{operarios}}(\text{€/año})$	$1,35 \cdot 10^6$
$\text{Beneficio}(\text{€/año})$	20.630.690

Como se aprecia en la tabla, el beneficio bruto obtenido por año teniendo en cuenta el coste de materias primas, producto y el salario de los operarios es de más de 20 millones de euros, por lo que se concluye que en primera instancia el proyecto es viable económicamente.

7. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

7.1. DESCRIPCIÓN GENERAL

En el proceso de la tecnología Isomalk-3, la alimentación de hidrocarburos y el hidrógeno se secan mediante unos tamices moleculares para reducir el contenido en agua de ambas corrientes (es un agente contaminante para el catalizador).

Para reducir hasta los valores adecuados el contenido en agua, se introducen las corrientes en secaderos con tamices moleculares de zeolitas de sodio. La estructura de estos tamices se muestra a continuación en la figura 39.



Figura 39. Tamiz molecular de zeolita tipo A (57).

Como en el proceso no se espera que las alimentaciones contengan impurezas de este tipo, no serán necesarias las unidades de secado, por lo que las corrientes se unirán, se comprimirán hasta la presión de operación y luego se calentarán hasta la temperatura de reacción. El efluente de reacción se enfría y se introduce en la sección de separación.

En la sección de separación se separan en una primera unidad de separación los gases más ligeros de los subproductos, el isobutano y el butano sin reaccionar. La corriente de colas de la unidad se envía a la deisobutanizadora para separar por cabezas el isobutano, por una corriente lateral el butano no convertido y por colas el isopentano. Un diagrama del proceso es el que se muestra a continuación.

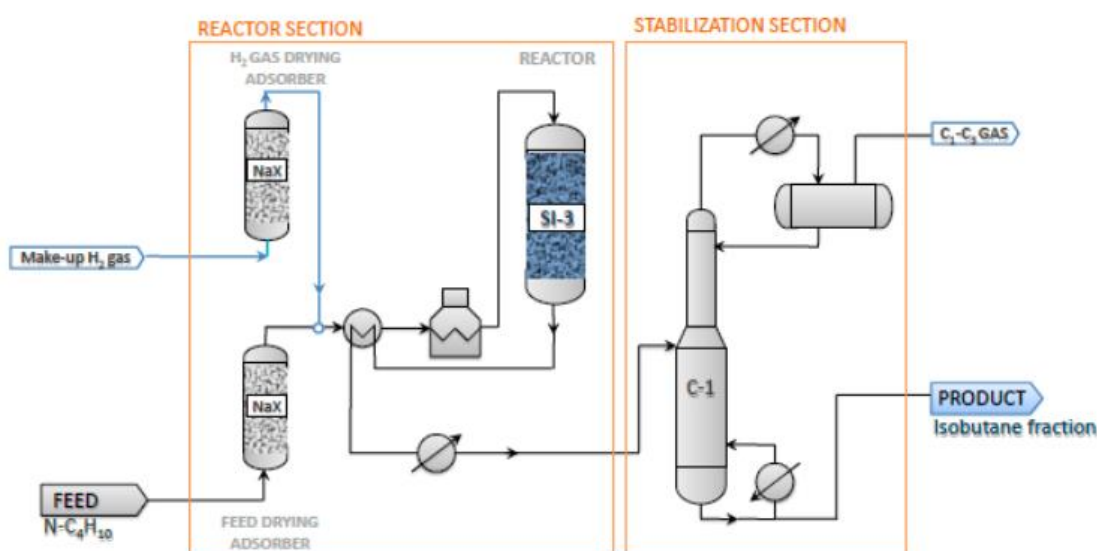


Figura 40. Diagrama del proceso Isomalk-3 sin la sección de purificación del isobutano. Fuente: (38).

7.1.1 ESPECIFICACIONES DE LAS ALIMENTACIONES

Para el correcto funcionamiento del catalizador, la alimentación al reactor (unión de la corriente de hidrocarburos y la corriente de hidrógeno) debe cumplir con las especificaciones que se muestran en la *tabla 13*.

Tabla 13. Especificaciones de la alimentación al proceso Isomalk-3. Fuente: (37).

Parámetro	Valor (max)
C1-C3	3,0 (wt %)
C5+	2,0 (wt %)
Olefinas	1,0 (wt %)
Contenido de oxígeno (incluyendo agua)	1,0 (wt ppm)
Sulfuro	0,5 (wt ppm)
Cloro	1,0 (wt ppm)
Nitrógeno	0,5 (wt ppm)
Plomo	10 (wt ppb)
Arsénico	10 (wt ppb)
Cobre	20 (wt ppb)

Por otra parte, la corriente de hidrógeno también necesita cumplir ciertos requisitos. Las especificaciones para esta corriente de entrada al proceso son las que se observan en la *tabla 14*.

Tabla 14. Especificaciones corrientes de entrada. Fuente: (37).

Parámetro	Valor mín. (vol%)
Hidrógeno	80,0
Parámetro	Valor max. (vol ppm)
Agua	1,0
Monóxido de carbono	1,0
Dióxido de carbono	10,0
Ácido sulfhídrico	1,0
Amoníaco	1,0

Cabe destacar que, por las características del suministro a la planta de hidrógeno y butano, se garantiza en todo momento que estos límites no son excedidos, por lo que no es necesario el empleo de los secaderos de tamiz molecular.

7.1.2. CATALIZADOR

7.1.2.1. CARACTERÍSTICAS DEL CATALIZADOR

El catalizador empleado es no clorado, no necesita de la adición de compuestos clorados para promover su actividad. Esto presenta una serie de ventajas:

- No se producen/introducen agentes corrosivos en el proceso (HCl, compuestos con cloro).
- No es necesario emplear productos cáusticos para atrapar moléculas que contienen cloro.
- No es necesaria una sección de lavado cáustico para neutralizar agentes clorados peligrosos.
- Al no estar clorado, puede soportar mayores impurezas de la alimentación, por lo que no se necesita una deshidratación máxima al poder soportar mayores niveles de agua que los catalizadores clorados.
- La actividad del catalizador puede ser regenerada fácilmente mediante una corriente de nitrógeno-oxígeno.

7.1.2.2. REGENERACIÓN DEL CATALIZADOR

Para llevar a cabo la regeneración del catalizador, se pasa una corriente de nitrógeno-oxígeno a través del reactor. De esta forma, se regeneran los sitios activos, lo que permite que el catalizador pueda regenerarse hasta 3 veces sin perder actividad y asegura que la vida útil sea de al menos 8 años.

La capacidad para poder regenerar el catalizador aumenta la estabilidad del proceso para sobreponerse a situaciones inesperadas como impurezas en la alimentación (sulfuros, agua, compuestos oxigenados...) o condiciones extremas del proceso que pueden darse por problemas como pueden ser fallos en la potencia de la instalación o fugas en intercambiadores de calor.

En cuanto a la calidad del nitrógeno empleado para la regeneración, las especificaciones de la corriente se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 15. Especificaciones de la corriente de nitrógeno. Fuente: (37).

Parámetro	Valor (máx.)
Hidrógeno	2,0 (vol ppm)
Agua	1,0 (vol ppm)
Monóxido de carbono	1,0 (vol ppm)
Dióxido de carbono	10,0 (vol ppm)
Amoníaco	1,0 (vol ppm)

La regeneración del catalizador se realiza cuando se aprecian ciertas desviaciones de la operación normal del proceso. Las desviaciones que ocurren en el proceso Isomalk-3 son:

- Gran diferencia de presiones en el reactor.
- Elevada temperatura a la salida del reactor.
- Elevada diferencia de temperatura a lo largo del reactor (sobre 30°C).
- La calidad del producto es inaceptable.

7.1.3. REACTOR

El reactor del proceso es un reactor catalítico de lecho fijo (*figura 41*). En el interior del reactor se dispone un lecho de catalizador de platino/zirconio sulfatado que es tolerante a compuestos de azufre, nitrógeno y agua. La fortaleza del catalizador reduce el coste de los equipos y la cantidad a emplear.



Figura 41. Reactor de lecho fijo para la isomerización de butano con una capacidad de 20000 BPD (barriles por día). Fuente: (43).

El reactor de la tecnología Isomalk-3 presenta los parámetros que se han reunido en la *tabla 16*.

Tabla 16. Parámetros de operación del reactor. Fuente: (37).

Parámetro	Valor
Temperatura de proceso (°C)	160-200
Presión entrada reactor (MPa)	1,5-2
LHSV (h ⁻¹)	6-8
H ₂ /HC ratio molar	0,07-0,15
Conversión de nC ₄ por paso (%)	50-55

7.2. SECUENCIACIÓN DE COLUMNAS DE SEPARACIÓN

Para realizar la secuenciación de las columnas de separación que proporcionen mayor seguridad y menores costes se debe tener en cuenta las reglas de heurística:

1. Secuencias que eliminen el componente más volátil solo por cabezas debe ser favorecidas, es decir, se debe favorecer la secuenciación directa.
2. Eliminar en primer lugar aquellos componentes que estén presentes en mayores cantidades en la secuencia.
3. Separaciones difíciles, con puntos de ebullición similares (volatilidad relativa más próxima a 1) deben ser llevadas a cabo en última instancia, con el objetivo de minimizar las dimensiones de la columna y por lo tanto los costes asociados.
4. Favorecer secuenciaciones en las que el flujo de cabezas y el de colas sean lo más equivalentes posible

Dado que la mezcla a separar consta de isobutano, butano y isopentano, es decir, tres componentes diferentes nos encontramos con tres posibles secuenciaciones discutidas a continuación y representadas en las *figuras 42, 43 y 44* donde la letra A representa el componente más volátil (isobutano), mientras que la letra C representa el menos volátil (i-pentano).

- Opción 1: La primera opción consiste en una columna de destilación donde se separa el isobutano del butano y isopentano. En esta opción, se estarían cumpliendo las reglas de heurística 1, 2 y 4, ya que se trata de una secuenciación directa, donde se elimina el componente más volátil en primer lugar manteniendo equilibrado el flujo de cabezas y colas. Sin embargo, esta secuenciación contradice la regla de heurística número 3, ya que la separación más difícil (isobutano-butano) se realiza en primera instancia. Por último, los flujos de la segunda columna quedarían muy desequilibrados, al ser el flujo del butano mucho mayor que el de i-pentano. La opción 1 ha sido ilustrada en la *figura 42*.

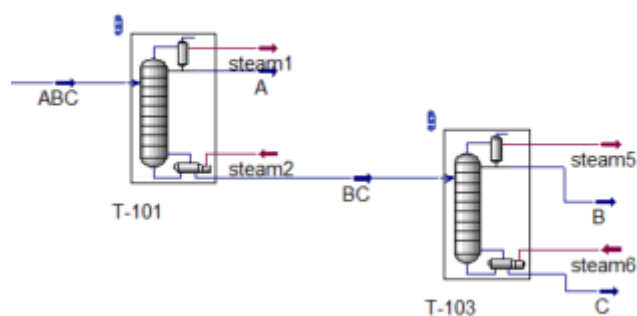


Figura 42. Representación de la opción 1 de secuenciación. Fuente: Elaboración propia empleando Hysys.

- Opción 2: Esta segunda opción realiza la reparación de butano y i-pentano en primera instancia, dejando la separación más difícil para la última columna, como indica la heurística 3. Sin embargo, en esta secuenciación los caudales de la primera columna quedan extremadamente diferenciados (al ser el i-pentano el componente minoritario), contradiciendo la heurística 4. Además, también se contradice la heurística 1 y 2, ya que se elimina en primer lugar el componente menos volátil, y que se encuentra en menor proporción. Esta alternativa ha sido ilustrada en la figura 43.

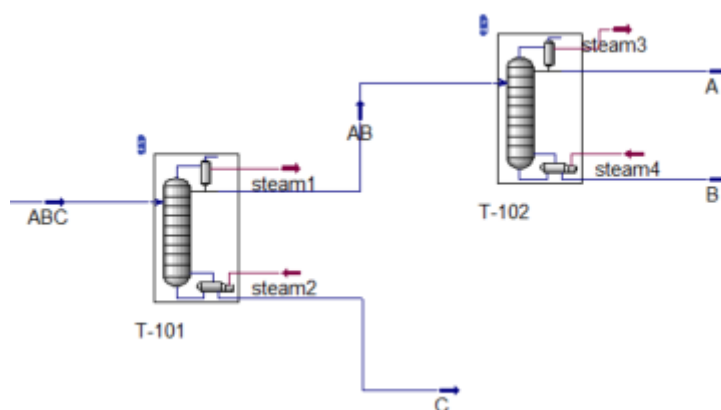


Figura 43. Representación de la opción 2 de secuenciación. Fuente: Elaboración propia empleando Hysys.

- Opción 3: En esta tercera opción se realiza la inclusión de una columna pre-fractionadora que permite la separación de isobutano por cabezas y pentano por colas, dividiendo el caudal de butano entre cabezas y colas, equilibrando ambos caudales. De este modo, esta alternativa permite un mayor equilibrio de caudales cabeza y colas en ambas columnas de separación (heurística 4), favorece la secuencia donde los componentes más volátiles de las columnas son eliminados solos por cabezas (heurística

1) y pospone la separación de los componentes con volatilidad relativa más cercana a 1, y por lo tanto más difíciles (heurística 3).

Sin embargo, en esta opción se incluye una columna de destilación extra, lo que también supone un aumento del coste del proceso, aunque para reducir gastos se emplea en la columna fraccionadora un condensador y caldera parcial. La opción 3 ha sido ilustrada en la *figura 44*.

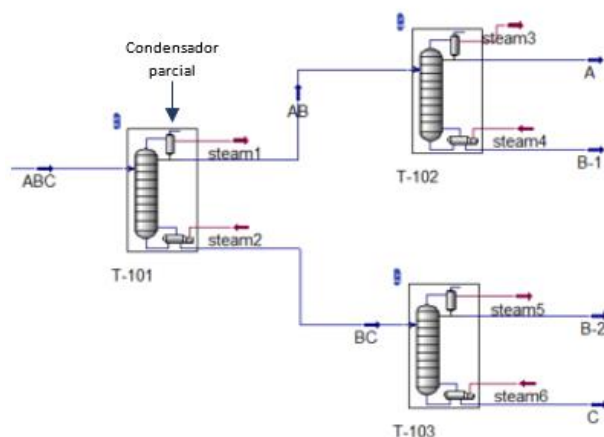


Figura 44. Representación de la opción 3 de secuenciación. Fuente: Elaboración propia empleando Hysys.

De este modo, para una mejor visualización de ventajas y desventajas de cada una de las opciones de secuenciación posibles en la *tabla 17* se agrupan de forma visual los puntos positivos y negativos. En concordancia con la tabla mencionada y la discusión de alternativas realizada, la opción de secuenciación 2 es descartada debido a la cantidad de heurísticas con las que no concuerda y la gran diferencia entre caudales que presenta en la primera columna.

Tabla 17. Comparación de las tres opciones de secuenciación planteadas y visualización de las heurísticas que cumplen cada una de ellas. Fuente: Elaboración propia.

	Opción 1	Opción 2	Opción 3
Heurística 1	Si	No	Si
Heurística 2	Si	No	Si
Heurística 3	No	Si	Si
Heurística 4	Si	No	Si
Observaciones:	Se realiza la separación más complicada en primer lugar. Caudales de cabezas y colas descompensados en la segunda columna.	Gran descompensación en los caudales de cabezas y colas de la primera columna.	Se añade una columna prefraccionadora al proceso, aumentando notablemente los costes.

Por otro lado, la alternativa seleccionada de las dos restantes es la opción 1, constituyendo la opción que respeta en mayor medida las reglas de heurística planteadas manteniendo un coste de fabricación y operación bajos, ya que la opción 3 al pesar de cumplir la totalidad de las heurística constituye un coste adicional elevado.

7.3. DESCRIPCIÓN DETALLADA DEL PROCESO

La planta tratará 150.000 toneladas/año de butano para producir isobutano mediante la tecnología Isomalk-3 del licenciante Neftehim. En este apartado se explicarán las operaciones unitarias y la finalidad de cada una de las secciones del proceso.

7.3.1. SECCIÓN 100: ACONDICIONAMIENTO DE MATERIAS PRIMAS

En esta sección se acondicionan las corrientes frescas de butano e hidrógeno y la recirculación de butano no convertido para obtener las condiciones necesarias para la reacción en el reactor R-201.

En la línea de alimentación de butano fresco, se bombea la corriente líquida proveniente del tanque de almacenamiento a 25°C y 2,5 bar hasta el intercambiador de calor E-101, en donde se aumenta la temperatura del compuesto orgánico hasta su cambio de fase, de forma que la corriente de salida del equipo de intercambio de calor es una corriente gaseosa.

En cuanto a la recirculación de butano proveniente de la desbutanizadora (Columna T-301), es necesario aumentar su temperatura para producir el cambio de fase previo a la mezcla con las demás corrientes de entrada.

En cuanto al hidrógeno, se almacena a presión y temperatura ambiente y se impulsa mediante una soplante al punto de mezcla de las tres corrientes mencionadas en esta sección.

Tras mezclar las corrientes, se introducen primero en un tren de compresión para aumentar su presión primero hasta 12 bar en el compresor C-101 y hasta 20 bar en el compresor C-102. Una vez alcanzada la presión requerida, se introduce la mezcla en el intercambiador E-102, donde se aumenta la temperatura hasta los 170 °C empleando como fluido caliente el efluente de salida del reactor R-201, pues al ser reacción exotérmica ofrece esta posibilidad de integración energética.

Para alcanzar los 200°C necesarios en la etapa de reacción, se introduce la corriente de salida del E-102 en el intercambiador E-103 donde se emplea vapor de media presión para calentar el influente del reactor.

7.3.2. SECCIÓN 200: REACCIÓN

En cuanto al reactor, en él se produce la isomerización de la corriente de salida del E-103 mediante el catalizador de zirconita sulfatada soportada en platino. Este reactor cuenta con dos lechos de catalizador para permitir el enfriamiento intermedio en el intercambiador de calor E-201, el cual emplea agua de refrigeración para bajar la temperatura de la salida del primer lecho hasta la temperatura de entrada (200°C). Esto favorece la cinética y evita que tengan lugares incrementos de temperatura elevados en el equipo.

7.3.3. SECCIÓN 300: SEPARACIÓN DE INERTES Y PURIFICACIÓN DE LOS COMPUESTOS VALIOSOS.

En el proceso de producción de isobutano siguiendo la tecnología Isomalk-3, la selectividad hacia el producto deseado es del 95%, siendo el 5% restante hacia la producción de propano e isopentano en cantidades iguales. Esta generación de subproductos junto con la necesidad de separar el hidrógeno introducido en el proceso hace necesaria la presencia de unidades de separación.

Estos equipos permiten eliminar los productos no deseados, así como obtener la composición requerida del producto principal y permitir recuperar la alimentación no convertida. De esta manera, las columnas de separación hacen más eficiente el proceso y permiten que el producto cumpla con las especificaciones necesarias para su aplicación final.

7.3.3.1. FLASH V-301

El efluente de reacción sale a aproximadamente 20 bar, puesto que la caída de presión en el reactor es baja y se puede suponer nula. Para su introducción en el flash, se decide reducir la presión hasta la de operación de la primera columna de destilación, pues a menor presión menor coste de la unidad y de las conducciones por las que circulan las corrientes del proceso. Además, esta reducción hasta el valor de la presión en la columna T-301 evita la necesidad de instalar otro dispositivo de estrangulamiento entre el flash y la columna.

Para asegurar que la separación puede producirse de manera satisfactoria en esta unidad, se simulan en Hysys las corrientes de compuestos a la temperatura y presión de operación del tanque para comprobar que los únicos compuestos que permanecen en fase gas son el hidrógeno y el propano.

Tabla 18. Temperaturas de ebullición a la presión de operación del flash (5,3 bar).

Compuesto	Temperatura de ebullición a la presión dada (°C)
Propano	3,75
Butano	52,73
Isobutano	40,17
Isopentano	86,60
Hidrógeno	-246,3

Como se aprecia, la temperatura mínima para que todos los compuestos de interés estén en fase líquida es la temperatura de ebullición del isobutano, por lo que la temperatura de operación de la unidad se toma como 40°C.

En esta unidad de proceso, se separa por completo el hidrógeno y la gran parte de propano producido en la reacción secundaria por cabezas, produciéndose también el arrastre de una pequeña proporción de butano e isobutano. Por colas se obtiene una corriente líquida que se envía hacia la columna de isobutanizadora.

7.3.3.2. DEISOBUTANIZADORA T-301

Esta unidad de separación es la más importante del proceso, en ella se obtiene el producto deseado con la composición requerida para su posterior aplicación en las diferentes áreas mencionadas.

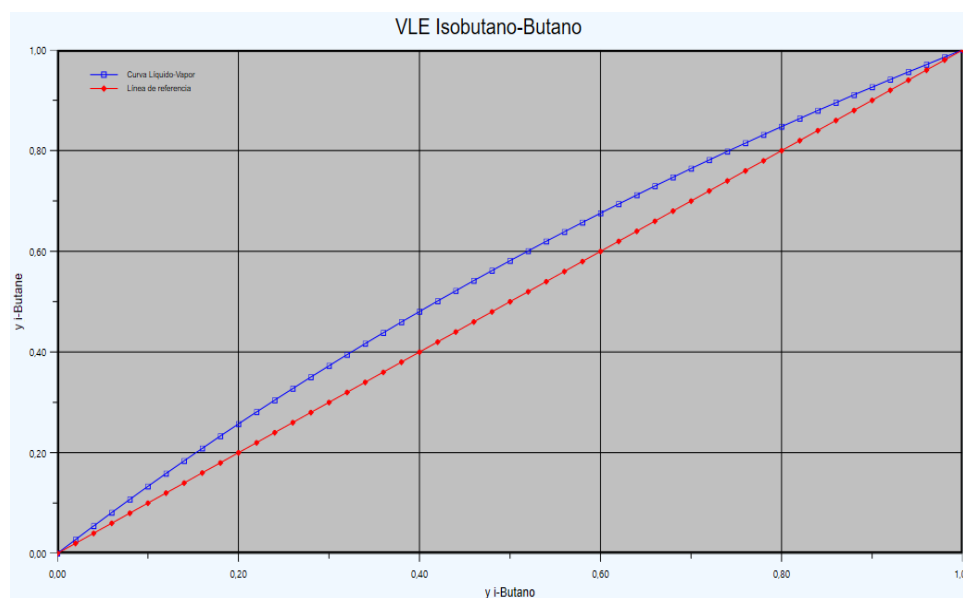


Figura 45. Curva de equilibrio líquido-vapor para la separación de isobutano y butano. Fuente: Aspen Hysys.

Las condiciones de operación de la unidad para asegurar la pureza del 99,5% del producto son las que se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 19. Parámetros de operación de la columna T-301.

Parámetro	Valor
Presión de operación (bar)	5,31
Platos teóricos	39
Ratio de reflujo	13,5
Temperatura en cabezas(°C)	40,19
Temperatura en colas (°C)	53,21

La corriente obtenida por cabezas es la del isobutano, pues es el componente menos volátil, mientras que por colas se obtiene una mezcla formada principalmente por butano e isopentano.

7.3.3.3. COLUMNA DESBUTANIZADORA T-302

La corriente de colas de la columna T-302 se introduce en otra columna de destilación en la cual se separa el butano del isopentano con el fin de aumentar la eficiencia del proceso, pues se obtiene una conversión global superior a la conversión por paso al mismo tiempo que se reducen los costes.

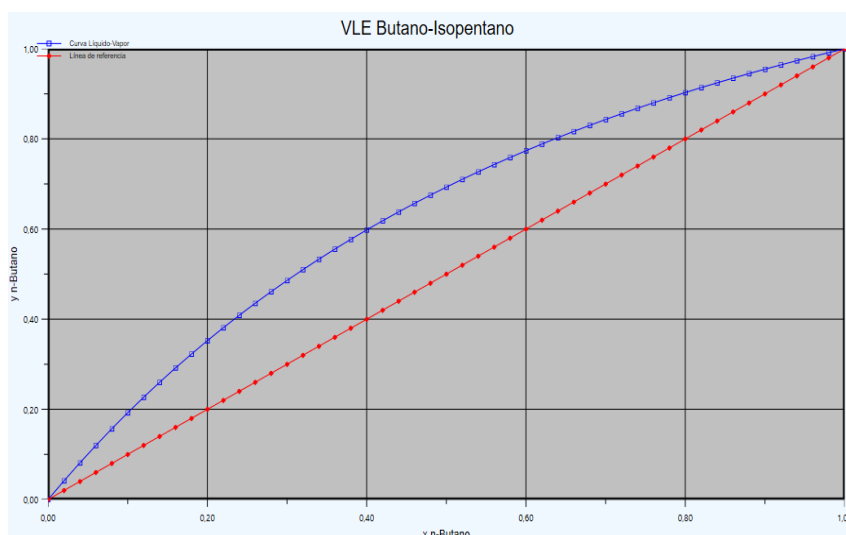


Figura 46. Curva de equilibrio líquido-vapor para la separación de butano e isopentano. Fuente: Aspen Hysys.

A la hora de realizar recirculaciones, es necesario estudiar el efecto que puede tener la introducción en el proceso de subproductos de las reacciones que tienen lugar, pues la corriente de recirculación de butano contendrá pequeñas cantidades de isopentano e isobutano.

Tras realizar el balance de materia, se aprecia que la cantidad de subproducto que se introduce al reactor es tan pequeña que no se espera que pueda llegar a suponer ningún problema en la operación. Además, no se espera que el hecho de reintroducir tanto isobutano como isopentano afecte negativamente a la cinética de reacción.

En lo relativo a las condiciones de operación de la columna, en la *tabla 20* se muestran las condiciones de operación que permiten obtener una corriente de recirculación de butano del 0,9902 en fracción molar.

Tabla 20. Parámetros de operación de la columna T-302.

Parámetro	Valor
<i>Presión de operación (bar)</i>	4,52
<i>Platos teóricos</i>	12
<i>Reflujo</i>	11,76
<i>Temperatura en cabezas(°C)</i>	46,53
<i>Temperatura en colas (°C)</i>	67,85

8. DESCRIPCIÓN DE EQUIPOS

En la siguiente tabla se muestran los equipos de proceso existentes en las diferentes secciones de la instalación.

Tabla 21. Desglose de los equipos presentes en las diferentes secciones.

Sección 100	
Equipo	Abreviación
Bomba de impulsión de butano almacenado	P-101 A/B
Soplante de impulsión de hidrógeno	S-101 A/B
Intercambiador de calor para el cambio de fase del butano fresco	E-101
Soplante de impulsión de butano fresco	S-102 A/B
Compresor de acondicionamiento	C-101
Compresor de acondicionamiento	C-102
Intercambiador de calor de integración energética	E-102
Intercambiador de calor de acondicionamiento para la reacción	E-103
Sección 200	
Equipo	Abreviación
Reactor de isomerización	R-201
Intercambiador de calor de refrigeración intermedia del reactor	E-201
Sección 300	
Equipo	Abreviación
Válvula de estrangulamiento	VLV-301
Intercambiador de calor previo a la separación de ligeros	E-301
Tanque flash	V-301
Intercambiador de calor previo a la deisobutanizadora	E-302
Columna deisobutanizadora	T-301
Válvula de estrangulamiento	VLV-302
Intercambiador de calor previo a la desbutanizadora	E-304
Columna desbutanizadora	T-302
Intercambiador de calor para el cambio de fase del butano recirculado	E-307

8.1. SECCIÓN 100

Esta sección abarca el acondicionamiento de materias primas del proceso Isomalk-3. A continuación se describen los equipos existentes en la sección.

8.1.1. SOPLANTE S-101 A/B

Soplante de impulsión del hidrógeno hacia la zona de acondicionamiento de las materias primas.

8.1.2. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-101

Intercambiador de valor que permite el cambio de fase de la alimentación líquida de butano mediante vapor de media presión (*mps*). Este vapor logra incrementar la temperatura desde los 25°C hasta los 26°C necesarios para convertirlo a fase gas.

8.1.3. SOPLANTE S-102 A/B

Soplante de impulsión de la corriente de butano fresco hacia el punto de mezcla con el hidrógeno y el butano recirculado desde la desbutanizadora.

8.1.4. COMPRESOR C-101

Compresor cuya función es la de aumentar la presión de entrada de 2,5 bar a 10 bar, por lo que opera a una relación de compresión de 4, la máxima recomendada para estas unidades de proceso.

8.1.5. COMPRESOR C-102

Compresor que consigue aumentar la presión de 10 bar de la corriente de salida del compresor C-101 hasta los 20 bar necesarios en la etapa de reacción de isomerización, operando de esta forma a una relación de compresión de 2.

8.1.6. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-102

Intercambiador de calor en el cual se produce una integración energética, pues se aprovecha que la reacción es exotérmica y que el efluente sale de la unidad de reacción a mayor temperatura para precalentar la corriente de entrada al reactor. De esta manera, se consigue aumentar la temperatura de la corriente fría de entrada al E-101 desde los 119,2°C hasta 170°C.

8.1.7. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-103

Se emplea para calentar la corriente precalentada proveniente del E-102 hasta la temperatura de operación del reactor (200°C). Para ello, se emplea vapor a media presión.

8.2. SECCIÓN 200

En esta sección se produce la conversión del butano en isobutano en el reactor R-201 y el enfriamiento intermedio de la mezcla de reacción en el intercambiador E-201.

8.2.1. REACTOR DE ISOMERIZACIÓN R-201

Reactor de lecho fijo con el catalizador distribuido en dos lechos para permitir el enfriamiento intermedio de la mezcla reaccionante. La división en lechos se realiza para evitar incrementos excesivos de temperatura, enviando el efluente de reacción del primer lecho al intercambiador E-201 para enfriar hasta la temperatura de entrada del reactor (200°C).

El reactor está dividido internamente en dos secciones mediante una placa ubicada en el interior del equipo que evita que se mezclen la corriente de salida del primer lecho y la de entrada al segundo.

8.2.2. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-201

En este intercambiador de calor se consigue enfriar la corriente proveniente del primer lecho del reactor catalítico de isomerización desde los 222°C hasta los 200°C mediante agua de refrigeración, la cual entra a 32°C y abandona el equipo a 48°C.

8.3. SECCIÓN 300

En esta sección se lleva a cabo la separación del isobutano y del butano de los subproductos generados en el proceso y del hidrógeno, pues es un inerte.

8.3.1. VÁLVULA VLV-301

Este dispositivo de estrangulamiento permite reducir la presión del efluente de reacción desde los 20 bar hasta la presión de 5,3 bar requerida en el tanque flash V-201.

8.3.2. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-301

Permite enfriar hasta los 40°C la corriente de entrada al dispositivo flash situado aguas abajo mediante agua de refrigeración.

8.3.3. TANQUE FLASH V-301

En esta unidad se produce la separación de los ligeros de los demás componentes de interés. El equipo opera a 5,3 bar y 40°C y permite separar por completo el hidrógeno y casi todo el propano producido de los demás hidrocarburos presentes, perdiéndose por cabezas una pequeña parte de los compuestos de interés como son el butano e isobutano.

8.3.4. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-302

Lleva a la corriente de colas del tanque V-201 desde los 40°C hasta los 46°C empleando vapor de baja presión. Este aumento de temperatura permite la correcta operación de la columna deisobutanizadora T-301.

8.3.5. COLUMNA DE DESTILACIÓN T-301

En esta columna de separación se opera a 5,3 bar y se logra separar el isobutano por cabezas del butano e isopentano con una composición del destilado del 99,5%.

8.3.6. VÁLVULA VLV-302

Válvula de estrangulamiento que permite reducir la presión de la corriente de colas de la columna T-301 hasta la presión de operación de la columna desbutanizadora T-202. De esta manera, baja la presión desde 5,3 a 4,5 bar.

8.3.7. COLUMNA DE DESTILACIÓN T-302

Columna de destilación en la cual se separan el butano por cabezas con una pureza del 99% y el isopentano por colas. Esta unidad es de gran importancia dentro del proceso puesto que permite recircular la alimentación sin reaccionar de butano y se reducen los costes asociados a la compra de materias primas.

8.3.8. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-307

Se emplea para cambiar de fase la recirculación líquida de butano proveniente de la columna desbutanizadora y así poder reintroducir la alimentación no reaccionada en la etapa de acondicionamiento previa a la reacción.

9. INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL

9.1 INTRODUCCIÓN

En esta sección se explicarán las estrategias de control necesarias para asegurar la correcta operación de la planta de isomerización de butano. Antes de definir el control, es necesario conocer el tipo de variables que existen en un proceso químico, las cuales se dividen en dos tipos (44):

- Variables de entrada: indican el efecto que tiene el entorno sobre el proceso.
- Variables de salida: indican el efecto que tiene el proceso sobre el entorno.

Las variables de salida pueden dividirse a su vez en variables de salida medibles, si puede conocerse su valor por medida directa, o no medibles, en cuyo caso es necesario medir una variable secundaria a partir de la cual se puede obtener el valor de la variable deseada mediante una relación establecida previamente.

Para definir completamente las estrategias de control, es necesario definir una serie de parámetros:

- Variable manipulada: es la variable que emplea el controlador para corregir la variable de proceso.
- Variable controlada: es la variable del proceso que se trata de controlar.
- Valor de consigna: valor de referencia en el que se desea mantener la variable de proceso controlada.
- Perturbación: variable externa al proceso que afecta a la variable controlada y sobre la cual no se puede efectuar ninguna acción.

En cuanto a las perturbaciones, es de interés mencionar que existen diversos tipos, como son:

- Perturbaciones de las variables de entrada: cambio en el valor de alguna de las variables de entrada al proceso (caudal o temperatura).
- Perturbaciones de carga: desviación de la variable controlada por acción de algún factor externo que no se puede controlar.
- Perturbaciones de la variable de consigna: cambios en el valor de consigna de la variable controlada, en cuyo caso el control debe asegurar que se llega al nuevo estado estacionario. Un ejemplo de este caso es un cambio en las especificaciones del producto producido.

De esta manera, el control de procesos consiste en asegurar que se mantienen las condiciones deseadas en la planta ajustando las diferentes variables controladas al valor de consigna mediante las variables manipuladas de forma automática o manual.

Con la progresiva automatización de la industria, el control manual ha quedado en un segundo plano, pero la intervención humana sigue jugando un papel clave puesto que los sistemas de instrumentación y los ordenadores que componen el sistema de control necesitan de la ayuda y supervisión de los operarios.

Estos sistemas de control juegan un papel crucial en las instalaciones industriales, pues siempre pueden tener lugar desviaciones en el proceso que afecten a la operación normal de la instalación, encargándose el control de corregirlas. Estas desviaciones pueden suponer una pérdida de calidad del producto con su correspondiente pérdida económica o desviaciones en las condiciones de operación que, de no corregirse, pueden suponer un problema para la seguridad e integridad de los operarios y de la propia planta.

Dicho esto, los sistemas de control se plantean principalmente para eliminar la posible influencia en el proceso de perturbaciones externas, para asegurar la estabilidad del proceso y su seguridad y para optimizar el rendimiento de un proceso, permitiendo obtener mayores beneficios o reducir los costes.

9.2 ELEMENTOS DEL SISTEMA DE CONTROL

En cuanto a los elementos lo componen, principalmente se divide en 4, los cuales se explicarán a continuación.

9.2.1. ELEMENTO PRIMARIO (SENSOR/TRANSMISOR)

9.2.1.1. *Sensor*

Dispositivo en el cual los cambios en las condiciones del fluido de proceso provocan un cambio en sus propiedades que permiten medir el valor de la variable controlada o, en casos en los que la variable de interés no se puede medir directamente, de la variable secundaria correspondiente.

Un ejemplo práctico es el de las RTD (detectores de temperatura resistivos), en los cuales el aumento o disminución de la temperatura del fluido de proceso provocan un cambio en el valor de la resistencia eléctrica. Este cambio en el valor de la resistencia permite conocer la temperatura del fluido mediante la ecuación 1.X asumiendo que la temperatura de la RTD es prácticamente igual a la del fluido en el que está sumergido.

$$R = R_0 \cdot (1 + \alpha \cdot \Delta T) \quad [4]$$

En cuanto a su aspecto, en la siguiente imagen se puede observar una RTD:



Figura 47. Sensor de temperatura RTD. Fuente: (45).

9.2.1.2. Transductor y transmisor

Como el cambio en las propiedades físicas del elemento primario no se puede emplear como señal directamente para el sistema de control, es necesario convertir esta señal mecánica en una señal eléctrica comprensible por los sistemas informáticos de la planta, lo cual se logra mediante un transductor o transmisor.

Una vez la señal ha sido convertida, es necesario transmitirla a los monitores o controladores de la planta, por lo que se ha de convertir la lectura del sensor en una señal estándar mediante un transmisor. Los transmisores de los procesos químicos se dividen en transmisores de presión, temperatura, flujo, nivel y analíticos.

9.2.1.3. Señales

Es necesario también definir las señales que transmiten los transmisores del proceso, las cuales se dividen en:

- **Neumáticas:** señales producidas por cambio en la presión del aire en el interior de una conducción como resultado de un cambio en el valor de la variable de proceso. En cuanto al rango de presiones para este tipo de señales, generalmente se encuentra entre 20 y 100 kPag.
- **Analógicas:** corriente eléctrica producida por un cambio en el valor de la variable de proceso. El rango de la señal está entre 4 y 20 mA.
- **Digitales:** el transmisor en este caso es un ordenador y las señales son de tipo digital.

9.2.2. CONTROLADORES

Los controladores son instrumentos que reciben los datos de los sensores de la planta y los compara con el valor de consigna que se ha establecido para la variable controlada en cuestión, indicándole al elemento final de control que realice una acción correctora en caso de que fuese necesario.

9.2.3. ELEMENTO FINAL DE CONTROL

Este elemento actúa para cambiar físicamente la variable manipulada. Como en los procesos industriales la variable manipulada más común suele ser un caudal (de refrigerante, fluido calefactor, entrada o salida a una unidad), este elemento suele ser una válvula de control. El cambio físico se produce mediante el accionador de la válvula, el cual se muestra en la siguiente imagen en donde se observa el corte con las diferentes partes de este dispositivo.

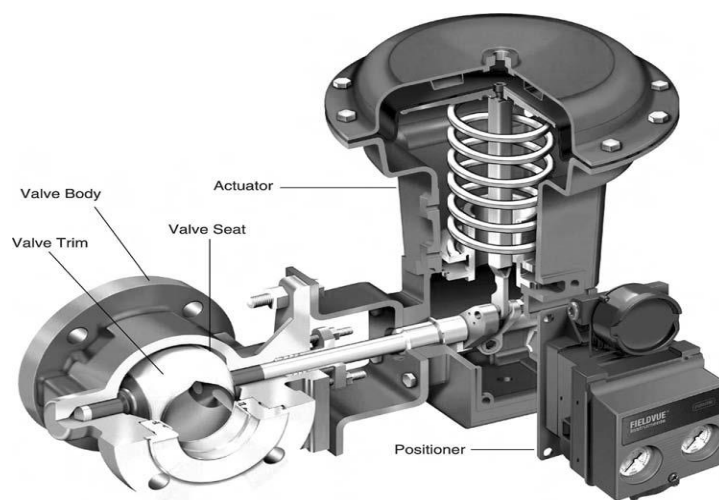


Figura 48. Corte de una válvula de control. Fuente: (44).

La mayoría de los accionadores de este tipo de válvulas son neumáticos, pudiendo dividirse en:

- Accionador aire-abrir: un incremento en la señal de aire provoca que el accionador permita una mayor apertura de la válvula aumentando el caudal.
- Accionador aire-cerrar: un incremento en la señal de aire provoca que el accionador permita una menor apertura de la válvula disminuyendo el caudal.

9.2.4. PROCESO

Está formado por la unidad en la cual se va a realizar el proceso de control (intercambiador de calor, tanque, compresor).

9.3. MÉTODO DE CONTROL

En cuanto al método para llevar a cabo el control de procesos, se empleará el control feedback, pues es el método más sencillo y más utilizado. Este tipo de control consiste en medir la variable de proceso de interés y comparar su valor con el set point (SP), de forma que, en caso de existir diferencias, el controlador actúe en función del error medido y permita corregir el valor de la variable controlada (VP).

Un esquema del control feedback de procesos se muestra a continuación:

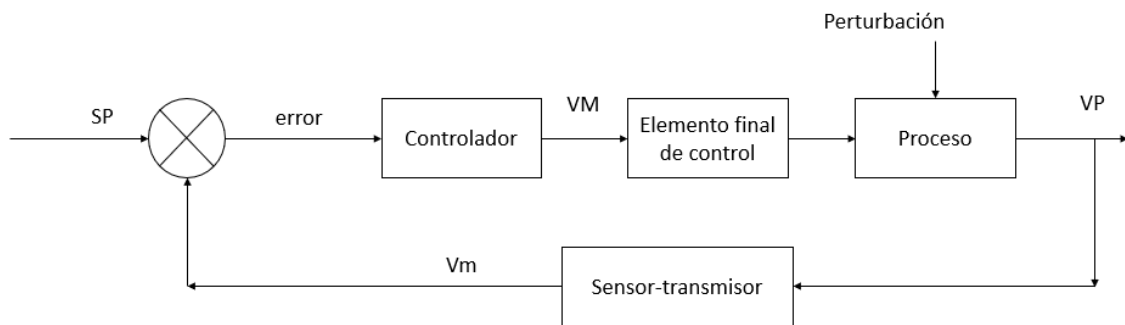


Figura 49. Esquema del control feedback. Fuente: Elaboración propia.

Por otra parte, es necesario tener en cuenta la acción que tienen los elementos del lazo de control en el control del proceso. De esta manera, es necesario diferenciar entre dos tipos posibles de elementos del lazo:

- Elementos de acción directa: para un incremento (I) en su entrada se produce un incremento en su salida (I/I) y para una disminución en su entrada se produce una disminución en su salida (D/D).
- Elementos de acción indirecta: para un incremento en su entrada se produce una disminución en su salida (I/D) y para una disminución en su entrada se produce un incremento en su salida (D/I).

La importancia de esta distinción tiene que ver con la acción global del lazo, de forma que para un lazo con un número par de elementos I/D , la acción global será I/I mientras que para un número impar de elementos I/D será I/D y viceversa.

9.4. SELECCIÓN DEL ALGORITMO DE CONTROL

El algoritmo de control hace referencia a las ecuaciones que emplea el controlador para corregir la diferencia existente entre la variable controlada y el valor de consigna.

9.4.1. CONTROLADOR ON-OFF

El algoritmo más trivial para el control es el on-off, el cual se emplea en controladores donde no se desea regular la variable media. Un ejemplo para este tipo de controladores es la calefacción doméstica, donde al superar el valor de consigna el elemento calefactor se apaga y cuando la temperatura es inferior a dicho valor el elemento calefactor se enciende.

En cuanto a los procesos en los que sí se desea una regulación, para el tipo de controlador seleccionado (*feedback*), las acciones de control más empleadas son la Proporcional (*P*), integral (*I*) y derivativo (*D*). Estas tres acciones aportan diferentes características al control de proceso y pueden combinarse entre sí con el fin de mejorar el sistema de control.

9.4.2. ACCIÓN PROPORCIONAL

Su nombre se debe a que esta acción es proporcional al error medido en la variable de proceso controlada. Esta acción permite amortiguar las oscilaciones del lazo de control, pero no siempre logra devolver la variable controlada al set point. Esto hace que normalmente se use en combinación con las otras acciones mencionadas para así lograr un mejor control del proceso.

9.4.3. ACCIÓN INTEGRAL

Su principal finalidad es la de eliminar cualquier tipo de error existente, pues mientras exista error, el controlador continuará modificando la acción del elemento final de control en la dirección que permita eliminar por completo el offset (error existente entre la variable controlada y el valor de consigna).

9.4.4. ACCIÓN DERIVATIVA

Esta acción anticipa hacia dónde va el proceso mediante el cambio del error, permitiendo reducir retrasos en el lazo y haciendo que el control sea más rápido.

9.4.5. ACCIONES ELEGIDAS PARA LOS LAZOS DEL PROCESO DE ISOMERIZACIÓN DE BUTANO

Teniendo en cuenta las características que se han mencionado de las diferentes acciones del controlador, se decide que para el lazo de control de temperatura se empleará una acción *PID* y, para el resto de los lazos de control (nivel, presión y caudal), se empleará una acción *PI*.

9.5 NOMENCLATURA

Para nombrar los diferentes elementos de control, existe un estándar desarrollado por ISA (International Society of Automation) denominado estándar ANSI-ISA 5.1. En este estándar se recogen las nomenclaturas y códigos de los instrumentos y los sistemas de control empleados en el control de procesos a nivel industrial.

En este estándar, se emplean códigos de letras y números para designar la función y el tipo de instrumento de control en cuestión. Además, se emplea un código de líneas horizontales en las figuras geométricas que contienen el código de letras y números para aportar información sobre la ubicación del instrumento, de forma que:

- Línea discontinua: instrumento inaccesible para el operador.
- Línea continua: instrumento ubicado en la sala de control.
- Sin línea: el instrumento está ubicado a nivel de planta.

En cuanto al significado del código de letras empleado en este estándar, en la siguiente tabla se muestra el significado de las letras dependiendo de si es letra principal o secundaria.

Tabla 22. Significado del código de letras del estándar ANSI-ISA.

Letra	Significado como Letra principal (X)	Significado como letra secundaria (Y)
A	-	Alarma
C	-	Controlador
D	Diferencial	-
F	Flujo	-
H	-	Alto
I	-	Indicador
L	Nivel	Bajo
P	Presión	-
T	Temperatura	Transmisor
V	-	Válvula

Un esquema de un instrumento de control del proceso es el que se muestra a continuación:

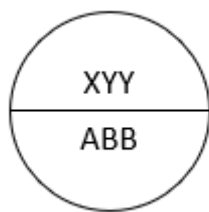


Figura 50. Esquema de un instrumento de control. Fuente: Elaboración propia.

En donde A es la sección de proceso en la cual se ubica el lazo de control y BB es el número de lazo de la sección.

9.6 LAZOS DE CONTROL DEL PROCESO DE ISOMERIZACIÓN.

A continuación, se definirán los lazos existentes en el proceso dividiéndolos por secciones. En cuanto a los lazos cuya finalidad es garantizar una operación segura, es decir, los sistemas de alivio, no se definirán en este apartado.

9.6.1 LAZOS DE CONTROL EN LA SECCIÓN 100

LAZO 101

El control del intercambiador E-101 es vital para el correcto funcionamiento de la planta, pues en caso de no ser capaz de evaporar todo el butano líquido de entrada pueden existir problemas en los compresores C-101 y C-102 al ser unidades de proceso aptas para gases únicamente.

Para controlar la temperatura de salida, existe un transmisor de temperatura a la salida del intercambiador (*TT-101*), el cual envía la medida de temperatura al controlador e indicador de temperatura (*TIC-101*), el cual compara el valor medido con el valor de consiga y en función del error medido actúa sobre la válvula *TV-101*. Si la temperatura es menor a la necesaria, el controlador ordenará a la válvula abrirse y aumentar el caudal de vapor, mientras que, si es mayor, ordenará que se cierre disminuyendo el caudal de fluido calefactor.

LAZO 102

La presión de descarga de los compresores es un parámetro muy relevante en el proceso de isomerización, pues permite obtener el valor adecuado de presión para el correcto funcionamiento del reactor catalítico R-201.

Para el control de la presión del compresor C-101, se emplea un transmisor de presión (*PT-102*), el cual envía el valor de presión medido al controlador e indicador de presión *PIC-102*, el cual compara el valor medido con el set point de presión y actúa en la válvula de control *PV-102*. De esta forma, en función del error medido, el controlador ordenará que la válvula se abra o se

cierre regulando así el caudal de recirculación a la entrada del compresor, logrando controlar la presión de descarga.

LAZO 103

El funcionamiento de este lazo es el mismo que para el lazo 102, pues se ocupa de controlar la presión de descarga de un compresor idéntico al anterior.

Para el control de la presión del compresor C-102 se emplea un transmisor de presión (*PT-103*), el cual envía el valor de presión medido al controlador e indicador de presión *PIC-103*, el cual compara el valor medido con el valor de consigna de la presión de salida y actúa en la válvula de control *PV-103*. En función del error medido, el controlador ordenará que la válvula se abra o se cierre regulando así el caudal de recirculación a la entrada del compresor.

LAZO 104

Se emplea para asegurar que el intercambiador de calor E-103 caliente hasta los 200°C el influente al reactor R-201, pues en caso de no alcanzar esta temperatura la reacción no progresaría de la manera deseada.

Para el control de esta unidad, se emplea el transmisor de temperatura *TT-104* para medir el valor de la temperatura de salida de la mezcla gaseosa y envía la lectura al controlador e indicador de temperatura *TIC-104*. Una vez recibe el valor, lo compara con los 200°C necesarios y en función del error medido decide actuar o no en la válvula de control *TV-105* colocada en la línea de vapor de media presión.

9.6.2 LAZOS DE CONTROL EN LA SECCIÓN 200

En este apartado se explicarán los lazos de control de la sección de reacción.

LAZO 201

El control de la caída de presión en los lechos es un parámetro de gran relevancia, pues en caso de ser excesiva habría que estudiar la necesidad de introducir equipos como compresores para compensar esta caída.

Para el control de las pérdidas de presión por fricción entre el catalizador y la corriente gaseosa, se emplea el transmisor de presión diferencial *DPT-201*, el cual envía la medida de la diferencia de presión al controlador e indicador de presión *DPIC-201*. El controlador actúa, en función del error medido, sobre la válvula de control *DPV-201*, de forma que actuará únicamente cuando el valor de la diferencia de presión sea mayor al valor de consigna establecido.

La acción para reducir esta caída de presión es la de ordenar a la válvula *DPV-201* que se cierre, disminuyendo así el caudal de entrada y, dado que la sección del reactor no cambia, logrando reducir la velocidad de la mezcla gaseosa. De acuerdo con la ecuación de Ergun, la caída de presión disminuye con la disminución de la velocidad, por lo que se considera que este sistema de control es adecuado.

LAZO 202

Permite controlar la temperatura de salida del intercambiador de calor *E-201* de enfriamiento intermedio entre los lechos de catalizador del reactor *R-201*. El control de esta temperatura es sumamente importante pues así se asegura que se favorece la cinética y se reduce la temperatura de salida del primer lecho, pues su valor es cercano al máximo permitido en la tecnología Isomalk-3 (230°C).

Para lograr el control de la temperatura de salida, se emplea el transmisor de temperatura *TT-202* para su medición y envía la lectura al controlador e indicador *TIC-202*. El controlador compara el valor con el set point y actúa sobre la válvula de control de flujo de agua de refrigeración *TV-202*.

9.6.3 LAZOS DE CONTROL EN LA SECCIÓN 300

LAZO 301

Se ocupa del control de la temperatura de la corriente de salida del intercambiador de calor *E-103*, de forma que se obtengan los 40°C necesarios para la separación requerida en el flash.

Para asegurar que se alcanza esta temperatura, se emplea el transmisor de temperatura *TT-301*, el cual envía el valor de temperatura medido al controlador e indicador de temperatura *TIC-301*. Este controlador, en función del error medido con respecto al valor de consigna, decidirá si actuar o no sobre la válvula *TV-301* ubicada en la línea de agua de refrigeración a fin de corregir la temperatura de salida en caso de que fuese necesario.

LAZO 302

El control de la presión en los recipientes de proceso permite evitar sobrepresiones que puedan dar lugar a problemas en la operación, por lo que es importante su control en el tanque flash al existir flujo bifásico en la entrada (gas que saldrá por cabezas y líquido por colas).

Para el control de la presión, el transmisor de presión *PT-302* envía la medida de presión obtenida al controlador e indicador de presión *PIC-302*, el cual calcula la diferencia con respecto al valor de consigna. En función de esta diferencia decidirá actuar sobre la válvula *PV-302* ubicada en la corriente de cabezas del flash, por lo que se logra controlar la presión regulando el caudal de gas que sale por la parte superior del equipo.

De esta manera, para reducir la presión en la unidad se abrirá la válvula permitiendo un mayor flujo de salida de gas. En caso de querer aumentarla, se cerrará la válvula provocando una mayor acumulación de gas en el equipo de separación y produciéndose así un incremento en la presión en el interior del recipiente.

LAZO 303

Este lazo de control permite mantener un nivel de líquido adecuado en el flash V-301.

Con el fin de controlar dicho nivel, se emplea el transmisor de nivel *LT-303* para medir la altura de líquido en la unidad y enviar el valor al controlador e indicador *LIC-303*. Este controlador en función de la diferencia con el valor de consigna actuará sobre la válvula de control *LV-303*, la cual regula el caudal de líquido que abandona el flash. De esta forma, si el nivel es alto se abrirá para aumentar el caudal de salida de líquido y disminuir el nivel y en caso contrario se cerrará para lograr aumentar el nivel.

LAZO 305

Se encarga de controlar que la temperatura de entrada a la columna deisobutanizadora T-301 es la adecuada. Para ello modifica el caudal de utilidad del intercambiador de calor E-302.

El transmisor de temperatura *TT-305* mide la temperatura de la corriente de salida del intercambiador y envía la información al controlador e indicador de temperatura *TIC-305*, de forma que, en función del error calculado entre el valor de la variable controlada y el del punto de consigna, actúa o no sobre la válvula de control *TV-305* que regula el caudal de vapor de media presión.

LAZO 306

El control de la presión en la deisobutanizadora es de gran importancia, pues la presión influye en las relaciones de equilibrio y un cambio puede implicar problemas en la operación y suponer la incapacidad de la unidad de alcanzar la calidad necesaria del producto.

Una de las estrategias más empleadas en el control de la presión en columnas con condensadores totales consiste en manipular el caudal del agua de refrigeración (46), de forma que al aumentar el caudal de refrigerante se consigue una temperatura menor a la salida del condensador y, por extensión, en el tanque de reflujo V-301.

Al existir menor temperatura en el tanque de reflujo, la presión de vapor es menor y esto implica que la presión en la columna también decrece, pues se puede asumir que la presión en la columna será la presión en el tanque de reflujo más la caída de presión a lo largo del equipo de transferencia de calor.

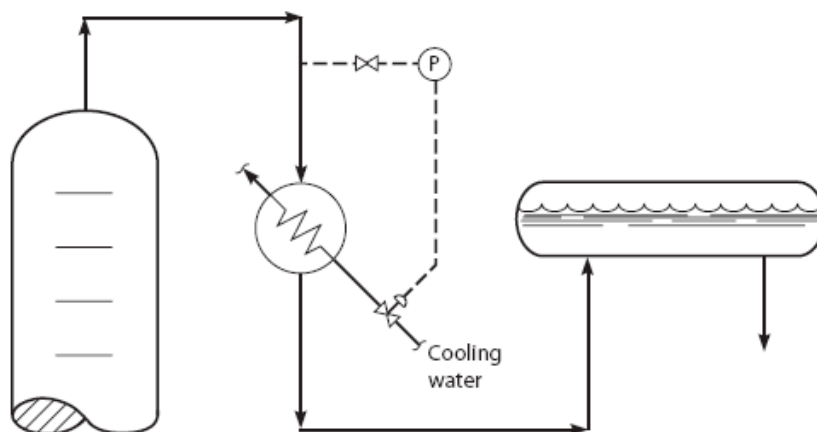


Figura 51. Control de una columna con condensador total mediante la variación del caudal de agua de refrigeración. Fuente: (46).

Para asegurar una presión adecuada en la columna, el transmisor de presión *PT-306* mide la presión en el interior del equipo y envía la lectura al controlador e indicador de presión *PIC-306*. En función de la desviación observada con respecto al set point, el controlador actuará sobre la válvula de control del caudal de agua de refrigeración *PV-306*, aumentándolo si es elevada y disminuyéndolo si es baja de acuerdo con lo explicado con anterioridad respecto de la presión de vapor en el tanque de reflujo.

LAZO 307

Se encarga de controlar el nivel del tanque de reflujo *V-301* y mantenerlo en un valor adecuado.

Para lograr que el nivel sea adecuado en todo momento, el transmisor de nivel *LT-307* mide el nivel en el tanque y envía la información al controlador e indicador de temperatura *LIC-307*. El *LIC-307* compara el valor medido con el punto de consigna y en función del error actúa sobre la válvula *LV-307* modificando el caudal de destilado.

LAZO 308

Una de las estrategias más empleadas para el control de la calidad del producto de cabezas obtenido en una columna de destilación es la de variación del reflujo que retorna a la columna. De esta manera, en este lazo se controlará el reflujo para cumplir con las especificaciones de calidad del isobutano obtenido en el destilado.

Mediante el transmisor de caudal *FT-308* se mide el caudal de reflujo que retorna a la columna y se envía la lectura al controlador e indicador de caudal *FIC-308*. Este controlador compara la lectura con el set point y en función de la diferencia actúa sobre la válvula *FV-308* para asegurar la calidad de producto deseada.

LAZO 309

En las columnas de destilación es necesario el control de la altura del líquido para evitar inundaciones o problemas por nivel excesivamente bajo, por lo que este lazo se encargará de mantener el nivel en un valor adecuado.

El transmisor de nivel *LT-309* mide el nivel en las colas de la columna y envía el valor al controlador e indicador *LIC-309*, el cual en función del error entre la medición y el punto de consigna actúa sobre la válvula *LV-309*. En caso de que el nivel sea elevado, abrirá la válvula y aumentará el caudal de líquido que abandona la unidad, mientras que si el nivel es bajo cerrará la válvula disminuyendo el caudal de líquido de colas.

LAZO 310

Este lazo permite controlar la composición de colas mediante la medición de la temperatura en la parte inferior de la columna. De esta forma, variando el caudal de vapor de media presión en el calderín E-304 se puede ajustar la composición de la corriente de colas al valor deseado.

Los elementos que lo forman son el transmisor de temperatura *TT-310*, el cual envía la medida al *TIC-310*, el cual calcula el error existente entre la medición y el valor de consigna y actúa en la válvula de control *TV-310* ubicada en la línea de vapor de media presión.

De esta manera, cuando la composición no cumpla con los requisitos mínimos, se aumentará el caudal de vapor de media presión y se evaporará mayor cantidad de la corriente de colas, retornando a la columna y enriqueciéndose en los componentes deseados pudiendo lograr así alcanzar el valor requerido.

LAZO 312

Este lazo funciona de forma idéntica al lazo 306 mencionado con anterioridad, siendo los elementos que lo componen el transmisor *PT-312*, el controlador e indicador *PIC-312* y la válvula de control *PV-312*.

LAZO 313

Este lazo funciona de forma idéntica al lazo 307 mencionado con anterioridad, siendo los elementos que lo componen el transmisor *LT-313*, el controlador e indicador *LIC-313* y la válvula de control *LV-313*.

LAZO 314

Este lazo funciona de forma idéntica al lazo 308 mencionado con anterioridad, siendo los elementos que lo componen el transmisor *FT-314*, el controlador e indicador *FIC-314* y la válvula de control *FV-314*.

LAZO 315

Este lazo funciona de forma idéntica al lazo 309 mencionado con anterioridad, siendo los elementos que lo componen el transmisor *LT-315*, el controlador e indicador *LIC-315* y la válvula de control *LV-315*.

LAZO 316

Este lazo funciona de forma idéntica al lazo 310 mencionado con anterioridad, siendo los elementos que lo componen el transmisor *TT-316*, el controlador e indicador *TIC-316* y la válvula de control *TV-316*.

LAZO 318

Este lazo funciona de forma idéntica al lazo 305 mencionado con anterioridad, siendo los elementos que lo componen el transmisor *TT-318*, el controlador e indicador *TIC-318* y la válvula de control *TV-318*.

9.7 ALARMAS

En el proceso es necesario la utilización de alarmas en equipos como las columnas de destilación, con el objetivo de evitar que existan niveles bajos o altos de líquido en la unidad que puedan provocar problemas en la operación.

Estas alarmas ubicadas en las columnas permiten detectar problemas en las corrientes de entrada, salida o en la corriente de reflujo líquido de la parte superior del equipo y corregir las desviaciones que pudiesen haber tenido lugar. Además, aumentan la seguridad en la operación.

9.8 VÁLVULAS DE ALIVIO

Dado que en todas las unidades del proceso se trabaja como mínimo a 4,5 bar, es necesario la instalación de válvulas de alivio que permitan aliviar la presión del recipiente en caso de que por cualquier desviación de la operación normal se produzca una sobrepresión.

El dimensionamiento de las válvulas de alivio se hará para los equipos diseñados, como son el reactor R-201 y la columna deisobutanizadora T-301. Los cálculos se realizarán de acuerdo con la normativa API 520.

Por otra parte, es necesario mencionar que debido a que los compuestos empleados en el proceso son altamente inflamables, el contenido liberado por las válvulas de alivio será introducido en un sistema de antorcha, el cual normalmente está presurizado. Esto hace que

sea necesario el empleo de un tipo de válvula de alivio concreto, como es el de la válvula de alivio balanceada.

Este tipo de válvula presenta un dispositivo que ayuda a la apertura del orificio de salida por el que se evacuarían los gases inflamables hacia la antorcha, reduciendo así el riesgo de un fallo en la apertura debido a la conexión del sistema de alivio a una línea presurizada como es la de antorcha. Básicamente, la función del dispositivo es la de asegurar que la presión en la línea de antorcha no afecta a la presión a la que se activaría la válvula de seguridad.

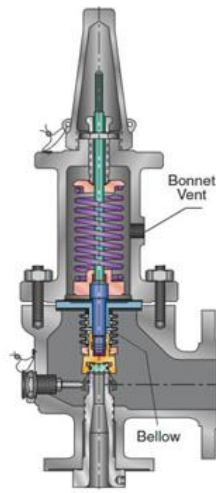


Figura 52 Válvula de alivio de presión balanceada. Fuente: (47).

En cada unidad que proceda la instalación de un sistema de alivio, se dispondrá de dos válvulas de alivio. Esto se realiza para asegurar que, en caso de fallo de uno de los dispositivos o se necesite realizar mantenimiento, la unidad sigue estando protegida contra sobrepresiones.

10. ESTUDIO DE SEGURIDAD

10.1 INTRODUCCIÓN

En el ámbito de los procesos de fabricación existen riesgos derivados de la actividad en cuestión, pero en el caso de la industria química existen también riesgos derivados del manejo de sustancias químicas o de las condiciones de operación de la planta. De esta forma, es necesario realizar un estudio de seguridad del proceso con el fin de generar unas medidas de seguridad que permitan reducir al máximo la probabilidad de que ocurra un accidente.

En el estudio de seguridad de la planta se llevará a cabo un inventario de todas las sustancias involucradas en el proceso con el fin de conocer sus características y sus principales peligros para la salud y el medio ambiente. Además, se llevarán a cabo las siguientes acciones:

- Clasificación de la instalación según su nivel de peligrosidad de acuerdo con la directiva Seveso III.
- Estudio de reactividad química descontrolada mediante el software CRW.
- Establecimiento de las distancias mínimas entre los diferentes equipos y bloques de la planta.
- Cálculo del índice DOW de fuego y explosión.

10.2 REGLAMENTO CLP Y DIRECTIVA SEVESO III

De este modo, algunas de las sustancias recogidas en la Tabla 8 pueden ser clasificadas según el Reglamento (CE) n° 1272/2008, en adelante denominado Reglamento CLP. El Reglamento CLP tiene como finalidad determinar si una sustancia o mezcla presenta propiedades que deban ser clasificadas como peligrosas. Identificadas las propiedades peligrosas, se realiza la clasificación de la sustancia o mezcla, de modo que los peligros determinados deben ser informados mediante su etiquetado. Los peligros detectados son clasificados en peligros para la salud, peligros físicos, peligros para el medio ambiente y otros peligros.

La clasificación de las sustancias o mezclas puede obtenerse consultando sus correspondientes Fichas de seguridad REACH aportadas por el fabricante, concretamente en el apartado 2.1 de clasificación de la sustancia.

Por otro lado, para realizar la clasificación del establecimiento en función de los peligros asociados a las sustancias, se emplea la Directiva 2012/18UE, denominada Directiva Seveso III, aprobada el 4 de julio y transpuesta al sistema jurídico español por el Real Decreto 840/2015,

por el que se aprueban las medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervienen sustancias peligrosas.

Acorde con la Directiva Seveso III, se entiende por establecimiento: “la totalidad del emplazamiento bajo el control de un industrial en el que se encuentren sustancias peligrosas en una o varias instalaciones, incluidas las infraestructuras o actividades comunes o conexas; los establecimientos serán de nivel inferior o de nivel superior”.

De este modo, se obtiene un establecimiento de nivel inferior cuando: “un establecimiento presenta sustancias peligrosas en cantidades iguales o superiores a las especificadas en la columna 2 de la parte 1 o de la parte 2 del anexo I, pero inferiores a las cantidades especificadas en la columna 3 de la parte 1 o de la parte 2 del anexo I. Todo ello empleando cuando sea aplicable la regla de la suma de la nota 4 del anexo I”.

Por otro lado, se define como establecimiento de nivel superior: “un establecimiento en el que haya presentes sustancias peligrosas en cantidades iguales o superiores a las especificadas en la columna 3 de la parte 1 o de la parte 2 del anexo I. Todo ello empleando, cuando sea aplicable, la regla de la suma de la nota 4 del anexo I”.

10.3 INVENTARIO DE SUSTANCIAS

Para llevar a cabo el inventario de las sustancias del proceso es necesario recurrir a las fichas de seguridad de los compuestos químicos. Estas fichas proporcionan información tanto de sustancias puras como de mezclas, están elaboradas según el anexo II del reglamento REACH y constan de 16 secciones.

Para realizar el inventario de sustancias únicamente se necesita recurrir a las secciones 2 y 3. En la *tabla 23* se muestran las principales propiedades químicas y físicas de los compuestos.

Tabla 23. Propiedades físicas y químicas de las sustancias del proceso. Fuente: Fichas de seguridad.

	Punto de inflamación (C)	Punto de ebullición (C)	LII (%Volumen)	LSI (%Volumen)
Hidrógeno	-	-253	4	77
Butano	-60	-0,5	1,4	9,5
Isobutano	-82,7	-11,7	1,9	8,5
Isopentano	-51	28	1,4	7,6

En cuanto a la clasificación CLP y Seveso de las sustancias, se puede apreciar en la siguiente tabla:

Tabla 24. Peligrosidad de las sustancias de acuerdo con el reglamento CLP y la directiva Seveso III.

	Pictogramas	Frases H	Clasificación Seveso III
Hidrógeno		H220: Gas extremadamente inflamable.	Nominada, P2
Butano		H220: Gas extremadamente inflamable.	Nominada, P2
Isobutano		H220: Gas extremadamente inflamable.	Nominada, P2
Isopentano		H224: Vapor y líquido extremadamente inflamable.	Nominada, P5a, E2
		H304: Puede ser mortal si se inhala o entra por las vías respiratorias.	
		H336: puede causar somnolencia o mareos.	
		H411: tóxico para la vida acuática con efectos duraderos a largo plazo.	

10.4 CLASIFICACIÓN DE LA INSTALACIÓN SEGÚN LA DIRECTIVA SEVESO III

10.4.1. ASPECTOS GENERALES

Para clasificar la instalación se sigue el Real Decreto 840/2015, el cual se aplica a los establecimientos recogidos en el artículo 3, en el cual se encuentra la planta de isomerización de butano. A continuación, se cita la definición de instalación según el R.D. 840/2015.

“Instalación: una unidad técnica en el interior de un establecimiento, con independencia de si se encuentra a nivel de suelo o bajo tierra, en la que se producen, utilizan, manipulan o almacenan sustancias peligrosas; incluyendo todos los equipos, estructuras, canalizaciones, maquinaria, herramientas, ramales ferroviarios particulares, dársenas, muelles de carga o descarga para uso de la misma, espigones, depósitos o estructuras similares, estén a flote o no, necesarios para el funcionamiento de esa instalación.”

En esta directiva existen dos clasificaciones principales, las cuales se realizan en función de la cantidad de sustancias peligrosas que existen en el proceso. Las dos clasificaciones son:

- Establecimiento de nivel superior: hace referencia a los establecimientos en los cuales haya presentes sustancias en cantidades iguales o mayores que las que se muestran en la columna 3 de la parte 1 o 2 del anexo I.
- Establecimientos de nivel inferior: hace referencia a los establecimientos en los cuales haya presentes sustancias peligrosas en cantidades iguales o mayores que las que se muestran en la columna 2 de la parte 1 o 2 del anexo I.

Estas clasificaciones mencionadas se realizarán, si es aplicable, mediante la regla de la suma de la nota 4 del anexo I.

Para poder clasificar la instalación, se obtendrá la cantidad de sustancias peligrosas presentes en las distintas unidades de proceso. En cuanto a las cantidades límite de las sustancias, en la siguiente tabla se muestran los valores aplicables a los compuestos presentes, los cuales se corresponden con los umbrales de la parte 2 del anexo I al estar todas las sustancias nominadas.

Tabla 25. Cantidades umbral recogidos en el R.D. 840/2015.

Compuesto	Requisitos de nivel inferior (toneladas)	Requisitos de nivel superior (toneladas)
Hidrógeno	5	50
GLP	20	200

10.4.2. CANTIDAD DE SUSTANCIAS

En cuanto a las cantidades de las sustancias peligrosas del proceso, dado que no se ha diseñado el almacenamiento de las materias primas ni de los productos, se decide estimar su valor mediante la cantidad de materia que puede almacenar la unidad de proceso.

De esta manera, empleando densidades de los compuestos y el volumen que pueden ocupar en los distintos equipos de la planta de isomerización (volumen vacío de la unidad), se procederá a obtener un valor orientativo sobre la cantidad en masa de compuestos que contienen una vez la planta está en operación.

10.4.2.1. CANTIDAD PRESENTE EN EL REACTOR R-201

Para determinar la cantidad en el reactor, se empleará la densidad media de la mezcla de reacción calculada como la media aritmética de los valores de entrada y salida a la unidad. En lo que al volumen que puede ocupar la mezcla gaseosa en el reactor, se puede obtener una aproximación restando al volumen de la sección cilíndrica el volumen ocupado por las partículas de catalizador.

Tabla 26. Cantidad de mezcla inflamable presente en el reactor R-201.

Parámetro	Valor
$\rho_m (kg/m^3)$	30,44
$V_{libre, reactor} (m^3)$	11,27
Cantidad (kg)	344,52

10.4.2.2. CANTIDAD PRESENTE EN LAS COLUMNAS DE DESTILACIÓN

Para estimar la cantidad de sustancias inflamables presentes en las columnas de destilación, se realizará en función del caudal de vapor y de líquido existente en el equipo a fin de obtener un valor orientativo. De esta manera, se considerará como caudal de vapor (m_v) el caudal que sale por cabezas y como caudal de líquido (m_L) la suma entre el valor de la alimentación y el del reflujo, pues son los caudales en fase líquida que entran a la columna.

Dado que las dimensiones de ambas columnas son conocidas, se obtendrá un valor de densidad media orientativo (ρ_m) de la mezcla de su interior en función de una estimación de la fracción del volumen de la columna que está ocupada por líquido (f_L). Para obtener esta fracción se divide el caudal de la fase en concreto entre la suma de los caudales de acuerdo con la siguiente expresión:

$$f_L = \frac{m_L}{m_L + m_v} \quad [5]$$

En lo que a la densidad media de la mezcla respecta, su valor se obtendrá en función de la fracción de líquido en la columna mediante la siguiente expresión:

$$\rho_m = f_L \cdot \rho_L + f_v \cdot \rho_v \quad [6]$$

En donde f_v es la fracción ocupada por el vapor, cuyo valor se obtiene de la siguiente manera:

$$f_v = (1 - f_L) \quad [7]$$

En la siguiente tabla se recogen los valores obtenidos para las cantidades de sustancias presentes en las columnas del proceso.

Tabla 27. Cantidad de sustancias en las columnas de destilación.

Parámetro	T-301	T-302
$m_V(kg/h)$	130.428,66	120.273,34
$m_L(kg/h)$	140.242,58	120.661,45
f_L	0,518	0,5
f_V	0,482	0,5
Altura (m)	33,61	11,9
Diámetro (m)	3,1	2,8
Volumen (m^3)	253,68	73,28
$\rho_V(kg/m^3)$	13,58	11,12
$\rho_L(kg/m^3)$	533,9	542,8
$\rho_m(kg/m^3)$	270,59	267,27
Cantidad de sustancia (kg)	68.643,28	19.583,95

Una vez obtenidos estos valores se comparan con los valores de las columnas 2 y 3 de la Directiva Seveso con el fin de determinar si se aplica o no dicha directiva a esta planta. Para estimar la cantidad de hidrógeno, dado que no se consume, se emplea la fracción másica a la entrada del reactor.

Tabla 28. Comparación de los valores obtenidos para la cantidad de compuesto existente en la planta y los límites de la Directiva Seveso III.

Compuesto	Requisitos NI (ton)	Requisitos NS (ton)	R-201 (ton)	T-301 (ton)	T-302 (ton)
Hidrógeno	5	50	0,00082	0	0
GLP	20	200	0,34	68,64	19,58
TOTAL				88,56	

De esta manera, se concluye que la instalación clasifica como nivel inferior por la Directiva Seveso III al estar el valor de cantidad de compuestos entre el umbral inferior y el superior. Sin embargo, dado que el cálculo se ha realizado para un proyecto en una etapa poco definida, no se descarta que, en etapas posteriores, empleando una medida rigurosa de las cantidades presentes se obtenga una clasificación de establecimiento superior.

10.5. REACTIVIDAD QUÍMICA DESCONTROLADA

Este estudio tiene como principal finalidad determinar si existirán mezclas dentro del proceso que puedan suponer un peligro para la integridad de los trabajadores y de la propia planta.

Muchas sustancias químicas poseen mucha energía que en ciertas condiciones pueden liberar de forma inesperada pudiendo causar un accidente, por lo que es necesario identificar y caracterizar los posibles peligros que puedan ocurrir en la planta.

Para identificar y caracterizar los peligros existentes, se emplearán la clasificación NFPA para conocer los peligros y la inflamabilidad de los compuestos de forma individual y el software CRW 4 para estudiar la reactividad de las mezclas binarias que pueden tener lugar en el proceso de producción. Sin embargo, este software no predice el comportamiento de mezclas de más de 2 componentes, por lo que podrían existir mezclas más complejas que pudiesen suponer peligros serios de reactividad sin que el programa lo predijese.

10.5.1. CLASIFICACIÓN NFPA

La clasificación NFPA (National Fire Protection Association) clasifica a las sustancias mediante un diamante dividido en 4 partes que hacen referencia a inflamabilidad, nivel de riesgo, riesgo específico y reactividad química. En la *figura 53* se muestran los significados de las distintas clasificaciones posibles para todas las partes del diamante de fuego.



Figura 53. Diamante de fuego de la NFPA. Fuente: (48).

10.5.2. MATRIZ DE COMPATIBILIDAD QUÍMICA

El software empleado para la matriz de compatibilidad química es el CRW 4, en el cual se clasifican las mezclas binarias que pueden producirse en el proceso según 4 tipos diferentes atendiendo a su reactividad.

Tabla 29. Clasificación NFPA y matriz de compatibilidad química para los compuestos involucrados en el proceso de isomerización de butano. Fuente: Elaboración propia a partir de CRW 4.0.

NFPA				Compuesto	Butano	Hidrógeno	Isobutano	Isopentano	Propano
S	I	IN	ES						
1	4	0	/	Butano					
0	4	0	/	Hidrógeno	Y				
0	4	0	/	Isobutano	Y	Y			
1	4	0	/	Isopentano	Y	Y	Y		
2	4	0	/	Propano	Y	Y	Y	Y	

En cuanto a la nomenclatura de la tabla anterior, las abreviaciones que se muestran se explican a continuación:

- S: riesgo para la salud que supone el compuesto.
- I: inflamabilidad de la sustancia.
- IN: hace referencia a la reactividad del compuesto.
- ES: riesgo especial que presenta la sustancia.
- Y: indica que el par de sustancias es compatible, por lo que no se espera que reaccionen de forma peligrosa.

De esta manera, se aprecia que isobutano, butano, isopentano e hidrógeno apenas representan un riesgo para la salud, mientras que el propano sí. En cuanto a la inflamabilidad, todos los compuestos son inflamables a menos de 25°C y ninguno de ellos se espera que suponga un peligro por reactividad o riesgo específico.

Como se puede observar, no se espera que ninguna mezcla binaria del proceso vaya a reaccionar de una forma peligrosa, por lo que no es necesario llevar a cabo ninguna medida preventiva específica en cuanto a incompatibilidad química. A pesar de esto, es necesario tener en cuenta que todos los compuestos involucrados son extremadamente inflamables, por lo que es necesario tomar todas las precauciones que minimicen la posibilidad de una explosión.

10.6. DISTANCIAS DE SEGURIDAD ENTRE BLOQUES Y EQUIPOS

Una forma de reducir los posibles daños de un accidente es el establecimiento de unas distancias de seguridad adecuadas entre los diferentes bloques y equipos de proceso. De esta forma, dichas distancias están recogidas en la guía GAP 2.5.2 de GAPS (Global Asset Protection Services). En lo que a las distancias de seguridad entre los diferentes equipos respecta, en la siguiente figura se muestran los valores recomendados.

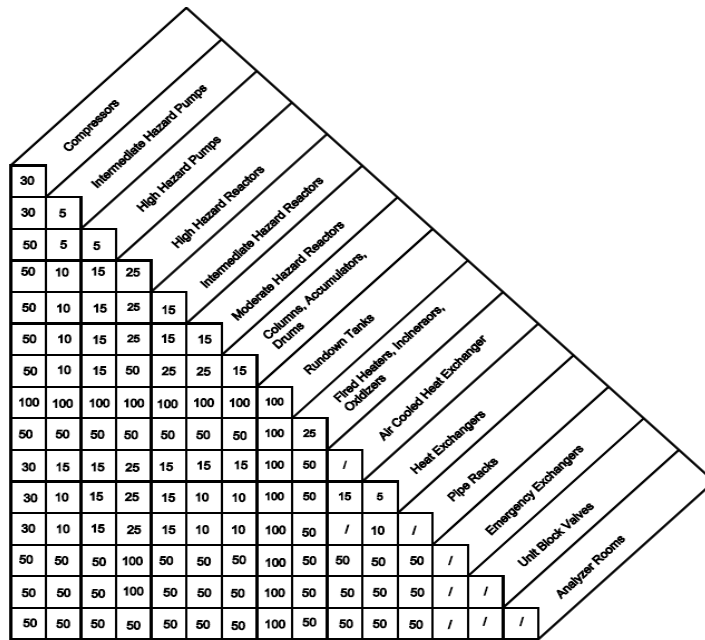


Figura 54. Distancias de seguridad entre los diferentes equipos en ft. 1ft=0,305m. Fuente: (49).

Teniendo en cuenta los valores mostrados en la figura anterior, se puede proceder a la construcción de una matriz que indique las distancias adecuadas entre los equipos existentes en el proceso. Para ello, se asume que el reactor del proceso y las bombas son de peligro medio.

Los valores obtenidos se convertirán a metros mediante la equivalencia señalada en el pie de la figura.

En la siguiente tabla se muestran las distancias mínimas entre equipos que recomienda la *GAPS*.

Tabla 30. Distancias recomendadas entre los equipos existentes en la planta (m). Fuente: Elaboración propia.

	P-101 A/B	E-101	C-101	C-102	E-102	E-103	R-201	E-201	E-301	V-301	E-302	T-301	E-303	P-301 A/B	E-304	T-302	E-305	P-302 A/B	E-306	E-307
P-101 A/B																				
E-101	3,05																			
C-101	9,15	9,15																		
C-102	9,15	9,15	9,15																	
E-102	3,05	1,53	9,15	9,15																
E-103	3,05	1,53	9,15	9,15	1,53															
R-201	3,05	4,58	15,25	15,25	4,58	4,58														
E-201	3,05	1,53	9,15	9,15	1,53	1,53	4,58													
E-301	3,05	1,53	9,15	9,15	1,53	1,53	4,58	1,53												
V-301	3,05	3,05	15,25	15,25	3,05	3,05	7,63	3,05	3,05											
E-302	3,05	1,53	9,15	9,15	1,53	1,53	4,58	1,53	1,53	3,05										
T-301	3,05	3,05	15,25	15,25	3,05	3,05	7,63	3,05	3,05	4,58	3,05									
E-303	3,05	1,53	9,15	9,15	1,53	1,53	4,58	1,53	1,53	3,05	1,53	3,05								
P-301 A/B	1,53	3,05	9,15	9,15	3,05	3,05	3,05	3,05	3,05	3,05	3,05	3,05	3,05							
E-304	3,05	1,53	9,15	9,15	1,53	1,53	4,58	1,53	1,53	3,05	1,53	3,05	1,53	3,05						
T-302	3,05	3,05	15,25	15,25	3,05	3,05	7,63	3,05	3,05	4,58	3,05	4,58	3,05	3,05	3,05					
E-305	3,05	1,53	9,15	9,15	1,53	1,53	4,58	1,53	1,53	3,05	1,53	3,05	1,53	3,05	1,53	3,05				
P-302 A/B	1,53	3,05	9,15	9,15	3,05	3,05	3,05	3,05	3,05	3,05	3,05	3,05	3,05	1,53	3,05	3,05	3,05			
E-306	3,05	1,53	9,15	9,15	1,53	1,53	4,58	1,53	1,53	3,05	1,53	3,05	1,53	3,05	1,53	3,05	1,53	3,05		
E-307	3,05	1,53	9,15	9,15	1,53	1,53	4,58	1,53	1,53	3,05	1,53	3,05	1,53	3,05	1,53	3,05	1,53	3,05	1,53	

10.7. DIMENSIONAMIENTO DE FUGA

Dado que en la planta se trabaja con sustancias inflamables, es de especial interés el estudio de escenarios de fuga con el fin de determinar el alcance de posibles accidentes en la instalación. Para este estudio, se ha decidido simular una fuga en la corriente de entrada al reactor, la cual consta principalmente de butano.

Tabla 31. Composiciones y caudal de la corriente de entrada al reactor.

Parámetro	Valor
Caudal(kmol/h)	350,08
x_{Butano}	0,9302
$x_{i-butano}$	0,0044
$x_{Propano}$	0
$x_{i-pentano}$	0,0001
$x_{Hidrógeno}$	0,0653

Para llevar a cabo dicho estudio, se puede dimensionar la fuga suponiendo el área del orificio de salida del gas. De esta manera, se tomará un valor arbitrario de 3 mm de diámetro para el agujero de salida de los gases. Con este diámetro y asumiendo que el orificio de la fuga posee geometría circular, se puede obtener el valor del área. El procedimiento de cálculo del caudal es simple:

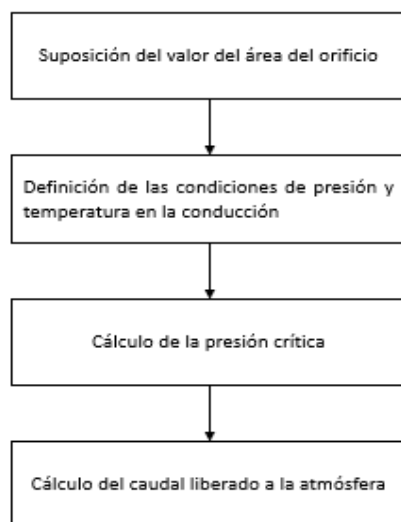


Figura 55. Algoritmo para el cálculo del caudal liberado a la atmósfera en una fuga. Elaboración propia.

De esta forma, una vez supuesto el valor del área, se definen las condiciones de presión (P_0) y temperatura (T) de la corriente en la conducción. Conocidos estos valores, se puede calcular la presión crítica mediante la siguiente ecuación:

$$\frac{P_{cf}}{P_g} = \left[\frac{2}{\gamma + 1} \right]^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} \quad [8]$$

En la siguiente tabla se muestra el resultado para la presión crítica, así como las condiciones y los parámetros más relevantes de la corriente.

Tabla 32. Condiciones de la corriente 19 y valor de la presión crítica.

Parámetro	Valor
P_g (kPa)	2000
T (K)	473,15
m (kg/h)	$1,908 \cdot 10^4$
M (g/mol)	54,46
ρ (kg/m ³)	31,73
γ	1,117
Fracción de vapor	1
P_1 (kPa)	101,3
P_{cf} (kPa)	1.162,27

Como se puede observar, dado que P_{cf} es mayor a la presión atmosférica, existirá flujo crítico, por lo que la expresión para obtener el caudal másico de la fuga es la siguiente:

$$Q_{crítico}(g/s) = C_0 \cdot A \cdot P_1 \cdot \sqrt{\frac{\gamma \cdot g_c \cdot M}{R \cdot T} \cdot \left(\frac{2}{\gamma + 1}\right)^{\frac{\gamma+1}{\gamma-1}}} \quad [9]$$

En la *tabla 33* se aportan los resultados del cálculo del flujo de descarga y los valores de los parámetros necesarios para su obtención.

Tabla 33. Cálculo del caudal liberado a la atmósfera.

Parámetro	Valor
A (m ²)	$7,07 \cdot 10^{-6}$
C_0	1
g_c (g · m/(s ² · N))	1000
R (J/(mol · K))	8,314
Qm (g/s)	33,25

Conocido el valor del caudal liberado, se puede determinar la cantidad emitida a la atmósfera para diferentes tiempos de duración de la fuga.

Tabla 34. Cantidad de gas fugado para diferentes tiempos de duración de la fuga.

Tiempo de fuga (min)	Cantidad fuga (kg)
5	9,975
10	19,95
15	29,93
20	39,9
25	49,875
30	59,85

10.8. MASA EQUIVALENTE DE TNT

Cuando se libera material inflamable, es probable que encuentre una fuente de ignición que provoque una explosión. Un método para estimar el daño por la sobrepresión que se genera en la explosión es el del cálculo de la masa equivalente de TNT. Esta masa se obtiene mediante la siguiente expresión:

$$m_{TNT} = \frac{(\eta \cdot m_{liberada} \cdot \Delta H_c)}{E_{TNT}} \quad [10]$$

En donde m_{TNT} es la masa de TNT equivalente, η es la eficiencia de la explosión (se toma el valor medio del intervalo habitual, 5%), $m_{liberada}$ es la cantidad de gas emitido, ΔH_c es la energía de combustión del gas inflamable (se asume que la fuga es únicamente butano, pues es el componente mayoritario) y E_{TNT} es la energía de la explosión de TNT.

Para este estudio, aunque el tiempo de la fuga depende del nivel de automatización de la planta y en general se suele responder rápido a este tipo de sucesos, se empleará la cantidad de gas inflamable liberado para una fuga de 30 minutos con el fin de conocer el peor caso.

Tabla 35. Cálculo de la masa equivalente de TNT. Fuente: (50) y (51).

Parámetro	Valor
η	0,05
$m_{liberada} \text{ (kg)}$	59,85
$n_{liberada} \text{ (mol)}$	1.098,97
$\Delta H_c \text{ (kJ/mol)}$	2.877,33
$E_{TNT} \text{ (kJ/kg)}$	4.686,00
$m_{TNT} \text{ (kg)}$	33,74

Una vez obtenido este valor, se puede estimar la sobrepresión generada empleando la masa de TNT y la distancia desde el punto "O" de la explosión (r). El valor de la sobrepresión se obtiene gráficamente a partir de la distancia estandarizada (Z_e).

$$Z_e = \frac{r}{m_{TNT}^{\frac{1}{3}}} \quad [5]$$

Conocida la distancia estandarizada, se puede leer gráficamente en la siguiente figura el valor de la sobrepresión estandarizada.

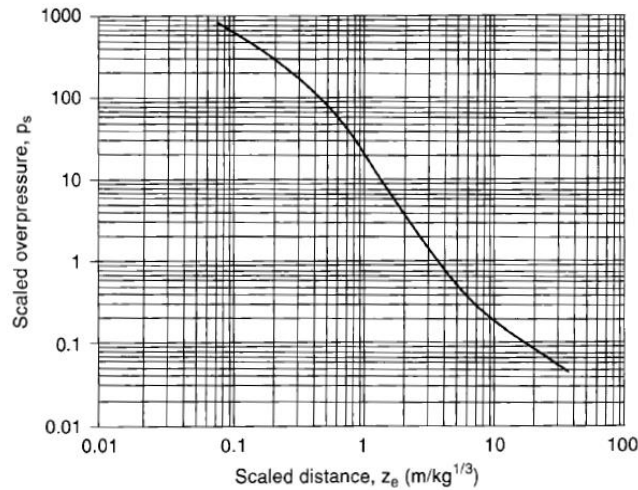


Figura 56. Gráfico de obtención de la sobrepresión estandarizada. Fuente: (50).

Una vez conocido el valor de la sobrepresión estandarizada, se puede relacionar con el valor del pico de sobrepresión generado mediante la siguiente ecuación:

$$P_s = \frac{P_o}{P_a} \quad [6]$$

En donde P_o es el pico de la sobrepresión y P_a la presión ambiente. De esta forma, para poder obtener el valor de la sobrepresión, se debe conocer la distancia al foco de la explosión. Para ver cómo evoluciona la sobrepresión con la distancia, se van a realizar los cálculos para distancias de 10, 25, 50, 75 y 100 m.

Tabla 36. Sobrepresión generada en función de la distancia al foco de la explosión.

Parámetro	r = 10 m	r = 25 m	r = 50 m	r = 75 m	r = 100 m
$Z_e (m/kg^{1/3})$	3,095	7,737	15,473	23,21	30,947
P_s	1,518	0,282	0,116	0,074	0,055
$P_o (kPa)$	153,79	28,54	11,70	7,48	5,53

Como se puede apreciar, para distancias cortas la sobrepresión es más elevada, puesto que están más cerca del inicio de la explosión, mientras que para valores lejanos su valor es moderado. En la siguiente gráfica se muestra la evolución de la sobrepresión en función de r .

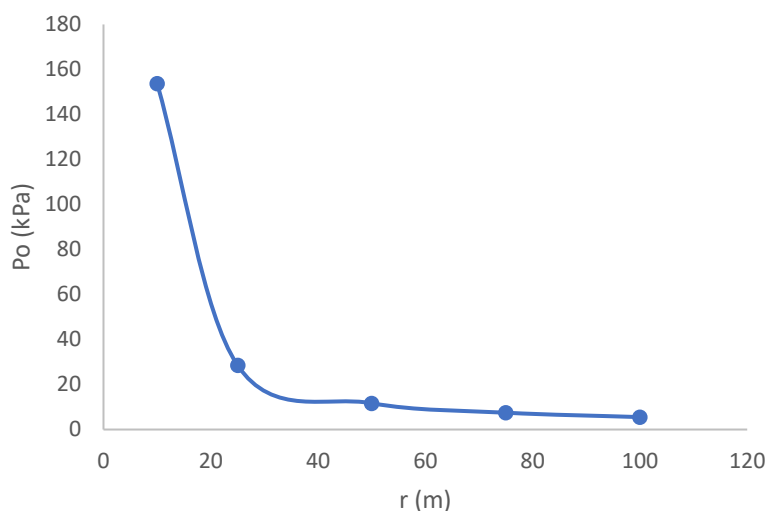


Figura 57. Evolución de la sobrepresión con la distancia al foco de la explosión.

Mediante la siguiente figura se puede estimar el daño que genera la explosión en función del pico de sobrepresión.

Pressure		Damage
psig	kPa	
0.02	0.14	Annoying noise (137 dB if of low frequency, 10–15 Hz)
0.03	0.21	Occasional breaking of large glass windows already under strain
0.04	0.28	Loud noise (143 dB), sonic boom, glass failure
0.1	0.69	Breakage of small windows under strain
0.15	1.03	Typical pressure for glass breakage
0.3	2.07	“Safe distance” (probability 0.95 of no serious damage below this value); projectile limit; some damage to house ceilings; 10% window glass broken
0.4	2.76	Limited minor structural damage
0.5–1.0	3.4–6.9	Large and small windows usually shatter; occasional damage to window frames
0.7	4.8	Minor damage to house structures
1.0	6.9	Partial demolition of houses, made uninhabitable
1–2	6.9–13.8	Corrugated asbestos shatters; corrugated steel or aluminum panels, fastenings fail, followed by buckling; wood panels (standard housing), fastenings fail, panels blow in
1.3	9.0	Steel frame of clad building slightly distorted
2	13.8	Partial collapse of walls and roofs of houses
2–3	13.8–20.7	Concrete or cinder block walls, not reinforced, shatter
2.3	15.8	Lower limit of serious structural damage
2.5	17.2	50% destruction of brickwork of houses
3	20.7	Heavy machines (3000 lb) in industrial buildings suffer little damage; steel frame buildings distort and pull away from foundations
3–4	20.7–27.6	Frameless, self-framing steel panel buildings demolished; rupture of oil storage tanks
4	27.6	Cladding of light industrial buildings ruptures
5	34.5	Wooden utility poles snap; tall hydraulic presses (40,000 lb) in buildings slightly damaged
5–7	34.5–48.2	Nearly complete destruction of houses
7	48.2	Loaded train wagons overturned
7–8	48.2–55.1	Brick panels, 8–12 in thick, not reinforced, fail by shearing or flexure
9	62.0	Loaded train boxcars completely demolished
10	68.9	Probable total destruction of buildings; heavy machine tools (7000 lb) moved and badly damaged, very heavy machine tools (12,000 lb) survive
300	2068	Limit of crater lip

Figura 58. Daño estimado de la explosión en función de la sobrepresión. Fuente: (50).

Como se observa, para distancias cortas como es el caso de 10m, la explosión podría conllevar la destrucción total de los edificios cercanos y de maquinaria pesada. Esto pone de manifiesto que la distancia es un factor clave para evitar que un accidente de este estilo pueda provocar daños muy graves.

Además, se observa en la *tabla 35* que el compuesto que se libera (butano), tiene una entalpía de combustión muy elevada, por lo que libera una gran cantidad de energía cuando encuentra una fuente de ignición. Dicho esto, sería de gran importancia el diseño intrínsecamente más seguro de la planta, de manera que se evitara la presencia de fuentes de ignición en la mayor medida posible y se asegurara un mantenimiento adecuado y regular de las conducciones a fin de evitar sucesos como el que se acaba de simular.

10.9 ÍNDICE DOW DE FUEGO Y EXPLOSIÓN

10.9.1. INTRODUCCIÓN

El índice Dow de fuego y explosión fue creado, como su nombre indica, por la compañía química *DOW* y luego publicado por el Instituto Americano de Ingenieros Químicos (AIChE por sus siglas en inglés).

Este método está diseñado para clasificar los peligros relativos al almacenamiento, manejo y procesado de materiales explosivos o inflamables y es el índice de riesgo más reconocido por la industria química. Entre los objetivos principales de este índice están:

- Decidir métodos de protección de incendios y explosiones.
- Permitir la clasificación de unidades de proceso donde se requiere una atención especial.
- Dado que en este método se obtiene un valor de área de exposición en caso de explosión, permite determinar distancias seguras entre los diferentes equipos.

En cuanto a las unidades en las que se obtendrá este índice, serán el reactor R-201 y la columna de separación de isobutano T-301. El procedimiento para obtener este índice se muestra en la siguiente figura:

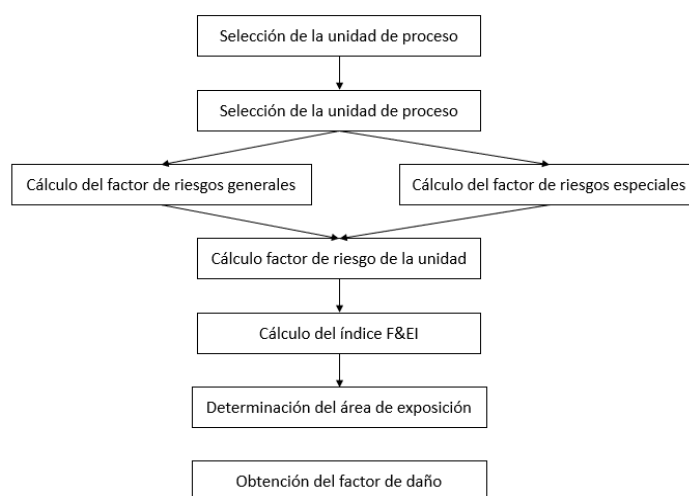


Figura 59. Procedimiento para la obtención del índice de fuego y explosión. Fuente: Elaboración propia.

En este índice se recogen distintos factores, como son el factor de material (*FM*), el factor de riesgos generales del proceso (*F1*) y el factor de riesgos especiales del proceso (*F2*).

10.9.1.1. FACTOR DE MATERIAL

En cuanto al factor de material, es una medida de la intensidad de liberación de energía de un compuesto o mezcla de compuestos y es el punto de inicio para la obtención del índice F&EI. Para conocer su valor, se empleará el apéndice A del documento empleado como referencia para el cálculo de este índice (52).

Dado que en las unidades consideradas los compuestos mayoritarios son el butano e isobutano y poseen el mismo factor de material, se empleará el valor de estos compuestos como base para los cálculos de los índices correspondientes.

10.9.1.2. FACTORES DE RIESGOS GENERALES

Los factores considerados en este apartado contribuyen a aumentar la magnitud y gravedad de un posible incendio y afectan a un determinado tipo de procesos y a condiciones tales como el drenaje o almacenamiento de productos. De esta manera, se estudiará la relación de cada factor con el equipo en cuestión y se decidirá la penalización correspondiente.

10.9.1.3. FACTORES DE RIESGOS ESPECIALES

Los factores considerados en este apartado contribuyen a que aumente la probabilidad de que ocurra un incendio o una explosión en la unidad.

10.9.2. OBTENCIÓN DEL ÍNDICE DE FUEGO Y EXPLOSIÓN

En este apartado, se empleará un formulario con distintas penalizaciones para los riesgos generales y especiales del proceso con el fin de determinar el índice F&EI. En las tablas 37 y 38 se muestran los formularios cubiertos para las unidades de proceso diseñadas.

Tabla 37. Índice F&EI del reactor R-201.

Índice DOW de fuego y explosión		
País: España	Ubicación: Polígono de Constantí, Tarragona	Fecha: 31/05/2021
Unidad de proceso: Reactor R-201	Sección: 200	Estado de operación: Diseño
Preparado por: Iglesias Torres, Lorena Padín González, Gabriel	Aprobado por: Iglesias Torres, Lorena Padín González, Gabriel	
Materiales en la unidad de proceso	C ₄ H ₁₀ , i- C ₄ H ₁₀ , C ₃ H ₈ , H ₂ , i-C ₅ H ₁₂	
Material básico para el factor de material	C ₄ H ₁₀ (Butano)	
FACTOR DE MATERIAL		21
1. RIESGOS GENERALES DE PROCESO	Rango de penalidad	Factor de penalidad
FACTOR BASE	1.00	1
A. Reacciones químicas exotérmicas	0.30 a 1.25	0,3
B. Procesos endotérmicos	0.20 a 0.40	0
C. Manejo y transporte de material	0.25 a 1.05	0,5
D. Unidades de proceso encerradas o interiores	0.25 a 0.90	0
E. Accesos	0.20 a 0.35	0
F. Desagües y control de vertidos	0.25 a 0.50	0
FACTOR DE RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F₁)		1,8
2. RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO		
FACTOR BASE	1.00	1
A. Materiales tóxicos	0.20 a 0.80	0,2
B. Presión subatmosférica (< 500 mm Hg)	0.50	0
C. Operación cerca del rango inflamable ☐ Inertizado ☒ No Inertizado		
1. Líquidos inflamables almacenados en tanques en el exterior	0.50	0
2. Alteración del proceso o fallo de purga	0.30	0
3. Siempre en condiciones de inflamabilidad	0.80	0,8
D. Explosión por polvo	0.25 a 2.00	0
E. Presión Presión de operación: 1900 kPa manométricos Presión del Sistema de alivio: 2300 kPa manométricos		0,57
F. Temperatura baja	0.20 a 0.30	0
G. Cantidad de material inflamable (kg en 10 min)		
1. Líquidos o gases en procesos		0
2. Líquidos o gases almacenados		0
3. Sólidos combustibles almacenados, polvo en el proceso		0
H. Corrosión y erosión	0.10 a 0.75	0,1
I. Fugas por uniones y empaquetaduras	0.10 a 1.50	0,1
J. Uso de calentadores con llama abierta		0
K. Sistema de intercambio térmico con aceite caliente	0.15 a 1.15	0
L. Equipo rotatorio	0.50	0
FACTOR DE RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO (F₂)		2,77
FACTOR DE RIESGOS DE LA UNIDAD DE PROCESO (F₁ x F₂) = F₃		4,986
ÍNDICE DE FUEGO Y EXPLOSIÓN (F₃ x MF = F&EI)		104,71

Tabla 38. Índice F&EI de la columna T-301.

Índice DOW de fuego y explosión		
País: España	Ubicación: Polígono de Constantí, Tarragona	Fecha: 31/05/2021
Unidad de proceso: Columna T-301	Sección: 300	Estado de operación: Diseño
Preparado por: Iglesias Torres, Lorena Padín González, Gabriel	Aprobado por: Iglesias Torres, Lorena Padín González, Gabriel	
Materiales en la unidad de proceso	C ₄ H ₁₀ , i- C ₄ H ₁₀ , C ₃ H ₈ , i-C ₅ H ₁₂	
Material básico para el factor de material	i-C ₄ H ₁₀ (Isobutano)	
FACTOR DE MATERIAL		21
1. RIESGOS GENERALES DE PROCESO	Rango de penalidad	Factor de penalidad
FACTOR BASE	1.00	1
A. Reacciones químicas exotérmicas	0.30 a 1.25	0
B. Procesos endotérmicos	0.20 a 0.40	0
C. Manejo y transporte de material	0.25 a 1.05	0,5
D. Unidades de proceso encerradas o interiores	0.25 a 0.90	0
E. Accesos	0.20 a 0.35	0
F. Desagües y control de vertidos	0.25 a 0.50	0
FACTOR DE RIESGOS GENERALES DEL PROCESO (F₁)		1,5
2. RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO		
FACTOR BASE	1.00	1
A. Materiales tóxicos	0.20 a 0.80	0,2
B. Presión subatmosférica (< 500 mm Hg)	0.50	0
C. Operación cerca del rango inflamable ☐ Inertizado ☒ No Inertizado		
1. Líquidos inflamables almacenados en tanques en el exterior	0.50	0
2. Alteración del proceso o fallo de purga	0.30	0
3. Siempre en condiciones de inflamabilidad	0.80	0,8
D. Explosión por polvo	0.25 a 2.00	0
E. Presión Presión de operación: 430 kPa manométricos Presión del Sistema de alivio: 603 kPa manométricos		0,27
F. Temperatura baja	0.20 a 0.30	0
G. Cantidad de material inflamable (kg en 10 min)		
1. Líquidos o gases en procesos		0
2. Líquidos o gases almacenados		0
3. Sólidos combustibles almacenados, polvo en el proceso		0
H. Corrosión y erosión	0.10 a 0.75	0,1
I. Fugas por uniones y empaquetaduras	0.10 a 1.50	0,1
J. Uso de calentadores con llama abierta		0
K. Sistema de intercambio térmico con aceite caliente	0.15 a 1.15	0
L. Equipo rotatorio	0.50	0
FACTOR DE RIESGOS ESPECIALES DEL PROCESO (F₂)		2,47
FACTOR DE RIESGOS DE LA UNIDAD DE PROCESO (F₁ x F₂) = F₃		3,705
ÍNDICE DE FUEGO Y EXPLOSIÓN (F₃ x MF = F&EI)		77,805

10.9.3. GRADO DE PELIGRO DE LA UNIDAD

En función del F&EI obtenido mediante los formularios mostrados anteriormente, se puede estimar el grado de peligro de la unidad de proceso. De esta manera, en función del valor del índice se puede clasificar el nivel de peligro que presenta el equipo en cuestión.

Tabla 39. Clasificación del nivel de peligro en función del índice de fuego y explosión.

F&EI	Grado de peligro
1 a 60	Ligero
61 a 96	Moderado
97 a 127	Intermedio
128 a 158	Intenso
Mayor a 159	Severo

Teniendo en cuenta este criterio, el nivel de peligro del reactor de isomerización R-201 es intermedio (F&EI de 104,71), mientras que para la columna es moderado (F&EI de 77,805).

10.9.4. RADIO Y ÁREA DE EXPOSICIÓN DE LAS UNIDADES

Conocido el índice DOW, se puede obtener el radio de exposición, a partir del cual se puede conocer el valor del área que podría sufrir daños en caso de que se produjese un incendio o explosión en la unidad de proceso. Este radio se obtiene a partir de la siguiente figura.

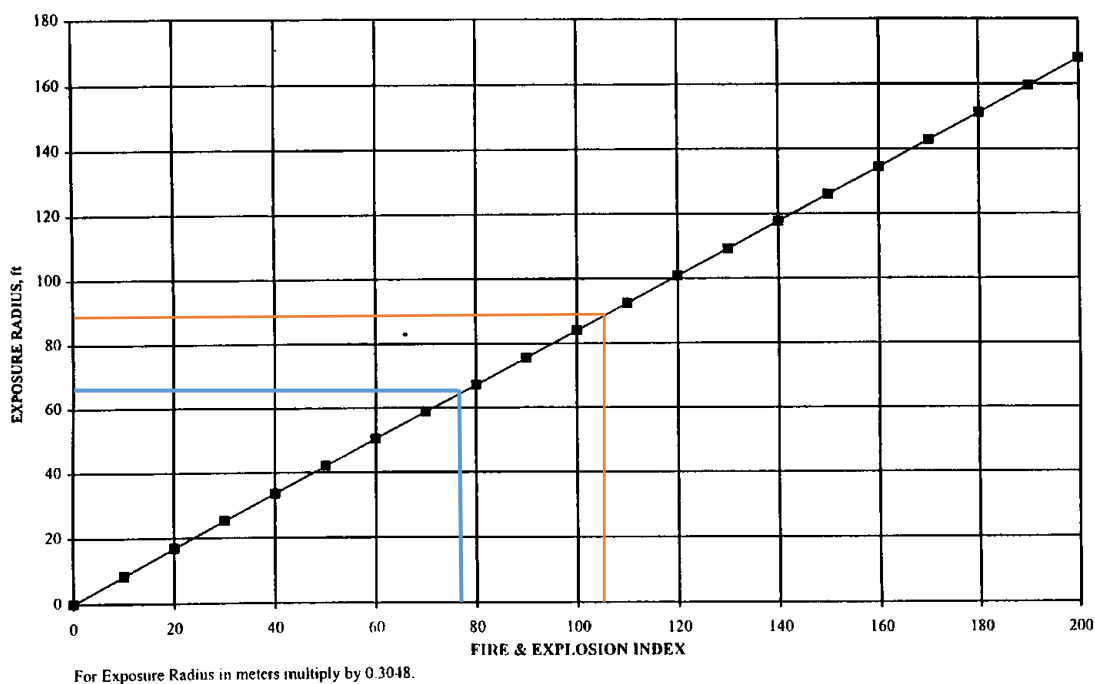


Figura 60. Obtención del radio de exposición para las unidades diseñadas, en azul la columna T-301 y en naranja el reactor R-201.

Con este radio y teniendo en cuenta que se asume que el área de afectación es la de un círculo, se puede calcular el valor del área afectada.

10.9.5. FACTOR DE DAÑO

Este factor es un indicador de las consecuencias que supondrían el incendio o explosión de la unidad en términos de daños causados y se obtiene de forma gráfica conociendo el factor de material y el factor de riesgo del proceso.

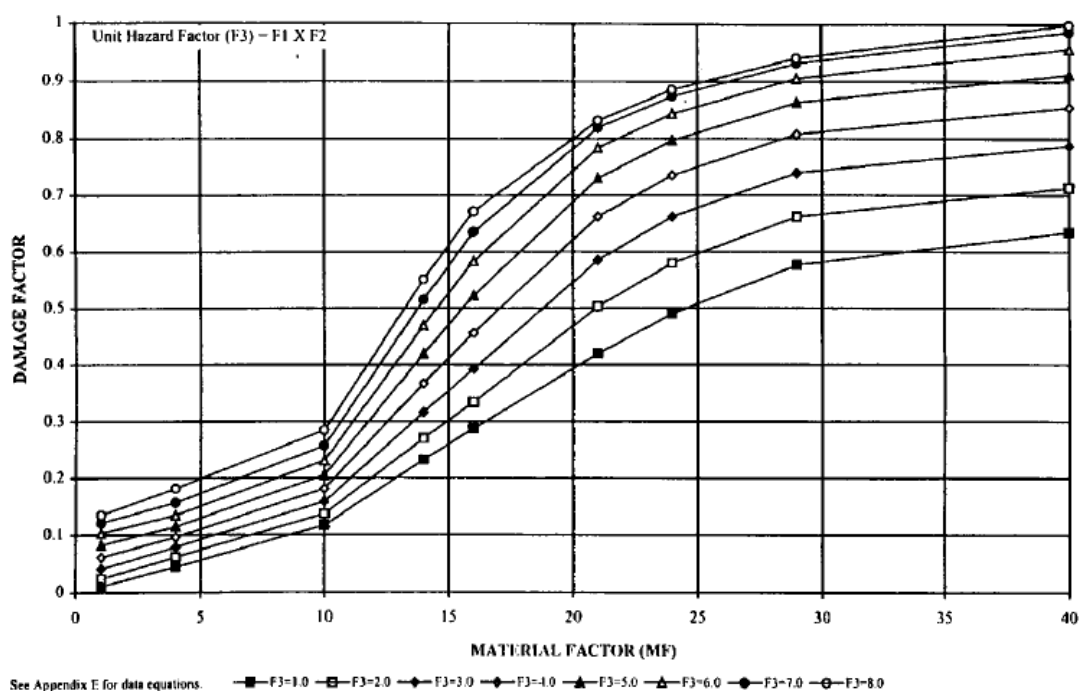


Figura 61. Gráfica para la obtención del factor de daño.

En cuanto al resultado del índice F&Ei para las unidades diseñadas, en la siguiente tabla se muestra un resumen de los parámetros de interés obtenidos.

Tabla 40. Resumen de los resultados del índice Dow para las unidades diseñadas.

Parámetro	Reactor R-201	Columna T-301
Índice Dow	104,71	77,805
Grado de peligro	Intermedio	Moderado
Radio de exposición (m)	26,52	19,81
Área de exposición (m ²)	2.209,52	1.232,87
Factor de daño	0,73	0,66

11. LEGISLACIÓN, NORMATIVA DE APLICACIÓN Y CÓDIGOS DE DISEÑO

En este apartado se expondrán las diferentes normativas referidas a la construcción, electricidad, seguridad e higiene, medioambiente y códigos de diseño.

11.1. CONSTRUCCIÓN

En cuanto a construcción, la normativa de referencia es el Real Decreto 1627/1997 del 24 de octubre, en el cual se establecen las disposiciones mínimas relativas a seguridad y salud en las obras de construcción y que ha ido sufriendo modificaciones a lo largo de los años.

Además, también es necesario destacar el R.D 314/2006 del 17 de marzo en el cual se aprueba el Código Técnico de la edificación, así como la resolución del 8 de abril de 1999 de la Secretaría de Aguas y Costas sobre la delegación de facultados en el ámbito de la seguridad y la salud en la construcción.

11.2. SEGURIDAD Y SALUD

En cuanto a los reglamentos comunitarios de seguridad, los más relevantes son:

- Reglamento (CE) 1907/2006, el cual hace referencia al registro, evaluación, autorización y restricción de sustancias y mezclas químicas.
- Reglamento (CE)1272/2008 del Parlamento y del Consejo Europeo del 16 de diciembre del 2008, en el cual se trata la clasificación, etiquetado y envasado de sustancias y mezclas (CLP).
- Reglamento (UE) 2016/425 del Parlamento Europeo y del Consejo, de 9 de marzo de 2016, relativo a los equipos de protección individual.
- Reglamento (UE) n ° 649/2012 del Parlamento y del Consejo Europeo del 4 de julio de 2012, relativo a la exportación e importación de productos químicos peligrosos (PIC).

En lo que a Directivas respecta, se destacan:

- Directiva 2012/18/UE del Parlamento y del Consejo Europeo del 4 de Julio de 2012, la cual trata el control de riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervienen sustancias potencialmente peligrosas y por la que se deroga la Directiva 96/82/CE.
- Directiva 2014/34/UE del Parlamento y del Consejo Europeo del 26 de febrero de 2014 sobre la armonización de las legislaciones de los Estados que forman la comunidad en materia de sistemas de protección para uso en atmósferas explosivas.

En el ámbito español, cabe mencionar las siguientes normativas:

- Ley 31/1995 del 8 de noviembre sobre la prevención de Riesgos Laborales.
- R.D. 840/2015 del 21 de septiembre por el que se aprueban las medidas de control de los riesgos inherentes relacionados con accidentes graves en los que intervienen sustancias peligrosas.

11.3. MEDIOAMBIENTE.

En lo que a medio ambiente respecta, las normativas más importantes son:

- Ley 21/2013 del 9 de noviembre de evaluación ambiental.
- Ley 37/2003 del 17 de noviembre, la cual trata sobre la contaminación acústica.
- Ley 34/2007 del 15 de noviembre, en la que se establecen los criterios de calidad del aire y protección a la atmósfera.

11.4. NORMAS, GUÍAS Y CÓDIGOS DE DISEÑOS

A la hora de diseñar unidades, establecer distancias mínimas de seguridad y clasificar sustancias, se cuentan con una serie de guías, códigos y diseños. Los principales en el ámbito de este proyecto son:

- Código ASME BPVC.
- Normativa TEMA.
- Normas ISO.
- Normas UNE.
- Normativa NFPA 704.
- Estándar ANSI-ISA.
- Normas DIN.
- Guía GAP para el espaciado mínimo entre equipos.

12. BIBLIOGRAFÍA

1. SIMAGAS. Ficha técnica R600a (Isobutano). [En línea] [Consultado el: 11 de Marzo de 2021.] Disponible en: https://www.simagas.es/pdf/gases_refrigernates/Ficha-tecnica-R600A.pdf.
2. INTERNATIONAL JOURNAL OF TOXICOLOGY. *Annual Review of Cosmtic Ingredient Safety Assessments- 2002/2003*. 1-102: Cosmetic Ingredient Review, 2005, Vol. 24. ISSN: 1091-5818 print / 1092-874X online.
3. BOLETÍN OFICIAL DEL ESTADO. Reglamento (UE) 2017/874 de la Comisión, de 22 de mayo de 2017. *por el que se modifica el anexo III del Reglamento (CE) nº 1333/2008 del Parlamento Europeo y del Consejo en lo relativo a la utilización del butano (E 943a), el isobutano (E 943b) y el propano (E 944) en preparados de colorantes*. [En línea]. Disponible en: <https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=DOUE-L-2017-80993>. DOUE-L-2017-80993.
4. DHAR, ABHISHEK, VEKARIYA, ROHIT L Y BHADJA, POONAM. *Cogent Chemistry*, 2018. Vol. IV.
5. LUMMUS TECHNOLOGY. *Gasoline production* [En línea] [Consultado el: 7 de Mayo de 2021]. Disponible en: <https://www.lummustechnology.com/Process-Technologies/Refining/Clean-Fuels/Gasoline-Production>.
6. BRITANNICA. *Knocking internal combustion engine*. [En línea] [Consultado el: Mayo de 7 de 2021]. Disponible en: <https://www.britannica.com/technology/knocking-internal-combustion-engine>.
7. SURINDER PARKASH. *Petroleum Fuels Manufacturing Handbook: Including Specialty Products and sustainable manufacturing Techniques*. GASOLINE, Chapter. [En línea] 2010. [Consultado el: 10 de Marzo de 2021] Disponible en: <https://www-accessengineeringlibrary-com.ezbusc.usc.gal/content/book/9780071632409/chapter/chapter3GASOLINE> | McGraw-Hill Education - Access Engineering (usc.gal).
8. ROBERT A. MEYERS, Ph.D. *Handbook of Petroleum Refining Processes* [En línea] 2016. ISBN: 9780071850490. [Consultado el: 21 de Marzo de 2021] Disponible en: <https://www-accessengineeringlibrary-com.ezbusc.usc.gal/content/book/9780071850490/chapter/chapter36>. ISBN: 9780071850490.
9. REPORTS AND DATA. *Reports and data*. [En línea] [Consultado el: 16 de Marzo de 2021]. Disponible en: <https://www.reportsanddata.com/report-detail/isobutane-market>.
10. UNIVERSIDAD ECONÓMICA ESTATAL DE SAN PETERSBURGO. *Unecon*. [En línea] [Consultado el: 17 de Marzo de 2021] Disponible en: https://en.unecon.ru/sites/default/files/en/natalia_trifonova_unecon.pdf.
11. EIA USA. *U.S. Field Production of Isobutane*. [En línea] [Consultado el: 18 de Marzo de 2021] Disponible en: https://www.eia.gov/dnav/pet/hist/LeafHandler.ashx?n=PET&s=M_EPLLBAI_FPF_NUS_MBBLD&f=A.
12. MARKETS AND MARKETS. *Markets and markets*. [En línea] [Consultado el: 21 de Marzo de 2021] Disponible en: <https://www.marketsandmarkets.com/Market-Reports/refrigerant-market-1082.html>.

13. BUSINESS WIRE. Business wire. [En línea] [Consultado el: 23 de Marzo de 2021] Disponible en: <https://www.businesswire.com/news/home/20201217005753/en/Cold-Chain-Market-to-Grow-Over-230-Billion-Globally-During-2020-2024-Technavio>.
14. GRAND VIEW RESEARCH. Isobuten-Market. [En línea] [Consultado el: 23 de Marzo de 2021] Disponible en: <https://www.grandviewresearch.com/industry-analysis/isobutene-market>.
15. MORDOR INTELLIGENCE. MTBE market. [En línea] [Consultado el: 21 de Marzo de 2021] Disponible en: <https://www.mordorintelligence.com/industry-reports/methyl-tertiary-butyl-ether-mtbe-market>.
16. ARGUSMEDIA. MTBE annual 2017. [En línea] [Consultado el: 20 de Marzo de 2021] Disponible en: <https://www.argusmedia.com/-/media/Files/sample-reports/argus-mtbe-annual-2017.ashx?la=ru&hash=E932D4887FDC378186384357B8E3E3BF1DB26899>.
17. IHS MARKIT. China ethanol. [En línea] [Consultado el: 21 de Marzo de 2021] Disponible en: <https://ihsmarkit.com/research-analysis/china-ethanol-push.html>.
18. MARKET RESEARCH. Isooctane market. [En línea] [Consultado el: 23 de Marzo de 2021] Disponible en: <https://marketresearch.biz/report/isooctane-market/>.
19. POLARIS MARKET RESEARCH. Butane market. [En línea] [Consultado el: 24 de Marzo de 2021] Disponible en: <https://www.polarismarketresearch.com/industry-analysis/butane-market>.
20. GRAND VIEW RESEARCH. Butane market. [En línea] [Consultado el: 24 de Marzo de 2021.] Disponible en: <https://www.grandviewresearch.com/industry-analysis/butane-market>.
21. MORDOR INTELLIGENCE. Butane market. [En línea] [Consultado el: 24 de Marzo de 2021] Disponible en: <https://www.mordorintelligence.com/industry-reports/butane-market>.
22. XE. Currency converter [En línea] [consultado el: 24 de Marzo de 2021]. Disponible en: <https://www.xe.com/es/currencyconverter/convert/?Amount=1&From=USD&To=EUR>.
23. ESPERIS. Hydrogen global market [En línea] [Consultado el: 12 de Mayo de 2021] Disponible en: https://esperis.pl/wp-content/uploads/2020/07/ESPERIS_Hydrogen_global-market_07.20.pdf.
24. RECHARGE. Green hydrogen [En línea] [Consultado el: 12 de Mayo de 2021] Disponible en: <https://www.rechargenews.com/energy-transition/green-hydrogen-will-be-cost-competitive-with-grey-h2-by-2030-without-a-carbon-price/2-1-1001867>.
25. MARKETS AND MARKETS. Hydrogen generation market. [En línea] [Consultado el: 23 de Marzo de 2021.] Disponible en: <https://www.marketsandmarkets.com/Market-Reports/hydrogen-generation-market-494.html><https://www.marketsandmarkets.com/Market-Reports/hydrogen-generation-market-494.html>.
26. EIA USA. Prices for hydrocarbon gas liquid. [En línea] [Consultado el: 16 de Marzo de 2021.] <https://www.eia.gov/energyexplained/hydrocarbon-gas-liquids/prices-for-hydrocarbon-gas-liquids.php>.
27. AGENCIAS CONSTANTÍ. La Vanguardia. El polígono industrial de Constantí tendrá una planta solar fotovoltaica de 17,5 hectáreas. [En línea] 22 de Julio de 2020. [Consultado el: 22 de Marzo de 2021.] Disponible en:

<https://www.lavanguardia.com/local/tarragona/20200721/482460643100/poligono-industrial-constanti-tendra-planta-fotovoltaica-175-hecteras.html>.

28. INTEREMPRESAS. Polígono industrial de Constantí (Tarragona). [En línea] 15 de Febrero de 2005. [Consultado el: 21 de Marzo de 2021.] Disponible en:

[https://www.interempresas.net/Naves/Articulos/9673-Poligono-Industrial-en-Constanti-\(Tarragona\).html](https://www.interempresas.net/Naves/Articulos/9673-Poligono-Industrial-en-Constanti-(Tarragona).html).

29. AJUNTAMENT DE CONSTANTÍ. Informació municipal. Polígon Industrial de constantí. [En línea] [Consultado el: 20 de Marzo de 2021.] Disponible en:

<http://www.constanti.cat/admin/documents/5125pic.pdf>.

30. TARRAGONAPORT. El Port crece en febrero un 13% y consolida la tendencia hacia la recuperación. [En línea] 24 de Marzo de 2021. [Consultado el: 25 de Marzo de 2021.] Disponible en: <https://tarragonaport.com/archivos/4079>.

31. SEDE CATASTRO. Sede Catastro- Cartografía. [En línea] [Consultado el: 23 de Marzo de 2021.] Disponible en:

<https://www1.sedecatastro.gob.es/Cartografia/mapa.aspx?pest=rustica&from=OVCBusqueda&ZV=NO&ZR=NO&RCCompleta=&pol=&par=&DescProv=TARRAGONA&prov=43&muni=48&DescMuni=CONSTANTI&TipUR=R&tc=R&del=43&mun=48>.

32. WINDFINDER. Estadísticas meteorológicas par Reus Aeroport/Tarragona. [En línea] [Consultado el: 21 de Marzo de 2021.] Disponible en:

https://es.windfinder.com/windstatistics/reus_tarragona.

33. EMBALSES. Estacion meteorológica en Reus Aeropuerto. [En línea] 22 de Marzo de 2021. [Consultado el: 22 de Marzo de 2021.] Disponible en: <https://www.embalses.net/estacion-meteorologica-688.html>.

34. INSTITUTO GEOGRÁFICO NACIONAL (IGN). Mapas de sismicidad y peligrosidad. [En línea] [Consultado el: 22 de Marzo de 2021.] Disponible en:

<https://www.ign.es/web/ign/portal/mapas-sismicidad>.

35. NATIONAL CENTER FOR BIOTECHNOLOGY INFORMATION (2021). PubChem Compound summary for CID 6360, Isobutane. [En línea] [Consultado el: 24 de Marzo de 2021.]

<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Isobutane>.

36. NORTH AMERICAN STANDARDS BOARD. North American Standards Board. [En línea]

[Citado el: 16 de Marzo de 2021.] Disponible en:

https://www.naesb.org/pdf2/wgq_bps100605w2.pdf.

37. ROBERT A. MEYERS, Ph.D. Handbook of Petrochemicals Production Processes. [En línea]

2019. [Consultado el: 20 de Marzo de 2021.] Disponible en: <https://www-accessengineeringlibrary-com.ezbusc.usc.gal/content/book/9781259643132/chapter/chapter4>. ISBN: 9781259643132.

38. NEFTHEIM. Butane isomerization isomalk-3. [En línea] [Consultado el: 23 de Marzo de

2021.] Disponible en: <https://nefthim.com/developments/butane-isomerization-isomalk-3/>.

39. R.K. SINNOTT, R.K. Chemical Engineering Design. SI Edition. : Butterworth-Heinemann,

2019. ISBN:978-0081025994.

40. OPEC. Oil data: upstream [En línea] [Consultado el: 3 de Mayo de 2021]. Disponible en: https://asb.opec.org/ASB_Charts.html?chapter=10.
41. DOE USA. Hows and whys replacing whole barrel. [En línea] [Consultado el: 1 de Mayo de 2021]. Disponible en: <https://www.energy.gov/articles/how-and-whys-replacing-whole-barrel>.
42. FEDERACIÓN EMPRESARIAL DE LA INDUSTRIA QUÍMICA ESPAÑOLA. Sector en cifras [En línea] [Consultado el: 7 de Junio de 2021] Disponible en: <https://www.feique.org/el-sector-en-cifras/>.
43. PHOENIX EQUIPMENT CORPORATION. Phoenix equipment corporation. [En línea] [Consultado el: 28 de Marzo de 2021] Disponible en: <https://www.phxequip.com/plant.2219/c4-isomerization-unit-20-000-bpd.aspx>.
44. WILLIAM Y. Svrcek, DONALD P. Mahoney, BRENT R. Ypung. A Real-Time Approach to Process Control. 3. s.l. : John Wiley & Sons, 2014. 978-1119993872.
45. PYROMATION. Products [En línea] [Consultado el: 8 de Junio de 2021] Disponible en: <https://www.pyromation.com/products/>.
46. LIEBERMAN, N.P, LIEBERMAN, E.T. Working Guide to Process Equipment. 4. s.l. : McGraw-Hill Education, 2014. 9780071828062.
47. BRYAN RESEARCH & ENGINEERING LLC. Pressure relief valve sizing [En línea] [Consultado el: 6 de Junio de 2021] Disponible: <https://www.bre.com/Blog/Pressure-Relief-Valve-Sizing.aspx>.
48. GEMAPRO. Rombo NFA [En línea] [Consultado el: 14 de Abril de 2021] Disponible en: <https://www.gemapro.cl/producto/rombo-nfpa-2/>.
49. AXA XL. Risk Consulting [En línea] [Consultado el: 12 de Abril de 2021] Disponible en: https://axaxl.com/prc-guidelines/-/media/axaxl/files/pdfs/prc-guidelines/prc-2/prc252oilandchemicalplantlayoutandspacingv1.pdf?sc_lang=en&hash=996EA28071174510C4DA5D35102A9222.
50. CROWL D.A., LOUVAR J.F. Chemical Process Safety: Fundamentals with Applications. 2. s.l. : Prentice Hall, 2001. 978-0130181763.
51. UNITED STATES GOVERNMENT. National Institute of Standards and Technology. [En línea] [Consultado el: 11 de Mayo de 2021] Disponible en: <https://webbook.nist.gov/chemistry/>.
52. AMERICAN INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERS. Dow's Fire & Explosion Index Hazard Classification Guide. Séptima. s.l. : American Institute Of Chemical Engineers, 1994. 978-0-8169-0623-9.
53. MATTHEW E. POTTER ET AL. Butane Isomerization as a Diagnostic Tool in the Rational Design of Solid Acid Catalysts. [En línea] 22 de septiembre de 2020. [Consultado el: 16 de Marzo de 2021] Disponible en: <https://www.mdpi.com/2073-4344/10/9/1099/htm>.
54. AIRLIQUIDE. Encyclopedia Airliquide [En línea] [Consultado el: 15 de 03 de 2021] Disponible en: <https://encyclopedia.airliquide.com/isobutane>.
55. UNIVERSIDAD TÉCNICA DE MÚNICH. Mediatum. [En línea] [Consultado el: 24 de Marzo de 2021] Disponible en: <https://mediatum.ub.tum.de/doc/601431/601431.pdf>.

56. PUFFER. Natural gas processing. [En línea] [Consultado el: 17 de Marzo de 2021] Disponible en: <https://www.puffer.com/industries/oil-gas/midstream-oil-and-gas/natural-gas-processing/fractionation/>.

57. HUIYING CHEMICAL INDUSTRY. xmzeolite. [En línea] [Consultado el: 28 de Marzo de 2021] Disponible en: http://www.xmzeolite.com/en/News/technical_parameters/64.html.

58. EIA USA. Today in energy. [En línea] [Consultado el: 16 de Marzo de 2021] Disponible en: <https://www.eia.gov/todayinenergy/detail.php?id=9971>.

ANEXO I.

BALANCES DE

MATERIA Y ENERGÍA

ÍNDICE

1. BALANCE DE MATERIA	3
1.1. INTRODUCCIÓN	3
1.1.1 CONSIDERACIONES GENERALES	3
1.2. BALANCE DE MATERIA A EQUIPOS	3
1.2.1. REACTOR	3
1.2.2. TANQUE FLASH V-301	5
1.2.3. COLUMNAS DE DESTILACIÓN	6
1.2.3.1. COLUMNA DEISOBUTANIZADORA T-301	7
1.2.3.2. COLUMNA DESBUTANIZADORA T-302	8
1.2.4. RECIRCULACIONES	9
1.3. BALANCE DE MATERIA GLOBAL	9
2. BALANCES DE ENERGÍA	10
2.1. INTRODUCCIÓN	10
2.2. CONSIDERACIONES. MODELO TERMODINÁMICO ESCOGIDO EN EL SOFTWARE ASPEN HYSYS	11
2.3. BALANCE DE ENERGÍA A LOS EQUIPOS	11
2.3.1. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-101.	11
2.3.2. COMPRESORES C-101 Y C-102	11
2.3.3. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-102	12
2.3.4. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-103	13
2.3.5. REACTOR R-201	13
2.3.6. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-201	14
2.3.7. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-301	15
2.3.8. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-302	16
2.3.9. COLUMNAS DE DESTILACIÓN T-301 Y T-302	16
2.3.10. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-307	18
3. BIBLIOGRAFÍA	19

1. BALANCE DE MATERIA

1.1. INTRODUCCIÓN

En el presente anexo se detallan los balances de materia del proceso de estudio. Se definen los balances de materia como las expresiones matemáticas que permiten determinar la materia presente en el proceso de estudio, evaluando los cambios que este pueda presentar. Esta evaluación puede ser llevar a cabo tanto en unidades másicas como molares.

Para la realización de los balances de materia del proceso global se debe realizar siguiendo el principio de conservación de materia, ecuación 1.

$$\text{Entrada- salida} \pm \text{Generación} = \text{Acumulación} \quad [1]$$

1.1.1 CONSIDERACIONES GENERALES

La planta de isomerización de butano opera 330 días al año, 24 horas al día, con una capacidad de isomerización de butano de 150.000 toneladas/año obteniendo una pureza del 99,5%. Por consiguiente, se producen 154,78 kmol/h de isobutano a partir de una alimentación de 325,84 kmol/h de butano.

Como la planta opera tanto en continuo como en estado estacionario el término correspondiente a la acumulación puede ser eliminado, obteniendo la ecuación 2.

$$\text{Entrada- salida} \pm \text{Generación} = 0 \quad [2]$$

Se realizará el balance de materia tanto a las corrientes de entrada y salida del proceso como a los principales equipos del proceso. Se considera que los compresores, bombas, válvulas e intercambiadores de calor solo producen variación en la presión y temperatura de las corrientes.

1.2. BALANCE DE MATERIA A EQUIPOS

En este apartado se realizarán y expondrán los balances de materia de las diferentes unidades de proceso en las que proceda.

1.2.1. REACTOR

Conociendo el caudal de butano alimentado (150 kilotoneladas por año), que la planta trabaja en continuo 330 días al año y que la selectividad y conversión hacia el isobutano son del 95% y 50% por paso respectivamente, se puede calcular la cantidad de isobutano producida por paso.

$$150 \cdot 10^6 \cdot \text{kg/año} \cdot 1\text{año}/330 \text{ días} \cdot 1 \text{ día}/24 \text{ h} \cdot 0,5 \cdot 0,95 = 8996,21 \text{ kg/h}$$

Como el reactor posee dos lechos, existirán dos corrientes de entrada (8 y 10) y dos de salida (9 y 11). Dado que la composición de la corriente 10 es igual a la de la corriente 9, no se incluirá en el balance. Cabe mencionar que, gracias a la recirculación de materia prima sin reaccionar, el caudal fresco necesario de butano es aproximadamente la mitad del que se necesitaría sin recirculación.

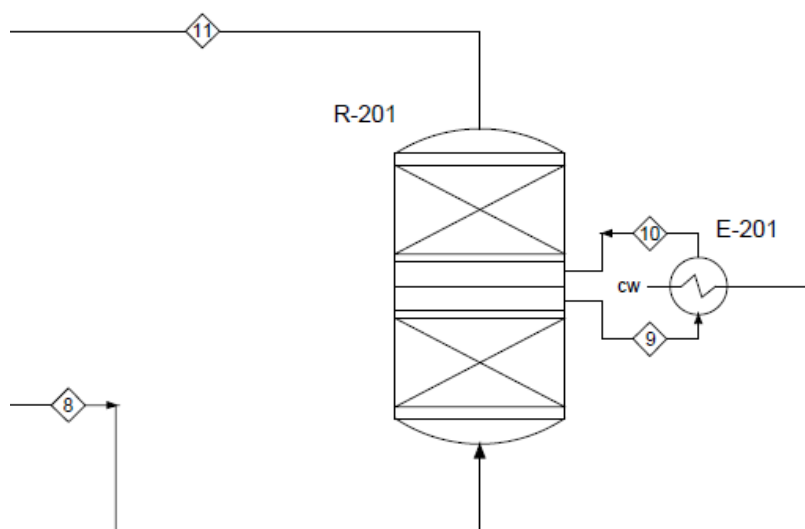


Figura 1. Reactor de isomerización R-201.

Además, en este equipo no solo se produce isobutano, pues se ha demostrado en estudios que se produce propano e isopentano en cantidades que se pueden asumir iguales con una selectividad hacia cada reacción secundaria del 2,5% (1). Las reacciones producidas se muestran a continuación:

Tabla 1. Reacciones que tienen lugar en el reactor R-101.

Reacción	Estequiometría	Selectividad (%)
Producción de isobutano	$n - C_4H_{10} \rightleftharpoons i - C_4H_{10}$	95
Producción de propano	$i - C_4H_{10} \rightarrow C_3H_8$	2,5
Producción de isopentano	$i - C_4H_{10} \rightarrow i - C_5H_{12}$	2,5

En cuanto al balance de materia en la unidad, en la siguiente tabla se desglosan los caudales másicos.

Tabla 2. Balance de materia al reactor R-101.

Compuesto	Flujo másico (kg/h)		
	Corriente 8	Corriente 9	Corriente 10
Hidrógeno	45,62	45,62	45,62
Propano	0	129,32	179,62
Butano	18.939,39	12.121,21	9.469,69
Isobutano	90,37	6.567,64	9.086,58
Isopentano	2,97	214,56	296,84
TOTAL	19.078,35	19.078,35	19.078,35

1.2.2. TANQUE FLASH V-301

En este tanque, se separan los gases ligeros de los productos necesarios en unas condiciones de presión y temperatura en las que los productos de interés (isobutano y butano) se encuentran principalmente en fase líquida. De esta forma, se logra separar todo el hidrógeno y el 97,7% del propano producido en la reacción secundaria.

Por otra parte, en este equipo se producen unas pérdidas de los compuestos de interés, siendo del 0,037% en el caso del butano y del 0,49% en el caso del isobutano. Estos valores de pérdidas se consideran aceptables al ser una proporción pequeña con respecto a lo que entra de cada compuesto a la unidad de separación. El hecho de que se pierde más isobutano que butano se debe a que el primero es más volátil que el segundo.

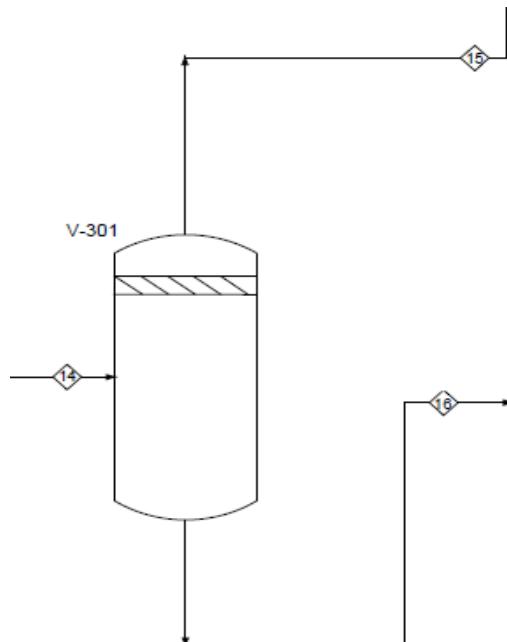


Figura 2. Tanque flash V-201.

El balance de materia a este recipiente se muestra a continuación:

Tabla 3. Balance de materia al tanque V-301.

Flujo másico (kg/h)			
Compuesto	Corriente 14	Corriente 15	Corriente 16
Hidrógeno	45,62	45,62	0
Propano	179,62	175,48	4,14
Butano	9.469,69	3,49	9.466,2
Isobutano	9.086,58	44,76	9.041,82
Isopentano	296,84	0	296,84
TOTAL	19.078,35	269,35	18.809

1.2.3. COLUMNAS DE DESTILACIÓN

Para realizar el balance de materia global a la columna, únicamente se debe tener en cuenta que se trabaja en régimen estacionario por lo que se debe cumplir la ley de conservación de masa, es decir, lo que entra a la columna debe ser igual a lo que se obtiene a la salida de esta. Por lo tanto, un balance global a la columna se describe con la siguiente ecuación:

$$F=D+B \quad [3]$$

Donde:

F: flujo molar de la alimentación (kmol/h)

D: flujo molar del destilado (kmol/h)

B: flujo molar por colas (kmol/h)

Para realizar el balance de materia por componente, se deben tener en cuenta las fracciones molares, de este modo, el balance de componente global puede ser descrito como:

$$Fx_{i,F} = Dx_{i,D} + Bx_{i,B}$$

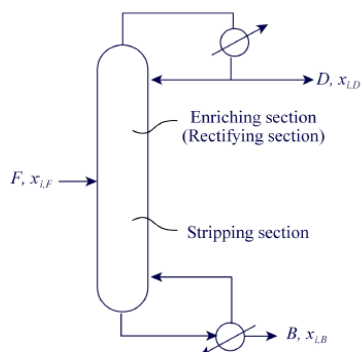


Figura 1 Balance de materia en una columna de destilación simple. Fuente: (3).

Donde:

$x_{i,F}$: fracción molar de la alimentación

$x_{i,D}$: fracción molar del destilado

$x_{i,B}$: fracción molar de colas

Para un mejor entendimiento, en la figura 2 se ilustra un esquema general de la nomenclatura de una columna de destilación.

1.2.3.1. COLUMNA DEISOBUTANIZADORA T-301

En esta columna de destilación se separa prácticamente la totalidad del isobutano del resto de componentes, obteniéndose como producto en la corriente de destilado con una composición del 99,5%. Este valor es el correspondiente a las aplicaciones más exigentes en términos de calidad del producto producido, por lo que así se asegura que el producto podrá ser empleado en todo el rango de aplicaciones, desde las menos exigentes hasta las más estrictas.

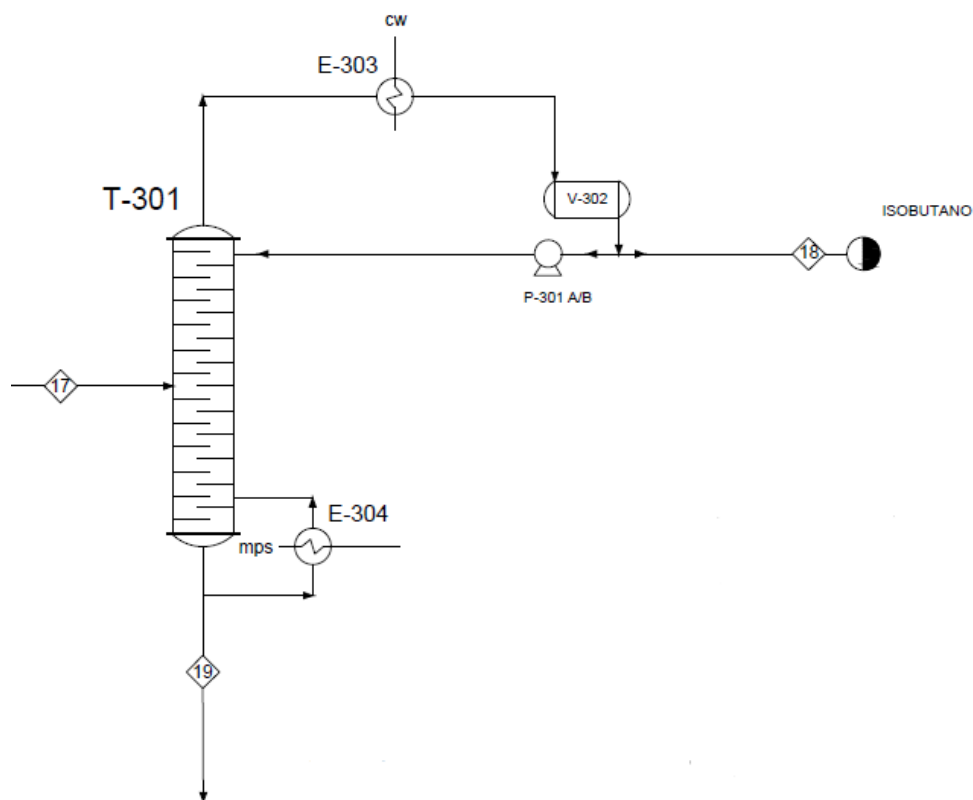


Figura 3. Columna de destilación T-301.

En cuanto al balance de la columna, las corrientes de entrada, cabezas y colas se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 4. Balance de materia a la columna T-301.

Compuesto	Flujo másico (kg/h)		
	Corriente 17	Corriente 18	Corriente 19
Hidrógeno	0	0	0
Propano	4,14	4,14	0
Butano	9.466,2	39,54	9.426,66
Isobutano	9.041,82	8.951,4	90,42
Isopentano	296,84	0	296,84
TOTAL	18.809	8.995,08	9.813,92

1.2.3.2. COLUMNA DESBUTANIZADORA T-302

En esta columna de destilación se obtiene una corriente de butano por cabezas con una composición del 99,01% (corriente 21), la cual será recirculada al inicio del proceso con el fin de aumentar la conversión global y además lograr una reducción de costes al necesitar menor alimentación fresca de hidrocarburo.

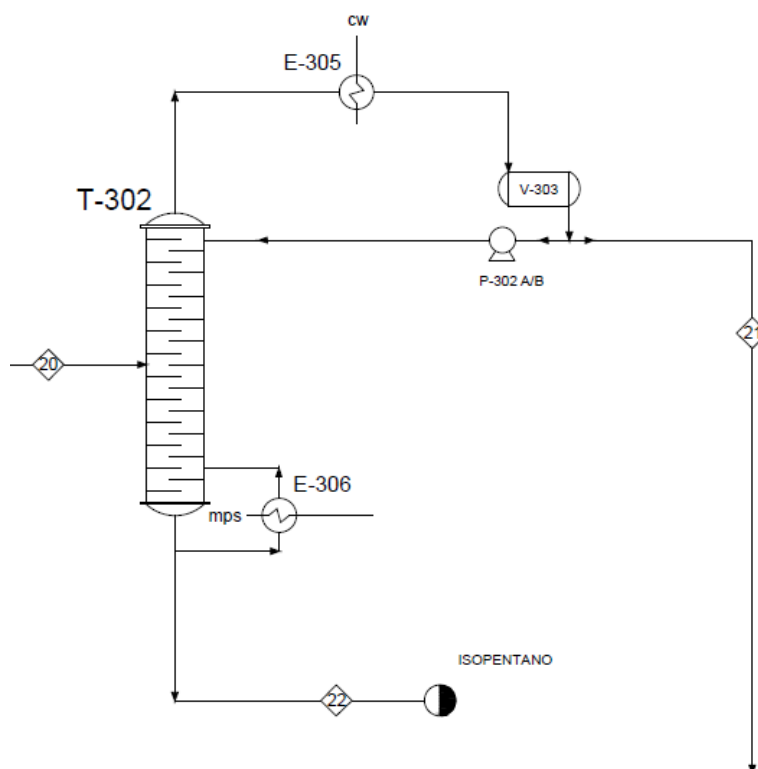


Figura 4. Columna de destilación T-302.

El desglose de caudales másicos de la columna se muestra en la tabla 5.

Tabla 5. Balance de materia a la columna T-302.

Compuesto	Flujo másico (kg/h)		
	Corriente 20	Corriente 21 (recirculación)	Corriente 22
Hidrógeno	0	0	0
Propano	0	0	0
Butano	9.426,66	9.332,47	94,19
Isobutano	90,42	90,37	0,05
Isopentano	296,84	2,97	293,87
TOTAL	9.813,92	9.425,81	388,11

1.2.4. RECIRCULACIONES

Como se ha mencionado, la corriente de cabezas de la columna T-202 se recircula a la sección 100 para su reintroducción en el proceso. Para conocer sus características, se ha simulado el proceso en Aspen Hysys para conocer su caudal. Los resultados se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 6. Caudales de los diferentes compuestos en la corriente de recirculación.

Compuesto	Flujo másico (kg/h)
Hidrógeno	0
Propano	0
Butano	9.332,47
Isobutano	90,37
Isopentano	2,97
TOTAL	9.425,81

1.3. BALANCE DE MATERIA GLOBAL

Una vez realizado el balance a los equipos principales de la planta de isomerización de butano, se debe realizar el balance de materia global del proceso, con el fin de verificar que se cumple la ley de conservación de masa. De esta forma, para este balance solo se consideran las entradas al proceso (Corrientes 1 y 2) y las de salida (corrientes 15, 18 y 22).

Tabla 7. Balance global del proceso.

Compuesto	Flujo másico (kg/h)				
	Entrada		Salida		
	Corriente 1	Corriente 2	Corriente 15	Corriente 18	Corriente 22
Hidrógeno	45,62	0	45,62	0	0
Propano	0	0	175,48	4,14	0
Butano	0	9.606,93	3,49	39,54	94,2
Isobutano	0	0	44,76	8.951,4	0,05
Isopentano	0	0	0	0	293,87
TOTAL	45,62	9.606,93	269,35	8.995,08	388,12

2. BALANCES DE ENERGÍA

2.1. INTRODUCCIÓN

Los balances de energía en la instalación son de vital importancia, pues permiten conocer las necesidades energéticas de la instalación en las diferentes unidades. Dado que según la Termodinámica la energía ni se crea ni se destruye, solo se transforma, se obtiene la siguiente expresión para el balance de energía a un sistema:

$$E_{salida} = E_{entrada} + Generación - Acumulación \quad [4]$$

Para la realización de los balances de energía se emplearán las entalpías de los compuestos, las cuales dependen de las condiciones iniciales y finales de la corriente. En cuanto a los términos del balance, la generación se considerará únicamente en el reactor, pues es la única unidad en la cual se producen reacciones químicas, mientras que el término de acumulación se considerará cero al tratarse de un proceso en estado estacionario.

Para poder obtener el valor de la entalpía de las diferentes corrientes, se recurrirá a la siguiente expresión, la cual depende de los calores específicos (C_{pi} , $\text{kJ}/(\text{kmol} \cdot ^\circ\text{C})$) y de la temperatura de la corriente (T , $^\circ\text{C}$).

$$h = C_p \cdot (T - T_r) \quad [5]$$

Es necesario mencionar que, para los cálculos, la temperatura de referencia (T_r) se tomará como 0°C y los calores específicos se obtendrán mediante el software Aspen Hysys a las diferentes temperaturas.

En donde Q es el calor necesario para llevar a la corriente de proceso a las condiciones deseadas y m_v es el caudal de vapor necesario (kg/h).

Además, el calor que es necesario aportar a las corrientes de proceso sin cambio de fase de dicha corriente se define por la siguiente expresión:

$$Q = m \cdot C_p \cdot (T_s - T_e) \quad [6]$$

En donde m es el caudal de la corriente de proceso, C_p su calor específico y T_e y T_s su temperatura de entrada y salida, respectivamente. Si existe cambio de fase, el calor a aportar se calcularía como:

$$Q = m \cdot (C_p \cdot (T_s - T_e) + f_c \cdot \lambda_{corriente}) \quad [7]$$

Siendo $\lambda_{corriente}$ el calor de vaporización de la corriente de proceso y f_c la fracción de la corriente que cambia de fase.

2.2. CONSIDERACIONES. MODELO TERMODINÁMICO ESCOGIDO EN EL SOFTWARE ASPEN HYSYS.

Para la estimación de parámetros como los calores específicos y los calores latentes de las corrientes del proceso, se recurrirá al software Aspen Hysys, siendo necesario escoger un paquete termodinámico apropiado. Teniendo en cuenta los compuestos existentes en el proceso, se escogerá el modelo de Peng-Robinson, pues se considera que ofrece gran fiabilidad cuando se trabaja con hidrocarburos.

2.3. BALANCE DE ENERGÍA A LOS EQUIPOS

A continuación, se mostrarán los balances de energía a las diferentes unidades del proceso con el fin de conocer los requerimientos energéticos y las condiciones de las corrientes.

2.3.1. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-101.

En esta unidad se aumenta la temperatura del butano líquido de entrada al proceso hasta la temperatura que permite su cambio de fase, obteniendo vapor de butano saturado. Para ello se emplea vapor de media presión. Cabe destacar que al haber cambio de fase de la corriente de proceso, es necesario tener en cuenta el calor latente de la misma para obtener el valor de energía que es necesario aportar para lograr pasar de fase líquida a gas.

Tabla 8. Balance de energía en el intercambiador de calor E-101.

Parámetro	Valor
$Q(kJ/h)$	$3,51 \cdot 10^6$
$m_{2,3}(kg/h)$	9.606,96
$T_e(^{\circ}C)$	25
$T_s(^{\circ}C)$	26,06
$C_{p,2,3}(kJ/(kg \cdot ^{\circ}C))$	2,075
$\lambda_{2,3}(kJ/kg)$	363,3

2.3.2. COMPRESORES C-101 Y C-102

El proceso de compresión de los gases se realiza en dos compresores en serie, pues se necesita un incremento tan elevado de presión que se supera el ratio de compresión recomendado para estos equipos (4), definiéndose dicho ratio (r_c) como:

$$r_c = \frac{P_d}{P_e} \quad [8]$$

De esta manera, se dividirá el proceso de compresión en dos unidades y se realizará el balance de energía a ambos equipos para conocer las temperaturas de salida de ambas unidades, pues en el proceso de aumento de presión también se produce un incremento de temperatura que es necesario conocer. Este aumento de temperatura se puede obtener mediante la siguiente expresión (2):

$$T_d = T_e \cdot \left(\frac{P_d}{P_e}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \quad [9]$$

En donde T_d es la temperatura de descarga del compresor (K), T_e es la temperatura de entrada (K) y P_d y P_e las presiones de descarga y entrada (bar), respectivamente.

Tabla 9. Balance de energía a los compresores C-101 y C-102.

Parámetro	Compresor C-101	Compresor C-102
$T_e(K)$	301,3	356,85
γ	1,139	1,159
$P_e(bar)$	2,5	10
$P_d(bar)$	10	20
$r_c(bar)$	4	2
$T_d(K)$	356,85	392,44
$T_d(^{\circ}C)$	83,7	119,29

2.3.3. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-102

En este equipo se realiza una integración energética empleando como fluido calefactor el efluente de reacción, aprovechando así la energía liberada por la reacción en el precalentamiento del influente al reactor y reduciendo la cantidad de energía a emplear en el intercambiador de calor E-103.

Para el cálculo del calor intercambiado, en este caso se ha empleado el software Aspen Hysys para estimar la temperatura máxima de salida de la corriente que se desea precalentar, obteniendo un valor de temperatura de 170°C. La energía intercambiada, las temperaturas de las corrientes, los caudales y sus calores específicos se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 10. Balance de energía en el intercambiador de calor E-102.

Parámetro	Valor
$Q(kJ/h)$	$2,43 \cdot 10^6$
$m_{6,7}(kg/h)$	$1,908 \cdot 10^4$
$m_{11,12}(kg/h)$	$1,908 \cdot 10^4$
$C_{p,6-7}(kJ/(kg \cdot ^\circ C))$	2,506
$C_{p,11-12}(kJ/(kg \cdot ^\circ C))$	2,55
$T_6(^{\circ}C)$	119,2
$T_7(^{\circ}C)$	170
$T_{11}(^{\circ}C)$	213,33
$T_{12}(^{\circ}C)$	163,41

2.3.4. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-103

En este equipo se produce el aumento de temperatura de la corriente de salida del E-102 hasta el valor de entrada necesario en el reactor R-101 (200°C). De esta forma, se emplea vapor de media presión para aportar la energía necesaria mediante su calor latente. A diferencia del E-101, en este intercambiador no se produce cambio de fase de la mezcla de hidrocarburos.

Tabla 11. Balance de energía al intercambiador E-103.

Parámetro	Valor
$Q(kJ/h)$	$1,47 \cdot 10^6$
$m_{7,8}(kg/h)$	$1,908 \cdot 10^4$
$T_e(^{\circ}C)$	170
$T_s(^{\circ}C)$	200

2.3.5. REACTOR R-201

El balance de energía detallado del reactor R-201 se muestra en el *Anexo II: Cálculos Justificativos*. En este apartado se expondrán los aspectos más generales del mismo, como los calores de reacción y las temperaturas de entrada y salida del equipo.

En el reactor de isomerización R-201 tienen lugar las siguientes reacciones:

- Isomerización de butano a isobutano.
- Descomposición de isobutano en propano.
- Descomposición de isobutano en isopentano.

La reacción principal es una reacción exotérmica, al igual que la descomposición del isobutano en propano, mientras que la descomposición del isómero en isopentano es endotérmica.

Tabla 12. Energía liberada (-) o consumida (+) por las reacciones del proceso de isomerización.

<i>Reacción</i>	$\Delta HR(kJ/kmol)$	<i>Masa reaccionante (kmol/h)</i>	<i>Energía (kJ)</i>
R 1.1	-9.465,67	154,78	$-1,465 \cdot 10^6$
R 1.2	-26.343,59	4,07	$-1,072 \cdot 10^5$
R 1.3	45.668,25	4,07	$1,859 \cdot 10^5$

Como se verá en el diseño del reactor, estas reacciones secundarias prácticamente se compensan en términos energéticos, es decir, no tienen gran influencia en el calor total generado en la reacción pues la producción de propano libera energía y la formación de isopentano la consume.

Como se observa, la reacción es principalmente exotérmica, por lo que se decide dividir el peso de catalizador necesario en dos lechos a fin de reducir el incremento de temperatura y lograr favorecer la cinética mediante un enfriamiento intermedio de la mezcla reaccionante. Este enfriamiento se detalla en el balance de energía al intercambiador E-201.

El calor total liberado en las reacciones (Q_R) se obtiene como la suma de las energías que se muestran en la *tabla 13*. El balance energético del reactor y las temperaturas de entrada y salida de los lechos se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 13. Balance de energía al reactor R-201.

Parámetro	Valor
$Q_R(kJ)$	$-1,386 \cdot 10^6$
$T_{entrada, primer lecho}(^{\circ}C)$	200
$T_{salida, primer lecho}(^{\circ}C)$	222
$T_{entrada, segundo lecho}(^{\circ}C)$	200
$T_{entrada, segundo lecho}(^{\circ}C)$	213,33

2.3.6. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-201

Este equipo de transferencia de calor juega un papel importante en la etapa de reacción, pues permite el enfriamiento intermedio de la mezcla de reacción, evitando así incrementos de temperatura excesivos y favoreciendo la cinética de reacción (disminuye el peso de catalizador necesario para la conversión marcada). En la tabla 14 se muestra el calor retirado.

Tabla 14. Balance de energía en el intercambiador de calor E-201.

Parámetro	Valor
$Q(kJ/h)$	$1,47 \cdot 10^6$
$C_{p,9-10}(kJ/(kg \cdot ^\circ C))$	2,63
$m_{9,10}(kg/h)$	$1,908 \cdot 10^4$
$T_e(^{\circ}C)$	222
$T_s(^{\circ}C)$	200

2.3.7. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-301

En la válvula VLV-301 se produce una caída de presión desde los 20 bar a los 5,3 bar, presión de operación de la columna de separación de isobutano T-301. Para asegurar que prácticamente los únicos compuestos en fase gas sean el hidrógeno y el propano, se obtienen las temperaturas de ebullición de todos los compuestos a la presión dada. De esta manera, es posible eliminarlos fácilmente del proceso mediante una separación flash en la cual abandonen el equipo por cabezas.

Tabla 15. Temperaturas de ebullición de la corriente de entrada al flash V-301.

Compuesto	Temperatura de ebullición ($^{\circ}C$)
Propano	3,75
Butano	52,73
Isobutano	40,17
Isopentano	86,60
Hidrógeno	-246,3

Como se observa en la siguiente tabla, en el intercambiador E-201 se deberá enfriar como mínimo hasta los $40^{\circ}C$ para lograr que en el tanque V-201 se obtengan por cabezas principalmente los gases ligeros y por colas la materia prima sin reaccionar y el producto producido. En la siguiente tabla se aporta el valor del calor que es necesario retirar.

Tabla 16. Balance de energía al intercambiador de calor E-301.

Parámetro	Valor
$Q(kJ/h)$	$-1,26 \cdot 10^7$
$C_{p,13-14}(kJ/(kg \cdot ^\circ C))$	2,63
$m_{13,14}(kg/h)$	$1,908 \cdot 10^4$
Fracción másica condensada(%wt)	0,986
$m_{13,14,condensado}(kg/h)$	$1,88 \cdot 10^4$
$\lambda_{13-14}(kJ/kg)$	341,5
$T_e(^{\circ}C)$	163,41
$T_s(^{\circ}C)$	40

2.3.8. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-302

Este intercambiador permite obtener la temperatura deseada a la entrada de la primera columna de destilación para permitir su correcta operación.

Teniendo en cuenta que la temperatura de entrada de la corriente de proceso es de $40^{\circ}C$ y que la salida es de $46^{\circ}C$, se puede proceder al cálculo de los requerimientos energéticos del equipo.

Tabla 17. Balance de energía al intercambiador de calor E-302.

Parámetro	Valor
$Q(kJ/h)$	$2,93 \cdot 10^5$
$C_{p,16-17}(kJ/(kg \cdot ^\circ C))$	2,594
$m_{16,17}(kg/h)$	$1,881 \cdot 10^4$
$T_e(^{\circ}C)$	40
$T_s(^{\circ}C)$	46

2.3.9. COLUMNAS DE DESTILACIÓN T-301 Y T-302

En estas unidades de proceso, interesa obtener el valor de energía a retirar y a aportar en el condensador y en la caldera, respectivamente. En primer lugar, se realiza un balance de energía al condensador para conocer la energía que es necesario retirar.

Como en ambas columnas el condensador es total, la energía necesaria en el equipo de condensación será la correspondiente a cambiar de fase la corriente de vapor que sale por

cabezas de la unidad de proceso (V). Este valor se obtiene a partir del valor del caudal de destilado mediante la relación de reflujo (R).

$$V = L_0 + D \quad [10]$$

$$R = \frac{L_0}{D} \quad [11]$$

En donde R es el reflujo que se retorna a la columna. Como la columna T-302 no ha sido diseñada, su reflujo se obtendrá a partir de una simulación en Aspen Hysys. Con los caudales de destilado, de reflujo y de vapor, se puede realizar el balance de energía mediante la siguiente expresión:

$$V \cdot HV + Q_c = L_0 \cdot h_0 + D \cdot hD \quad [12]$$

En cuanto al calor necesario en los calderines, su valor se obtiene mediante un balance de energía global a la columna:

$$F \cdot h_F + Q_r + Q_c = D \cdot hD + B \cdot h_B \quad [13]$$

En donde h_F y h_B son las entalpías de la alimentación y de la corriente obtenida por colas, respectivamente.

Los resultados para los requerimientos energéticos en los condensadores y calderas de las columnas se muestran en la tabla 18.

Tabla 18. Balance de energía a las columnas T-301 y T-302.

Parámetro	Columna T-301	Columna T-302
F (kmol/h)	322,63	167,85
R	13,5	11,76
V (kmol/h)	2.244,3	2.069,16
L_0 (kmol/h)	2.089,52	1.907
D (kmol/h)	154,78	162,16
B (kmol/h)	167,85	5,69
H_v (kmol/h)	22.804,71	19.848,4
h_F (kmol/h)	5.986,26	5.687,42
h_D (kmol/h)	4.110,21	4.863,27
h_B (kmol/h)	5.662,15	10.914,15
Q_c (kJ/h)	$-4,196 \cdot 10^7$	$-3,1 \cdot 10^7$
Q_r (kJ/h)	$4,161 \cdot 10^7$	$3,09 \cdot 10^7$

2.3.10. INTERCAMBIADOR DE CALOR E-307

Este equipo de transferencia de calor se emplea, al igual que el E-101, para cambiar de fase el butano líquido recirculado y poder introducirlo en los equipos de compresión para alcanzar la presión necesaria en el reactor R-201. El balance de energía al equipo se muestra en la *tabla 19*.

Tabla 19. Balance de energía al intercambiador E-307.

Parámetro	Valor
$Q(kJ/h)$	$3,22 \cdot 10^6$
$m_{21,23}(kg/h)$	9.429
$T_e(^{\circ}C)$	46,53
$T_s(^{\circ}C)$	46,57
$C_{p,21,23}(kJ/(kg \cdot ^{\circ}C))$	2,23
$\lambda_{21,23}(kJ/kg)$	341,5

3. BIBLIOGRAFÍA

1. H. LIU, V. ADEEVA, G.D. LEI, W.M.H SACHTLER. *Butane isomerization over platinum promoted sulfated zirconia catalysts..* : Elsevier, 1995. Vol. 100.
2. SINNOTT R.K. *Chemical Engineering Design. SI Edición.* : Butterworth-Heinemann, 2019. ISBN: 978-0081025994.
3. SMITH, ROBIN. *Chemical Process Design and Integration. United Kingdom* : John Wiley & Sons, Ltd, 2016. ISBN: 9781119990147.

ANEXO II. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS

ÍNDICE

- PARTE I. REACTOR DE ISOMERIZACIÓN R-201.
- PARTE II. COLUMNA DE DESTILACIÓN T-301.

PARTE I.

REACTOR DE
ISOMERIZACIÓN
R-201

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN	4
2. CONDICIONES DE OPERACIÓN	5
3. BALANCE DE MATERIA	6
4. BALANCE DE ENERGÍA	7
4.1. INTRODUCCIÓN	7
4.2. TERMODINÁMICA DE LA REACCIÓN.....	7
4.3. EVOLUCIÓN DE LA TEMPERATURA	11
5. SELECCIÓN Y CARACTERIZACIÓN DEL CATALIZADOR.....	13
6. MECANISMO DE REACCIÓN	15
7. CINÉTICA DE REACCIÓN.....	16
8. SELECCIÓN DEL TIPO DE REACTOR.....	17
9. DISEÑO DEL EQUIPO.....	20
9.1. INTRODUCCIÓN	20
9.2. MASA DE CATALIZADOR REQUERIDA.....	21
9.3. CAÍDA DE PRESIÓN	24
10. DISEÑO MECÁNICO	26
10.1. INTRODUCCIÓN	26
10.2. SELECCIÓN DEL MATERIAL	26
10.3. PRESIÓN DE DISEÑO.....	28
10.4. TEMPERATURA DE DISEÑO	28
10.5. ESPESOR DE CARCASA	29
10.6. SELECCIÓN Y ESPESOR DE LOS CABEZALES	30
10.7. ESPESOR NECESARIO DE AISLANTE	33
10.8. ANÁLISIS DE CARGAS.....	38
10.8.1. CARGAS POR PESO	39
10.8.2. CARGAS POR VIENTO	40
10.9. ANÁLISIS DE TENSIONES.....	42
10.9.1. TENSIONES DERIVADAS DE LA PRESIÓN.....	42
10.9.2 TENSIONES COMBINADAS.....	43
10.10. ELECCIÓN SOPORTE DEL REACTOR	45
10.10.1. TIPO DE SOPORTE.....	45
10.10.2. ESPESOR DEL SOPORTE	46
10.11. TUBULADURAS Y COMPENSACIÓN	48
11. SISTEMA DE ALIVIO DE PRESIÓN	50

12. VALIDACIÓN DEL DISEÑO	54
13. BIBLIOGRAFÍA	55

1. INTRODUCCIÓN

Los reactores químicos son el centro del proceso químico, el factor diferencial con respecto a otros procesos, pues permiten convertir las materias primas en productos diferentes de valor añadido. El dimensionamiento de este equipo es de vital importancia y debe tenerse en cuenta en su diseño tanto la cinética de reacción, como la termodinámica y la transferencia de materia y energía.

El proceso de isomerización de butano consiste en una reacción catalítica, pues es necesario un catalizador para favorecer la producción de isobutano. Esta reacción libera una cierta cantidad de energía debido a su exotermicidad, lo que puede hacer necesario el enfriamiento de la mezcla contenida en el equipo para evitar que la reacción se descontrole o para favorecer la cinética. Además, se trata de una reacción reversible, pudiendo cambiarse el sentido de la reacción hacia la formación de butano.

Esta reacción se lleva a cabo a escala industrial en reactores de lecho fijo de flujo axial, es decir, la alimentación en fase gas atraviesa el lecho en el sentido del flujo y se va introduciendo en los poros del catalizador sólido, donde va teniendo lugar la reacción de isomerización. Las reacciones que tienen lugar en el reactor son 3 principalmente:



Las reacciones *R 1.2* y *R 1.3* son de descomposición y se asume que únicamente se producen a partir del isobutano. En cuanto a la energía liberada, las reacciones *R 1.1* y *R 1.3* son exotérmicas, mientras que la *R 1.2* es endotérmica.

2. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Las condiciones de operación de la tecnología Isomalk-3 y las condiciones que finalmente se han elegido para el diseño del equipo se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 1. Condiciones de la tecnología seleccionada. Fuente: elaborado a partir de (1).

	Isomalk-3	Condiciones para el diseño
Tipo de reactor	Lecho fijo	Lecho fijo
Temperatura de operación (°C)	160-200	200
Presión entrada reactor (MPa)	1,5-2	2
Relación H ₂ /HC	0,07-0,15	0,07
Conversión de nC ₄ por paso (%)	50-55	50

El hecho de que las temperaturas no sean excesivamente elevadas se debe a que el equilibrio termodinámico de butano e isobutano hace que a temperaturas superiores a 250°C esté favorecida la conversión hacia el butano. Esto se aprecia en la siguiente figura:

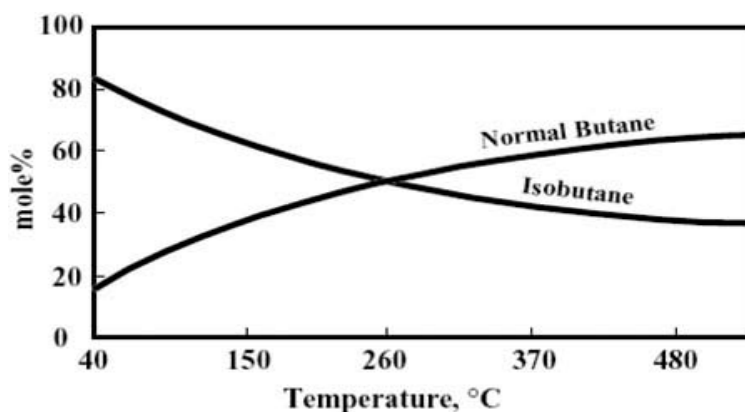


Figura 1. Equilibrio termodinámico de los isómeros del butano. Fuente: (2).

La temperatura elegida para el diseño es la más alta que recomienda la tecnología, puesto que a mayor temperatura la cinética está favorecida y por lo tanto el peso de catalizador necesario será menor, lo que reducirá los costes. Además, a esta temperatura la termodinámica no limita la reacción.

El hecho de que se introduzca hidrógeno en el proceso se debe a que, gracias a la presencia de este gas, se reduce en gran medida la posibilidad de polimerización de olefinas producidas en las etapas intermedias de la reacción. De esta manera, la función del hidrógeno es de vital importancia para lograr una mayor producción de isobutano (1).

La relación de hidrógeno/butano escogida es de 0,07, lo que presenta la ventaja de que al ser tan relativamente pequeña la cantidad de hidrógeno introducido, no es necesario separarlo ni recircularlo. Esto disminuye los costes al no necesitar ni separación ni compresores para recircular el gas al reactor (1).

Por otra parte, la presión de operación del reactor es elevada (2Mpa), lo que implica que el equipo se tenga que diseñar atendiendo a las normas establecidas para recipientes sometidos a presión.

3. BALANCE DE MATERIA

Aunque el balance de materia de la unidad ya se ha realizado en el Anexo I, se va a emplear una tabla resumen con los caudales de entrada y salida de la unidad con el fin de facilitar la comprensión del diseño del equipo.

El balance de materia al reactor se realiza teniendo en cuenta que la conversión por paso del butano es del 50% y la selectividad hacia el isobutano del 95%. Además, se ha observado que las reacciones de descomposición producen propano e isopentano en cantidades prácticamente iguales, por lo que la selectividad hacia cada una de estas reacciones resulta del 2,5% (3).

Teniendo esto en cuenta, en la *tabla 2* se muestra el balance de materia al reactor R-201.

Tabla 2. Corrientes de entrada y salida del reactor R-201.

CORRIENTES	ENTRADA		SALIDA	
Componentes	Flujo másico (kg/h)	Flujo molar (kmol/h)	Flujo másico (kg/h)	Flujo molar (kmol/h)
Propano	0	0	179,62	4,07
Isobutano	90,37	1,55	9086,58	156,33
Butano	18939,39	325,84	9469,69	162,92
Isopentano	2,97	0,04	296,84	4,11
Hidrógeno	45,62	22,64	45,62	22,64
TOTAL	19.078,35	350,08	19.078,35	350,08

4. BALANCE DE ENERGÍA

4.1. INTRODUCCIÓN

Un aspecto importante para caracterizar la reacción es el balance de energía, pues va a determinar la temperatura que se alcanza en el reactor para la conversión deseada. De esta manera, el balance permite valorar si es necesario dividir el reactor en varios lechos para evitar que tengan lugar temperaturas demasiado elevadas en el interior del equipo. La ecuación que describe el balance de energía es la siguiente (4):

$$T = T_o + \frac{-\Delta HR}{\sum \theta_i \cdot Cp_i} \quad [1.1]$$

Donde T es la temperatura del reactor, T_o la temperatura de entrada, ΔHR la entalpía de reacción, θ_i el cociente entre el flujo molar del componente i y el del reactivo de referencia (en este caso el butano) y Cp_i se corresponde con el calor específico del componente i .

De esta manera, es necesario valorar el efecto de los compuestos inertes en el balance de energía, ya que al tratarse de una reacción exotérmica pueden suponer un sumidero de calor que permita disminuir el aumento de temperatura dentro del equipo.

El principal inerte a considerar es el hidrógeno, ya que como se observa en la *tabla 2*, los demás compuestos que se introducen al reactor procedentes de la recirculación aguas abajo están en una proporción mucho menor y son despreciables a la hora de realizar el cálculo.

4.2. TERMODINÁMICA DE LA REACCIÓN

Para obtener la entalpía de la reacción es necesario conocer el valor de las entalpías estándar de formación de los compuestos ($H^\circ f$). Estos valores se han obtenido del NIST (5) y se emplean para calcular ΔHR mediante la siguiente expresión:

$$\Delta HR^\circ = \sum v_i \cdot H^\circ f, \text{productos} - \sum v_i \cdot H^\circ f, \text{reactivos} \quad [1.2]$$

Siendo v_i el coeficiente estequiométrico de cada i compuesto y $H^\circ f$ la entalpía de formación estándar para productos y reactivos respectivamente. En la *tabla 3* se muestran los valores de las entalpías de formación estándar de los compuestos de interés, así como los valores de entalpía estándar de cada una de las 3 reacciones.

Tabla 3. Valores de las entalpías de reacción y formación del proceso. Fuente: elaborado a partir de (5).

Compuesto	$H^{\circ}f$ (kJ/kmol)
Butano	-125,6
Isobutano	-134,2
Propano	-104,7
Isopentano	-153,7
Reacción	ΔHR° (kJ/kmol)
$n - C_4H_{10} \rightleftharpoons i - C_4H_{10}$	-8.600
$i - C_4H_{10} \rightarrow C_3H_8$	-19.500
$i - C_4H_{10} \rightarrow i - C_5H_{12}$	29.500

Como se observa en la *tabla 3*, las dos primeras reacciones son exotérmicas mientras que la reacción de descomposición a isopentano es endotérmica.

Es importante mencionar que el calor de reacción varía de su valor estándar a medida que cambia la temperatura en el equipo, para poder obtener su variación con el progreso de la reacción se emplea la siguiente ecuación (4):

$$\Delta HR, i = \Delta HR^{\circ}, i + \sum v_i \cdot \int_{T_R}^T C_p \cdot dT \quad [1.3]$$

En donde $\Delta HR^{\circ}, i$ es el valor estándar de la entalpía de reacción estándar de la reacción i , ΔC_p es la resta de calores específicos entre reactivos y productos, T la temperatura a la que se quiere obtener el calor liberado por la reacción y T_R la temperatura de referencia (la correspondiente al valor estándar, 298K).

Los calores específicos de los compuestos suelen variar únicamente con la temperatura, por lo que mediante *Aspen Hysys* se han obtenido correlaciones para los calores específicos de butano e isobutano. Se ha determinado que con un polinomio de segundo grado se obtiene una buena representación de la variación de los calores específicos con la temperatura:

$$C_p(T) = A \cdot T(^{\circ}C)^2 + B \cdot T(^{\circ}C) + C \quad [1.4]$$

Para obtener el valor de las constantes, se han generado una serie de valores en el software para temperaturas cercanas a la de operación del reactor, los cuales se muestran en la *tabla 4*.

Tabla 4. Valores de calor específico de butano, isobutano, propano e isopentano a 2Mpa. Fuente: elaboración propia.

T(°C)	Cp(kj/(kmol · °C))			
	Butano	Isobutano	Propano	Isopentano
160	146,4	144,5	105,9	201,2
170	147,2	145,8	107,2	195,4
180	148,2	147,2	108,6	193,1
190	149,5	148,7	110	192,4
200	150,9	150,3	111,4	192,6
210	152,4	152	112,8	193,4
220	153,9	153,8	114,3	194,5
230	155,6	155,6	115,7	196
240	157,2	157,4	117,2	197,6
250	158,9	159,2	118,7	199,3

Los valores obtenidos para las distintas constantes de la ecuación 1.4 se muestran en la *tabla 5*:

Tabla 5. Constantes para la variación de los calores específicos con la temperatura. Fuente: elaboración propia.

Compuesto	A	B	C
Butano	0,0005	-0,0662	143,83
Isobutano	0,0003	0,0238	131,8
Propano	$9 \cdot 10^{-5}$	0,1052	86,73
Isopentano	0,0036	-1,4664	341,65

En la siguiente figura se muestra el gráfico de la evolución del calor específico con la temperatura a la presión de operación para butano e isobutano.

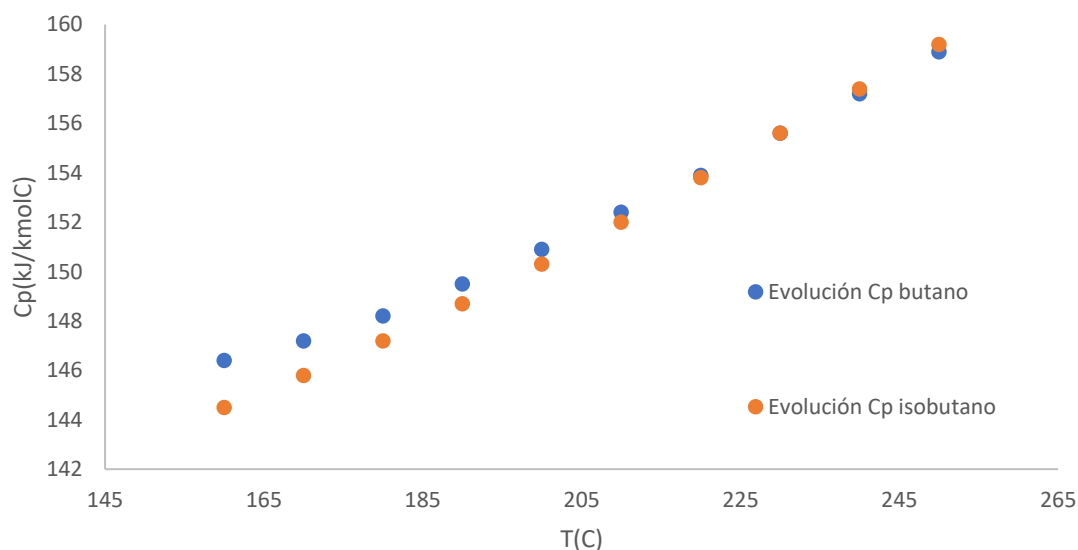


Figura 2. Evolución del calor específico del butano y del isobutano a la presión de operación del reactor.

En la siguiente tabla se muestran los valores para los incrementos de las entalpías de reacción con respecto al valor de la entalpía estándar, así como los valores de energía liberada/absorbida de cada reacción.

Tabla 6. Variación de los valores de la entalpía de reacción a la temperatura de reacción. Fuente: elaboración propia.

Reacción	$\sum v_i \cdot \int_{25}^{200} C_p \cdot dT \text{ (kJ/kmol)}$	$\Delta HR \text{ (kJ/kmol)}$	Masa reaccionante (kmol/h)	Energía (kJ)
R 1.1	-865,67	-9.465,67	154,78	$-1,465 \cdot 10^6$
R 1.2	-6.843,59	-26.343,59	4,07	$-1,072 \cdot 10^5$
R 1.3	16.168,25	45.668,25	4,07	$1,859 \cdot 10^5$

Como el calor total generado es la suma de todas las reacciones, se obtiene mediante la siguiente expresión:

$$Q_{reacción} = Q_{R\ 1.1} + Q_{R\ 1.2} + Q_{R\ 1.3} = -1,386 \cdot 10^6 \text{ kJ} \quad [1.5]$$

Este valor es muy cercano al valor de calor de reacción de la reacción principal del proceso, por lo que teniendo en cuenta la baja selectividad hacia los subproductos, se va a asumir a la hora de realizar el balance de energía del reactor que la temperatura del equipo varía únicamente debido a la reacción de producción de isobutano.

Otro aspecto termodinámico para tener en cuenta en el proceso de isomerización de butano es el equilibrio, el cual va a determinar la conversión máxima alcanzable hasta que la reacción se invierta hacia la producción de butano. Con el fin de obtener la constante de equilibrio de esta reacción a diferentes temperaturas, se ha recurrido al trabajo realizado en un estudio termodinámico de los isómeros del butano (6).

$$K_{eq} = e^{\left(\frac{2318}{R \cdot T} - 2,1389\right)} \quad [1.6]$$

En donde R es la constante de los gases ideales ($\text{cal}/(\text{mol} \cdot \text{K})$). Además, con ella se puede determinar la conversión de equilibrio de acuerdo con la ecuación 1.7 (4).

$$X_{eq} = \frac{K_{eq}}{1 + K_{eq}} \quad [1.7]$$

En la siguiente tabla se muestran los cálculos para el equilibrio de la reacción.

Tabla 7. Obtención de las composiciones de equilibrio de la isomerización de butano a diferentes temperaturas.
Fuente: elaborado a partir de (6).

T(K)	Xeq	Keq
300	0,852	5,753
310	0,835	5,075
330	0,802	4,040
350	0,767	3,301
370	0,734	2,757
390	0,701	2,345
410	0,670	2,027
430	0,640	1,776
450	0,611	1,574
470	0,585	1,409
490	0,560	1,274
510	0,537	1,160
530	0,516	1,064

Como se puede observar, para valores cercanos a los de operación del reactor, la conversión de equilibrio es superior al valor de conversión fijado para el diseño. Así pues, se puede concluir que el equilibrio no va a suponer un problema en el diseño.

4.3. EVOLUCIÓN DE LA TEMPERATURA

Teniendo en cuenta las consideraciones sobre inertes y sobre la termodinámica de la reacción, se va a determinar la evolución de la temperatura en el equipo. De esta forma, se han obtenido los calores específicos medios en un rango de temperatura aproximado al de operación del reactor (entre 200 y 230 °C).

Por otra parte, como se puede apreciar en la *tabla 4*, la diferencia de calores específicos entre butano e isobutano en el rango de operación del reactor es muy reducida, por lo que atendiendo a la ecuación 1.3, se asumirá que la entalpía de reacción permanecerá constante y se tomará el valor a la temperatura de entrada del reactor.

En la siguiente tabla se muestran los parámetros más relevantes para determinar la evolución de la temperatura en el reactor R-201.

Tabla 8. Valores de los parámetros necesarios para la definición del balance de energía.

Parámetro	Valor
$C_{p,butano}(kJ/(kmol \cdot ^\circ C))$	153,2
$C_{p,hidrógeno}(kJ/(kmol \cdot ^\circ C))$	28,95
$\Delta HR(kJ/kmol)$	-9.465,67
$\left(\frac{\Delta HR}{C_{p,butano} + \theta \cdot C_{p,hidrógeno}} \right) (^\circ C)$	60,98
$T_0(K)$	473,15

Conocidos los valores de la *tabla 8*, se obtiene la siguiente expresión para el balance de energía:

$$T(K) = 473,15 + 60,98 \cdot X \quad [1.8]$$

Conociendo esta expresión y dando valores a la conversión, se puede representar la evolución de la temperatura con la conversión y compararla con el equilibrio termodinámico de la reacción. En la *figura 3* se aprecia el balance de energía para cada lecho con respecto a la conversión del butano.

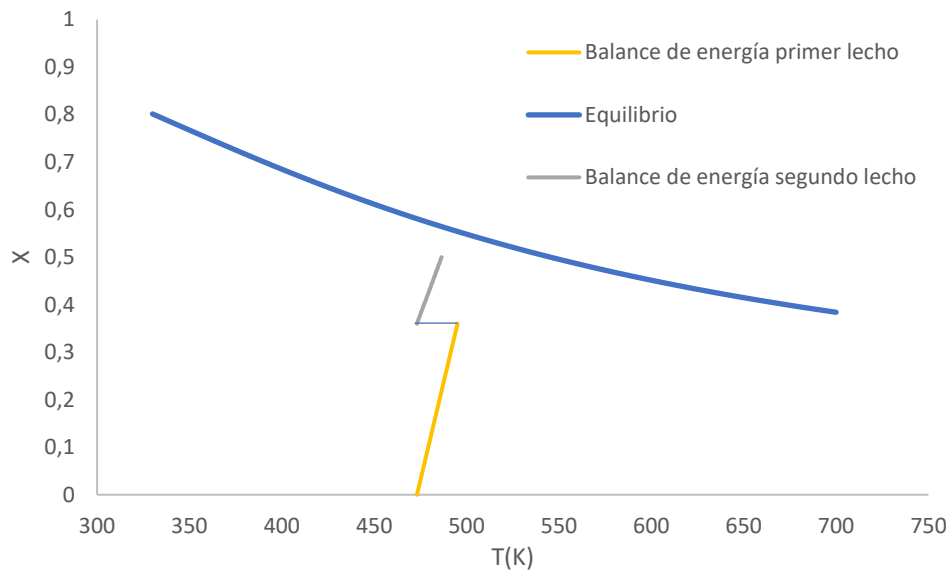


Figura 3. Balance de energía en ambos lechos de catalizador.

5. SELECCIÓN Y CARACTERIZACIÓN DEL CATALIZADOR

Los catalizadores se emplean en los procesos químicos para variar la velocidad de reacción, pudiendo aumentarla (catalizadores positivos) o reducirla (catalizadores negativos). Además, únicamente afectan a la cinética de reacción cambiando la energía de activación, por lo que no modifican el equilibrio termodinámico (4).

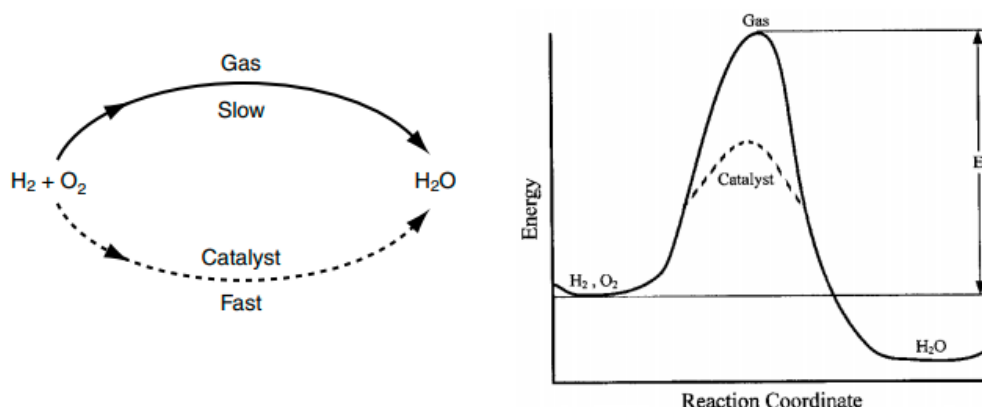


Figura 4. Reducción de la energía de activación de la formación de agua a partir de hidrógeno y oxígeno mediante el empleo de un catalizador. Fuente: (4).

En el proceso de la isomerización de butano, los catalizadores clorados son los más utilizados, pero presentan ciertas desventajas como la producción de residuos o el aumento de costes de los equipos debido a la alta corrosividad por la presencia de cloro.

Recientemente se ha desarrollado un catalizador de zirconita sulfatada promovida por platino (Pt-SZ) que presenta alta selectividad y conversión de butano sin necesidad de añadir cloro. De esta forma, se consigue que el proceso de isomerización sea más cuidadoso con el medio ambiente y menos costoso, pues se evita la necesidad de emplear materiales altamente resistentes a la corrosión (1).

Este catalizador se encuentra en fase sólida y la alimentación al reactor se encuentra en fase gas, por lo que se trata de una reacción catalítica heterogénea. Con el fin de caracterizar el catalizador empleado es necesario determinar el diámetro de la partícula (D_p) y su esfericidad (ϕ).

Para poder obtener ambos parámetros es necesario definir la forma del catalizador y su longitud. Según las heurísticas (Turton), las dimensiones de las partículas en un reactor de lecho fijo deben estar entre 2 y 5 mm, por lo que se ha elegido un valor de 4 mm para la longitud de las partículas de catalizador y un valor de 2 mm para el diámetro.

$$V = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot L \quad [1.9]$$

$$D_p = \left(\frac{6 \cdot V}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}} \quad [1.10]$$

En la *tabla 9* muestran las principales propiedades físicas y químicas de catalizadores de zirconita sulfatada promovidos por diferentes metales nobles.

Tabla 9. Propiedades de catalizadores de zirconita sulfatada promovidos por diferentes metales. Fuente: elaborado a partir de (7).

Muestra	Área superficial (m^2/g)	Ancho medio de poro (nm)	Volumen de poro (cm^3/g)	Fase cristalina	Contenido en azufre (% wt)
Pt-SZ	134	46	0,20	Tetragonal	1,78
Ir-SZ	133	47	0,20	Tetragonal	2,16
Ru-SZ	132	46	0,19	Tetragonal	1,63
Rh-SZ	134	47	0,20	Tetragonal	2,02
SZ	133	47	0,19	Tetragonal	2,23

A continuación, se aporta la información de las propiedades más relevantes del catalizador empleado, así como los resultados de los cálculos de esfericidad y diámetro de partícula.

Tabla 10. Propiedades más relevantes del catalizador empleado y parámetros calculados.

Parámetro	Valor
Porosidad (ϵ_b)	0,39
Forma	Partículas cilíndricas
Diámetro (mm)	2
Longitud (mm)	4
Densidad (kg/m^3)	3220
Volumen (mm^3)	12,57
D_p (mm)	2,88
Esfericidad (ϕ_s)	0,83

6. MECANISMO DE REACCIÓN

El isobutano se obtiene a partir del butano mediante isomerización en fase gas, esta reacción es catalítica reversible y la conversión de isobutano está favorecida a temperaturas moderadas. Se realiza generalmente sobre catalizadores de óxidos metálicos mezclados.

En este tipo de reacciones se pueden apreciar una serie de pasos generales que tienen lugar en las partículas de catalizador (4). En la *figura 5* se muestran los pasos de la isomerización de butano.

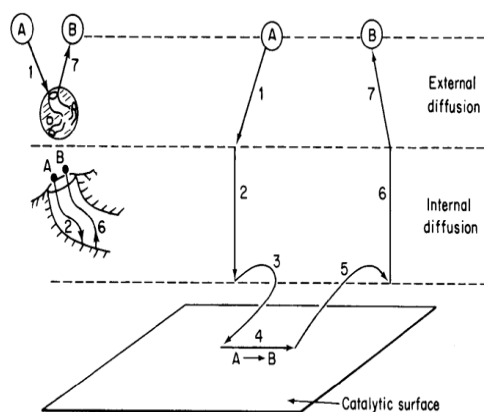


Figura 5. Pasos de una reacción catalítica heterogénea. Fuente: (4).

1. Transferencia de masa del butano desde el seno del fluido a la superficie externa de la partícula de catalizador.
2. Difusión del butano a través de los poros del catalizador.
3. Adsorción del butano en la superficie del catalizador.
4. Reacción sobre la superficie del catalizador.
5. Desorción del isobutano.
6. Difusión del isobutano del interior de la partícula de catalizador hacia la superficie externa.
7. Transferencia de masa del isobutano de la superficie externa de la partícula al seno del fluido.

A la hora de llegar a la obtención de un modelo cinético que permita diseñar el reactor del proceso, es necesario determinar cuáles son las etapas que limitan la reacción. Esto se debe a que se puede aproximar la velocidad total de reacción a la velocidad de reacción en el paso más lento. Según el estudio para la isomerización de butano empleando el catalizador de Pt-SZ (3), el modelo cinético de la reacción se ajusta bien mediante el mecanismo intermolecular de Langmuir-Hinshelwood.

De esta manera, los pasos de difusión interna y externa se desprecian, puesto que el modelo de Langmuir-Hinshelwood sostiene que la reacción se basa en la adsorción que tiene lugar en la superficie del catalizador.

7. CINÉTICA DE REACCIÓN

Esta reacción ha sido estudiada empleando el catalizador de zirconita sulfatada promovido por platino y se ha determinado que uno de los modelos que mejor representa la isomerización de butano es el modelo intermolecular de Langmuir-Hinshelwood que propone que la reacción ocurre mediante intermediarios C_8 .

De acuerdo con este modelo, la producción de isobutano se puede obtener mediante la siguiente ecuación cinética (3):

$$r(\text{mol}/(\text{gcat} \cdot \text{s})) = k \cdot \left(\frac{K \cdot p(C_4H_8)}{1 + K \cdot p(C_4H_8)} \right)^2 \quad [1.11]$$

Donde K es la constante de equilibrio para la formación del ión carbonio, k la constante cinética de la reacción catalizada y $p(C_4H_8)$ la presión del buteno. Además, en el modelo la presión del buteno se ha determinado mediante la siguiente expresión (3):

$$p(C_4H_8) = K_{eq} \cdot \frac{p(C_4H_{10})}{p(H_2)} \quad [1.12]$$

En la *tabla 11* se muestran las expresiones de los parámetros cinéticos del modelo, así como la energía de activación (E_a) de la reacción para el catalizador de Pt-SZ.

Tabla 11. Parámetros cinéticos, variables y constantes del modelo de isomerización de butano. Fuente: elaborado a partir de (3).

Parámetro		Unidades
k	$k = 0,57 \cdot e^{\left(\frac{-53.000}{R \cdot T}\right)}$	$(\text{mol}/(\text{gcat} \cdot \text{s}))$
K	$K = 1,19 \cdot e^{\left(\frac{69.700}{R \cdot T}\right)}$	$(\text{mol}/(\text{gcat} \cdot \text{s}))$
E_a	-53.000	J/mol
R	8,314	$(\text{J}/(\text{mol} \cdot \text{K}))$

8. SELECCIÓN DEL TIPO DE REACTOR

Como ya se ha mencionado, la isomerización de butano es una reacción catalítica heterogénea, por lo que el reactor más adecuado es uno de lecho fijo. Dicho esto, una vez conocido el reactor es necesario concretar la configuración de la etapa de reacción. En la *figura 6* se muestran distintas configuraciones de reactores de lecho fijo.

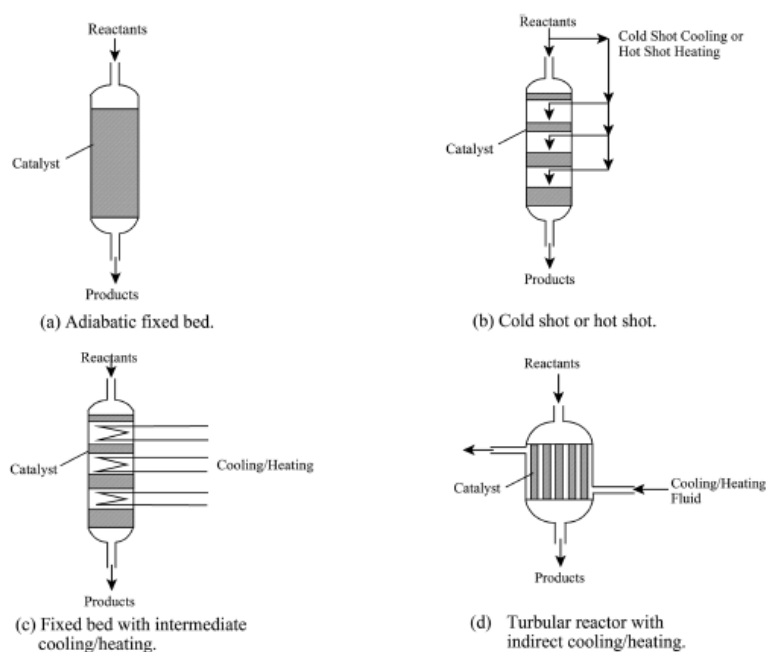


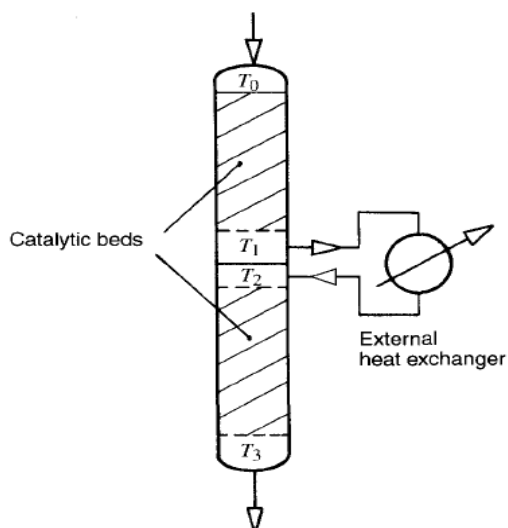
Figura 6. Diferentes configuraciones para un reactor de lecho fijo. Fuente: (8).

En la siguiente tabla se describen brevemente las distintas configuraciones mostradas en la *figura 6*.

Tabla 12. Posibles configuraciones para la etapa de reacción. Fuente: elaborado a partir de (8).

Configuración	
A	Un único reactor de lecho fijo sin necesidad de intercambio de calor
B	Reactor de múltiples lechos donde el calentamiento/refrigeración se realiza mediante un by-pass de la alimentación de reactivo a sucesivos puntos dentro del equipo
C	Reactor de múltiples lechos en el cual se produce enfriamiento/calentamiento intermedio mediante un intercambiador de calor
D	Reactor de lecho fijo con intercambio de calor indirecto mediante un haz de tubos, el equipo en global es una mezcla entre intercambiador de calor y reactor

Finalmente se ha decidido que la opción elegida para este caso sea la opción C, pues debido a la energía liberada por la reacción es inevitable refrigerar el equipo para que no tengan lugar ΔT elevadas. De esta manera, la configuración contará con varios lechos con enfriamiento intermedio. En la siguiente figura se muestra un esquema más detallado de la configuración del reactor.



Se observa que el reactor está dividido en dos secciones. La primera sección comprende a la mitad superior del equipo y la segunda a la mitad inferior.

En esta disposición, el efluente de reacción del primer lecho se introduce en un intercambiador de calor externo y se enfría hasta la temperatura deseada (en este caso la temperatura de entrada al reactor, 200°C). El enfriamiento intermedio permite evitar incrementos de temperatura elevados dentro del reactor y ayuda a controlar la temperatura en el equipo.

Figura 7. Esquema de un reactor de múltiples lechos con enfriamiento intermedio externo. Fuente: (8).

Se ha elegido que el equipo se divida en dos lechos, uno que permita convertir el 36% de la alimentación de butano y un segundo lecho que convierta el 21,875% del butano que aún no ha reaccionado, logrando así una conversión por paso del 50%.

El intercambio de calor permitirá bajar la temperatura de salida del primer lecho ($T_{e,i}$) hasta la temperatura de entrada al segundo lecho ($T_{e,f}$), asegurando así que no se produce un incremento de temperatura excesivo en la unidad.

Para poder conocer el calor que es necesario retirar, se recurre al balance de energía y se obtiene la temperatura de salida del primer lecho. La utilidad empleada se ha decidido que sea agua de refrigeración (*cooling water*).

Además, se ha empleado Aspen HYSYS para obtener los calores específicos del efluente de reacción en las condiciones de entrada y salida del intercambiador con el fin de obtener un valor medio ($C_{p,e}$).

Para obtener el valor del calor a retirar, se emplea la siguiente expresión:

$$Q_{retirar}(kJ/h) = N \cdot C_{p,e} \cdot (T_s - T_e) \quad [1.13]$$

Tabla 13. Parámetros para la obtención del caudal de refrigerante necesario.

Parámetro	Valor
$T_{e,i} (^{\circ}\text{C})$	220
$T_{e,f} (^{\circ}\text{C})$	200
$N \text{ (kmol/h)}$	350,08
$C_{p,e} \text{ (kJ/(kmol} \cdot ^{\circ}\text{C))}$	143,4
$Q_{retirar} \text{ (kJ/h)}$	$-10,04 \cdot 10^5$

9. DISEÑO DEL EQUIPO

9.1. INTRODUCCIÓN

A la hora de diseñar un reactor, existen una serie de pasos a seguir. Estos pasos se muestran en la siguiente figura:

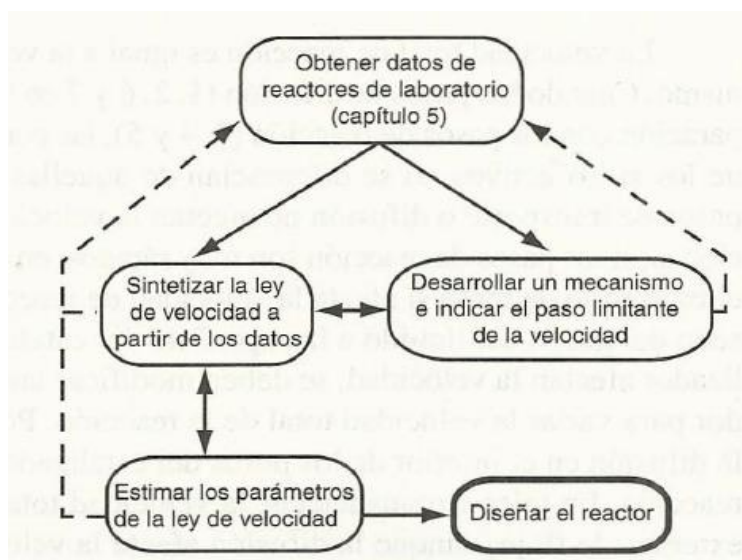


Figura 8. Pasos que seguir a la hora de diseñar un reactor químico. Fuente: (4).

En reacciones catalíticas heterogéneas, diseñar el reactor implica principalmente obtener el peso de catalizador necesario (W , kg) para llegar al grado deseado de conversión de los reactivos. De esta manera, el peso de catalizador está determinado por la temperatura y la conversión que se pretende obtener. Como ya se ha mencionado, el reactor del proceso es un reactor de lecho fijo, donde el catalizador se encuentra normalmente en una cesta cilíndrica.

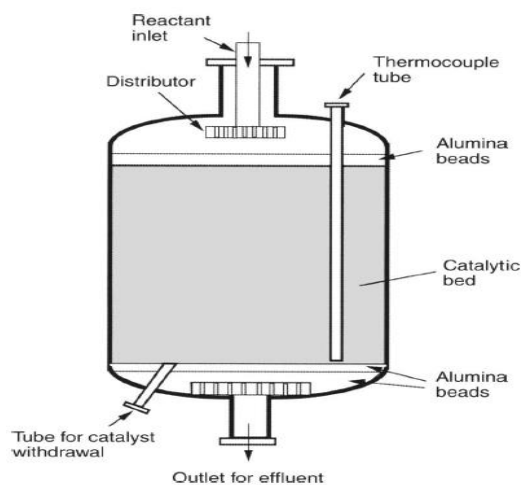


Figura 9. Esquema de un reactor de lecho fijo adiabático de flujo axial. Fuente: (9).

La configuración más sencilla para este tipo de unidades es la de flujo axial, donde los reactivos son introducidos en el reactor mediante un distribuidor que evita que la alimentación golpee la parte superior del lecho y previene canalizaciones en el flujo del fluido a lo largo del reactor.

Además, también se suelen emplear partículas de inerte en la entrada al reactor con el fin de asegurar una distribución uniforme de la alimentación.

En cuanto a la geometría de la unidad, se escogerá la forma cilíndrica de orientación vertical por ser la más usada en la industria para este tipo de unidades de proceso.

9.2. MASA DE CATALIZADOR REQUERIDA

Para dimensionar el reactor del proceso, es necesario obtener el peso del catalizador contenido en los lechos. Para obtener la ecuación de diseño se procede de forma análoga a la de un reactor de flujo en pistón, pero en lugar de expresar el balance en términos de volumen, se expresa en términos de peso de catalizador (W) (4). En la *figura 10* se muestra un esquema orientativo para la aplicación del balance en un reactor de este tipo.

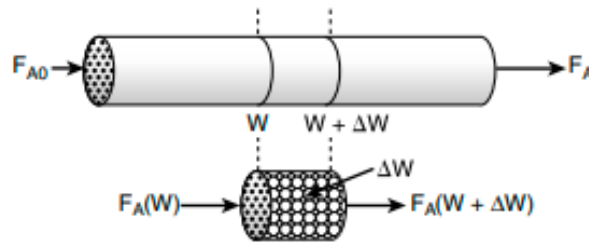


Figura 10. Esquema de un reactor de lecho fijo en términos del peso de catalizador. Fuente: (4).

Al igual que en un reactor de flujo en pistón, en los reactores de lecho fijo se puede asumir que no existen gradientes radiales de concentración, velocidad de reacción o temperatura.

$$F_{A0} - F_A + r_A * \Delta W = 0 \quad [1.14]$$

(Entrada)- (Salida)+ Generación=Acumulación

Para obtener la forma diferencial de la ecuación anterior, se divide la expresión por W y se toma $\Delta W \rightarrow 0$. De esta forma, la expresión diferencial para el balance de masa de un reactor de este tipo es la siguiente:

$$\frac{dF_A}{dW} = -r_A \quad [1.15]$$

Por otra parte, teniendo en cuenta que dF_A depende de la conversión, se puede llegar a la ecuación de diseño del reactor en términos de conversión y masa de catalizador:

$$F_{A0} \frac{dX}{dW} = -r_A \quad [1.16]$$

Con esta expresión, dejando en función de la conversión la velocidad de reacción e integrando entre los valores deseados, puede obtenerse el peso de catalizador requerido. En la *tabla 14* se muestran los pesos de catalizador calculados en función de la conversión para el primer lecho.

Tabla 14. Peso del catalizador necesario para el primer lecho.

X	W(kg)
0	0
0,05	6.071,72
0,1	11.644,64
0,15	16.765,3
0,2	21.475,43
0,25	25.812,48
0,3	29.810,10
0,35	33.498,58
0,36	34.201,63

En cuanto a los pesos de catalizador en el segundo lecho, se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 15. Peso del catalizador necesario para el segundo lecho.

x	W(kg)
0	0
0,05	3.885,9
0,1	7.452,56
0,15	10.729,78
0,2	13.744,27
0,21875	14.811,93

Los resultados mostrados en la *tabla 14* se representan a continuación.

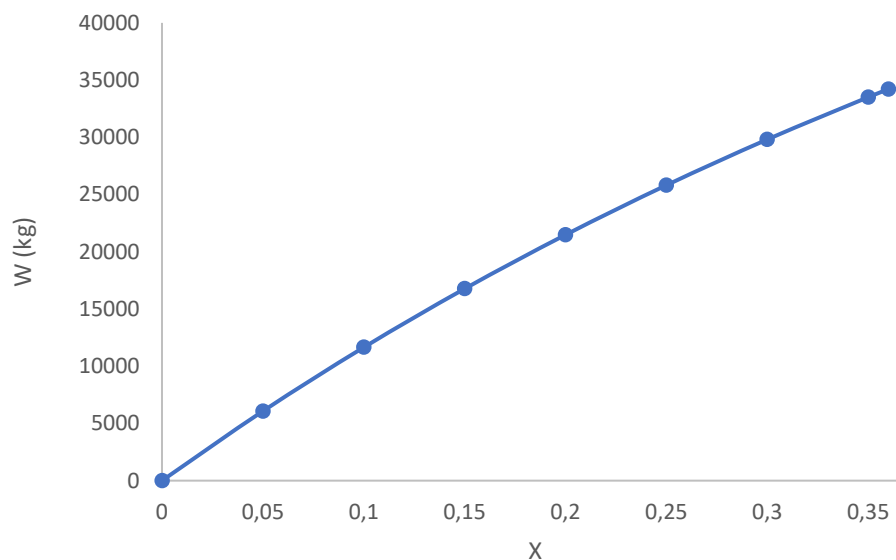


Figura 11. Evolución de W con la conversión en el primer lecho. Fuente: elaboración propia.

En lo que al segundo lecho respecta, la gráfica de evolución del peso de catalizador con la conversión se muestra en la *figura 12*.

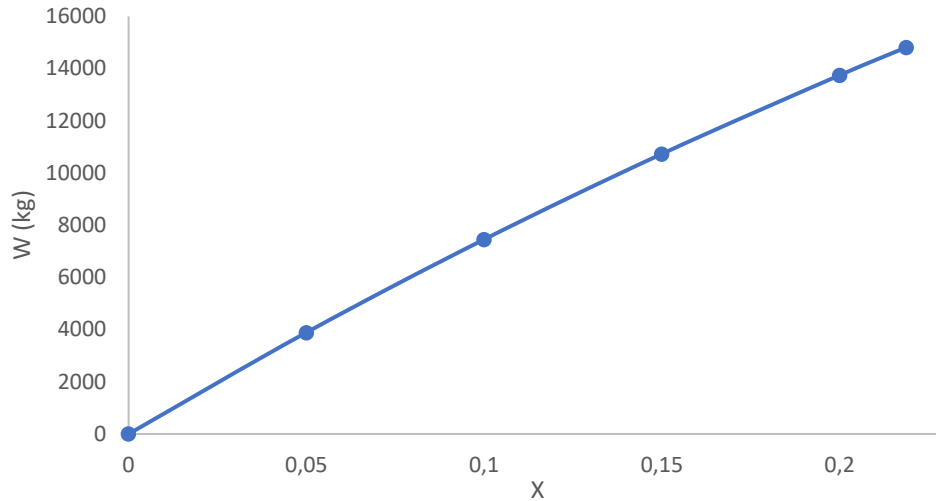


Figura 12. Evolución de W con la conversión en el segundo lecho. Fuente: elaboración propia.

Conocida la masa de catalizador de ambos lechos, se puede calcular el volumen de cada lecho conociendo la densidad del catalizador. Además, suponiendo un valor para la relación entre diámetro y altura, se pueden obtener ambos parámetros. Como ambos lechos deben tener el mismo diámetro, se calculará el diámetro del primer lecho y este valor será el mismo que se emplee en segundo.

Por otra parte, es necesario dejar una distancia entre lechos para permitir que la corriente de salida del primero pueda introducirse en el intercambiador de calor intermedio, por lo que se debe asumir una distancia adecuada entre los mismos (H_s). Además, para que exista espacio suficiente entre accesorios y las cestas que soporten el catalizador, se deberá asumir un espacio de holgura tanto en la parte inferior como en la superior del equipo (H_h).

En la *tabla 16* se muestran las dimensiones obtenidas de los lechos y el peso de catalizador necesario.

Tabla 16. Dimensiones de los lechos de catalizador.

Parámetro	Valor
$\frac{H}{D}$	3
$V_{lecho1}(m^3)$	10,62
$V_{lecho2}(m^3)$	4,60
$D_{lechos}(m)$	1,65
$A_{lechos}(m^2)$	2,14
$H_{lecho1}(m)$	4,95
$H_{lecho2}(m)$	2,16
$H_s(m)$	1,5
$H_h(m)$	0,5
$H(m)$	9,61
$W_{lecho1}(kg)$	34.201,63
$W_{lecho2}(kg)$	14.811,93
$W_{total}(kg)$	49.013,56

En donde A_{lechos} es el área transversal de los lechos y H es la altura total de la sección cilíndrica del reactor. Para el diseño mecánico de la unidad, se considerará que el diámetro interno de la carcasa es igual al diámetro de los lechos.

9.3. CAÍDA DE PRESIÓN

Un parámetro de gran interés en los reactores de lecho fijo es la caída de presión que tiene lugar por el rozamiento de la fase fluida con el catalizador sólido. Este parámetro se obtiene mediante la ecuación de Ergun (10):

$$\frac{\Delta P}{H_{lecho,i}} = \frac{150 \cdot u_s \cdot \mu}{(\varphi_s \cdot d_p)^2} \cdot \frac{(1 - \varepsilon_b)^2}{\varepsilon_b^3} + \frac{1,75 \cdot \rho \cdot u_s^2}{\varphi_s \cdot d_p} \cdot \frac{(1 - \varepsilon_b)}{\varepsilon_b^3} \quad [1.17]$$

En donde μ y ρ son la viscosidad y densidad media de la mezcla entre la entrada y la salida del lecho, respectivamente. Por otra parte, ε_b es la porosidad del lecho, u_s es la velocidad de la mezcla reaccionante, φ_s es la esfericidad de las partículas de catalizador y D_p su diámetro.

Para obtener la velocidad de la mezcla, se emplea el caudal volumétrico de la alimentación al lecho y el área transversal del mismo.

$$u_s = \frac{Q}{A_{lecho}} \quad [1.18]$$

De esta forma, en cada uno de los lechos existirá una caída de presión que puede calcularse mediante la ecuación 1.16. En la siguiente tabla se muestran los parámetros necesarios para el cálculo de ΔP y su correspondiente valor para cada lecho de catalizador.

Tabla 17. Parámetros de la ecuación de Ergun y caída de presión obtenida en cada lecho.

Parámetro	Lecho 1	Lecho 2
$u_s(m/s)$	0,083	0,086
$Q_v(m^3/s)$	0,167	0,172
$\mu(kg/(m \cdot s))$	$1,36 \cdot 10^{-5}$	$1,385 \cdot 10^{-5}$
$\rho(kg/m^3)$	31,68	30,89
$\Delta P(bar)$	0,092	0,041

La caída de presión total será la suma de la caída de ambos lechos y, como se puede apreciar, son muy bajas, por lo que en las condiciones de operación se considera que su valor es adecuado.

10. DISEÑO MECÁNICO

10.1. INTRODUCCIÓN

Debido a las condiciones de operación a las que está sometido el reactor, su diseño mecánico se realizará como recipiente cilíndrico sometido a presión interna. A la hora de realizar este diseño, se emplea la norma “*Boiler and Pressure Vessel Code*” creada por la ASME (Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos) (11).

Teniendo en cuenta la presión de operación, se seguirá el procedimiento estipulado en la división 1 de la sección VIII de la norma, pues la presión de operación se encuentra dentro de los límites marcados (100kPa - 20Mpa) y sus dimensiones superan las mínimas (altura y diámetro mayores a 152mm).

10.2. SELECCIÓN DEL MATERIAL

A la hora de realizar la selección de un material de construcción deben considerarse los siguientes aspectos fundamentales: el coste, la compatibilidad con los compuestos contenidos, la resistencia a la corrosión y la resistencia a las condiciones de operación.

Los recipientes a presión se diseñan atendiendo a los siguientes criterios:

- Deformación antes de ruptura: normalmente empleado para recipientes de tamaño medio.
- Vertido antes de ruptura: utilizado en recipientes de mayor tamaño. Este criterio implica que antes del colapso del reactor se forma una grieta estable. Esta grieta estable hace posible detectar una fuga con relativa sencillez.

Siguiendo la metodología *Ashby* para la selección del material de la carcasa (12), se procede a realizar la selección del material de construcción atendiendo a las restricciones mencionadas con anterioridad. Debido al gran tamaño del equipo, el criterio seleccionado será el de vertido antes de ruptura o “*leak before break*”. De esta forma, el índice de material que interesa maximizar para que soporte los esfuerzos derivados de la presión del recipiente es el siguiente:

$$M_1 = \frac{K^2_{1c}}{\sigma_f} \quad [1.19]$$

Además, a fin de reducir los costes de construcción de la unidad de proceso, interesa que el material sea capaz de soportar la presión de operación con un espesor pequeño. La propiedad que permite soportar la presión con un espesor de pared menor es el límite elástico. Así pues, se añade al método gráfico de selección de material el siguiente índice que también interesa maximizar:

$$M_2 = \sigma_f \quad [1.20]$$

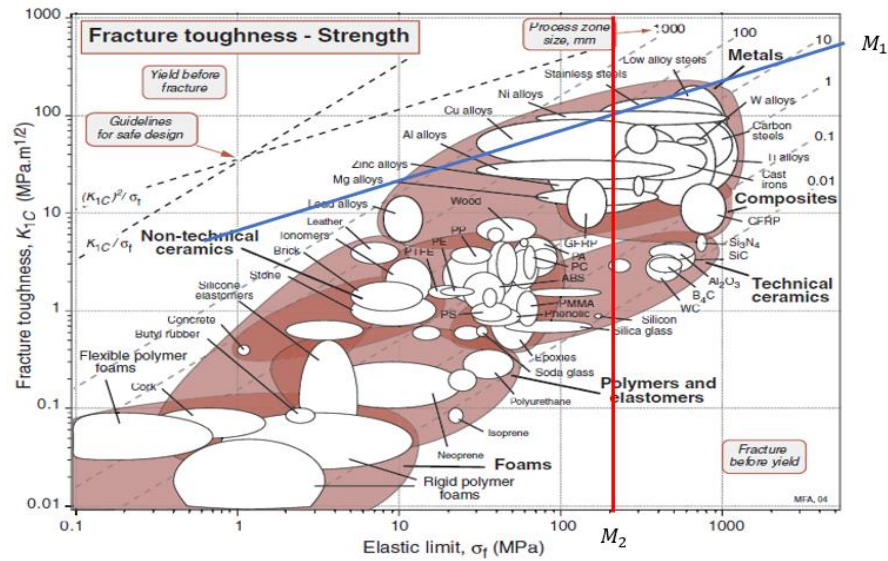


Figura 13. Diagrama de lóbulos para la selección del material del reactor R-201. Fuente: elaborado a partir de (12).

Con el criterio establecido y la restricción en cuanto al límite elástico, se determina que los materiales adecuados para la construcción de la carcasa del equipo son las aleaciones de níquel, aceros inoxidable y los aceros de baja aleación.

Como los compuestos presentes en el proceso no presentan problemas de corrosión ni presentan propiedades que puedan dañar los materiales mencionados se va a seleccionar el material de la carcasa en función de términos económicos mediante el coste por metro cúbico de material (13).

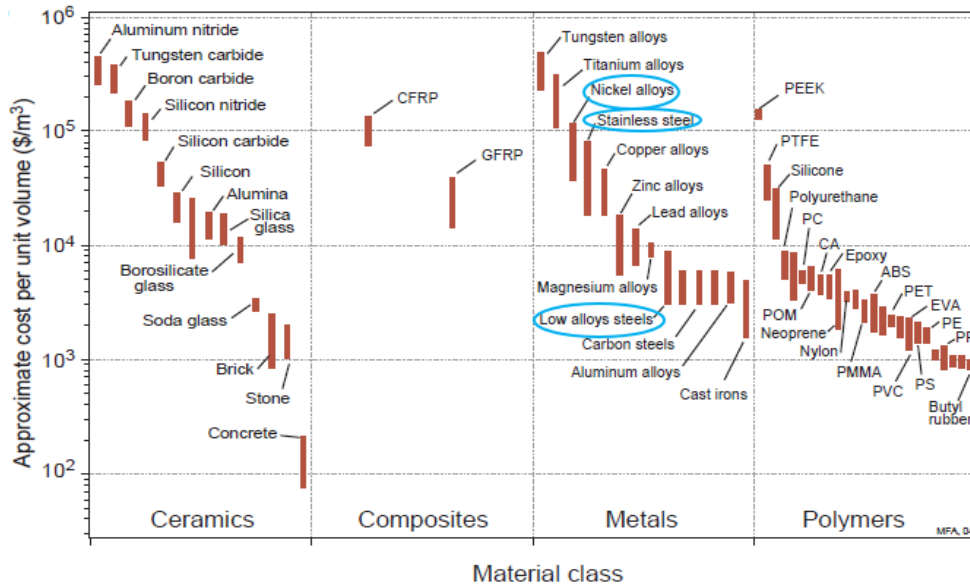


Figura 14. Coste de diferentes materiales en \$/m. Fuente: (12).

Como se observa, los aceros de baja aleación son los más económicos. De esta forma, el material elegido será un acero de baja aleación, concretamente se escogerá el acero A387 Gr 22. En la siguiente tabla se muestran las principales propiedades del acero seleccionado, así como de otros tipos de acero empleados industrialmente.

Tabla 18. Principales propiedades del acero A387 Gr 22. Fuente: elaborado a partir de (11) (14).

Parámetro	Valor	
<i>Módulo de Young (N/m²)</i>	2,1·10 ¹¹	
<i>Mínima fuerza de tensión (N/m²)</i>	4,14·10 ⁸	
<i>Mínima fuerza de fluencia(N/m²)</i>	2,07·10 ⁸	
<i>Temperatura máxima(°C)</i>	649	
<i>Gravedad específica</i>	7,9	
<i>Conductividad térmica(W/(m² · °C))</i>	52	
<i>Tensión máxima admisible(N/m²)</i>	38°C	1,18·10 ⁸
	149°C	1,14·10 ⁸
	260°C	1,14·10 ⁸
	371°C	1,14·10 ⁸
	482°C	1,14·10 ⁸

10.3. PRESIÓN DE DISEÑO

Según la norma mencionada, el valor de la presión de diseño para recipientes sometidos a presión interna se toma como el valor de presión al cual se activa el dispositivo de alivio. De este modo, se suelen emplear valores de presión superiores en un 5-10% al valor manométrico de operación. En este caso, se tomará el valor de diseño como un 10% superior. La expresión para obtener la presión de diseño (P_d) queda entonces de la siguiente manera (11):

$$P_d = P_g \cdot (1 + 0,1) \quad [1.21]$$

Donde P_g hace referencia a la presión manométrica de operación del reactor.

10.4. TEMPERATURA DE DISEÑO

Para obtener la temperatura de diseño, se suman 50 $^{\circ}F$ a la temperatura máxima de operación en el equipo. Como el reactor opera en régimen adiabático y la reacción es exotérmica, la temperatura no es constante y va a ir aumentando a medida que progresa la reacción.

Así pues, se escogerá como temperatura de operación la temperatura más alta que se experimente en el equipo, en este caso serán los 222 $^{\circ}C$ existentes en la salida del primer lecho de catalizador. Dicho esto, la expresión para la obtención de la temperatura de diseño es la siguiente (11):

$$T_d = T + 50^{\circ}F \quad [1.22]$$

10.5. ESPESOR DE CARCASA

Para la determinación del espesor de la carcasa, se determinan los espesores necesarios para esfuerzo radial y longitudinal, eligiendo el mayor valor de espesor con el fin de asegurar que la pared soporte el máximo esfuerzo que pueda tener lugar (11).

$$\tau_{radial} = \frac{P_d \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E - 1,2 \cdot P_i} \quad [1.23]$$

$$\tau_{longitudinal} = \frac{P_d \cdot D_i}{4 \cdot S \cdot E - 0,8 \cdot P_i} \quad [1.24]$$

Donde P_d es la presión de diseño, D_i es el diámetro de la carcasa, S el esfuerzo máximo admisible y E la eficiencia de la soldadura. Cabe destacar que es necesario sumar un espesor adicional debido a la corrosión. Este valor adicional suele estar comprendido entre 2 mm (corrosión moderada) y 4 mm (corrosión elevada).

Por otra parte, existe un espesor mínimo para la pared de la carcasa en función de su diámetro. Estos valores mínimos se muestran en la siguiente tabla, en los cuales se ha sumado un espesor adicional por corrosión de 2mm.

Tabla 19. Espesores mínimos para diferentes diámetros de recipiente. Fuente: elaborado a partir de (11).

Diámetro de la carcasa (m)	Espesor mínimo (mm)
1	5
1-2	7
2-2,5	9
2,5-3	10
3-3,5	12

Otro parámetro relevante en el cálculo de los espesores es la eficiencia de soldadura. En la *figura 15* se aporta información sobre diferentes soldaduras con sus eficiencias para distintos grados de examinación radiográfica.

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

Figura 15. Diferentes tipos de soldaduras y eficiencias. Fuente: (11).

Debido a la elevada presión que experimenta la unidad, se decide que la eficiencia de la soldadura debe ser máxima, por lo que se escogerá una junta a tope de doble soldadura con un grado de examen radiográfico completo.

Una vez conocidos todos los parámetros necesarios, se procede al cálculo de los espesores de la carcasa. Es necesario destacar que para tener en cuenta la corrosión, en los resultados de espesores se sumarán 2 mm pues se espera que este fenómeno no afecte mucho al proceso. Los resultados obtenidos y las condiciones de diseño se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 20. Espesores de diseño del reactor R-201 teniendo en cuenta corrosión.

Parámetro	Valor
P_d (bar)	20,9
T_d (°C)	250
D_i (m)	1,65
S (bar)	1.144,53
E	1
$\tau_{\text{corrosión}}$ (mm)	2
τ_{radial} (mm)	17,23
$\tau_{\text{longitudinal}}$ (mm)	9,56
$\tau_{\text{mínimo}}$ (mm)	7

Como se observa, el valor de espesor calculado para esfuerzo radial es el espesor de mayor valor y supera el espesor mínimo para el diámetro de carcasa existente, por lo que será el espesor elegido para la carcasa del equipo.

10.6. SELECCIÓN Y ESPESOR DE LOS CABEZALES

Los extremos de los recipientes cilíndricos se cierran mediante cabezales de diferentes formas. Los principales cabezales empleados y su aspecto se muestran en la siguiente figura:

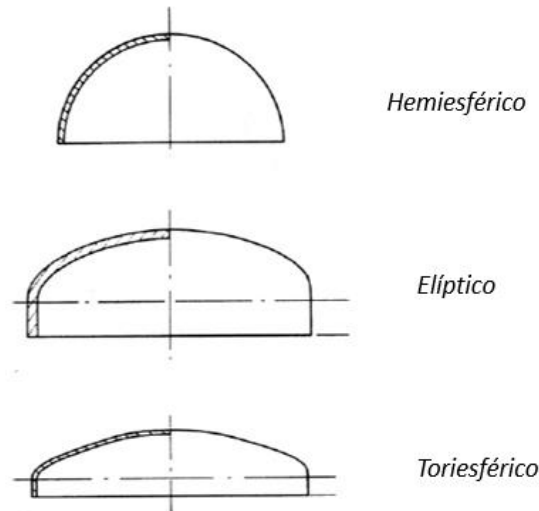


Figura 16. Principales tipos de cabezales. Fuente: elaborado a partir de (11).

Los cabezales hemisféricos son los más resistentes, capaces de soportar el doble de presión que uno toriesférico del mismo espesor. En cuanto a economía, los hemisféricos son más caros, lo que hace que se favorezca su uso a presiones muy elevadas por su elevada resistencia. Para la obtención de su espesor se emplea la siguiente ecuación:

$$\tau_{hemisférico} = \frac{P_d \cdot D_i}{4 \cdot S \cdot E - 0,4 \cdot P_i} \quad [1.25]$$

En cuanto a los cabezales elipsoidales, su uso se reserva generalmente para presiones superiores a 15 bar, pues se ha probado que en estas condiciones resultan ser los más económicos. La expresión con la que se determina su espesor es la que se muestra a continuación:

$$\tau_{elíptico} = \frac{P_d \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_i} \quad [1.26]$$

Por último, los cabezales toriesféricos son los más empleados para presiones inferiores a 15 bar, aunque para valores superiores a 10 bar se debe comparar su coste con el de un cabezal elipsoidal equivalente. La ecuación que permite obtener su espesor es la siguiente:

$$\tau_{toriesférico} = \frac{0,885 \cdot P_d \cdot R_c}{S \cdot E - 0,1 \cdot P_i} \quad [1.27]$$

Donde R_c es el radio de la corona, el cual se obtiene asumiendo que es igual al diámetro interno de la carcasa. Los resultados obtenidos para los espesores de los cabezales del reactor R-201 se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 21. Espesor de los cabezales teniendo en cuenta corrosión.

Parámetro	Valor
$\tau_{\text{corrosión}} (mm)$	2
$\tau_{\text{elíptico}} (mm)$	17,09
$\tau_{\text{toriesférico}} (mm)$	28,71
$\tau_{\text{hemiesférico}} (mm)$	9,55

A pesar de no ser el cabezal de menor espesor, se escogerá el cabezal elíptico por ser el más recomendado para presiones superiores a 15 bar, como es el caso del reactor del proceso de isomerización.

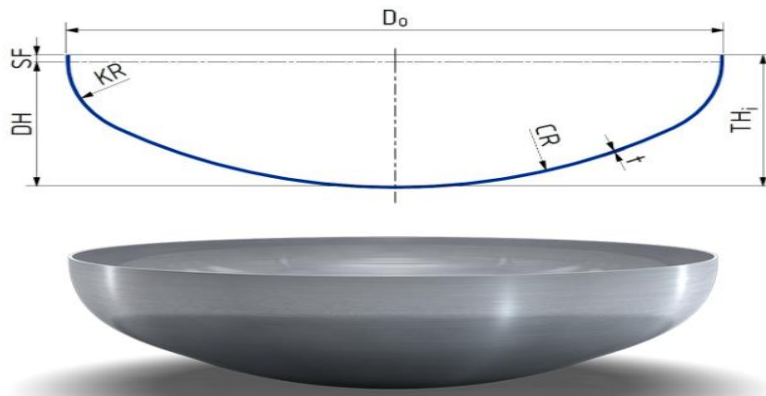


Figura 17. Esquema detallado para el diseño completo de un cabezal elíptico de acuerdo con la norma DIN 28013 . Fuente: (15).

A continuación, se muestran las ecuaciones necesarias para la obtención de los parámetros de interés que se muestran en la figura 17 (15).

$$C_R = 0,8 \cdot D_0 \quad [1.28]$$

$$K_R = 0,154 \cdot D_0 \quad [1.29]$$

$$S_F = 3 \cdot \tau \quad [1.30]$$

$$D_H = 0,255 \cdot D_0 - 0,635 \cdot \tau \quad [1.31]$$

$$T_{Hi} = S_F + D_H \quad [1.32]$$

Tabla 22. Diseño del cabezal elíptico del reactor R-201.

Parámetro	Valor
$D_i (m)$	1,65
$\tau (mm)$	17,09
$D_0 (m)$	1,6671
$C_R (m)$	1,3337
$K_R (m)$	0,2567
$S_F (m)$	0,0513
$D_H (m)$	0,4251
$T_{Hi} (m)$	0,4764

Conocida la altura de los cabezales, se puede determinar la altura total del reactor mediante la siguiente expresión:

$$H_v = H + 2 \cdot h_3 \quad [1.33]$$

Además, se puede conocer el volumen vacío de los lechos y el vacío debido a las holguras mediante las siguientes expresiones:

$$V_{vacío, holguras} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot (2 \cdot h_h + h_s) \quad [1.34]$$

$$V_{vacío, lechos} = (V_{lecho1} + V_{lecho2}) \cdot \varepsilon_b \quad [1.35]$$

En la siguiente tabla se muestra un resumen de las dimensiones del reactor de isomerización.

Tabla 23. Resumen de las dimensiones del reactor R-201.

Parámetro	Valor
<i>Diámetro(m)</i>	1,65
<i>Altura total(m)</i>	10,58
<i>H_v(m)</i>	9,61
<i>Altura cabezales(m)</i>	0,464
<i>τ_{carcasa}(mm)</i>	17,23
<i>τ_{elíptico}(mm)</i>	17,09
<i>Volumen sección cilíndrica(m³)</i>	20,55
<i>Volumen vacío lechos(m³)</i>	5,94
<i>Volumen vacío(m³)</i>	5,33
<i>Volumen libre (m³)</i>	11,27

10.7. ESPESOR NECESARIO DE AISLANTE

Debido a que en el reactor existen temperaturas elevadas (hasta 222°C), se van a producir pérdidas por calor que es necesario reducir a fin de :

- Asegurar el funcionamiento correcto de la unidad, puesto que al existir pérdidas hacia el exterior puede verse influida la cinética al disminuir la temperatura existente en el reactor.
- Aumentar la seguridad de los trabajadores, pues se reduce la temperatura de la superficie exterior del recipiente, evitando posibles accidentes por trabajos de los operarios en el reactor.

Debido a la diferencia de temperaturas entre el interior del reactor (*T_i*) y el ambiente (*T_∞*), se va a producir un intercambio de calor desde la unidad de proceso hacia el aire circundante, puesto que el equipo está a una temperatura superior.

El papel del aislante es el de limitar la transferencia de calor por conducción entre el acero y el ambiente, puesto que los materiales de este tipo poseen una conductividad térmica (k) muy baja. De esta manera, se reduce la temperatura de la superficie exterior de la unidad, logrando disminuir así la fuerza impulsora (gradiente de temperaturas) de este fenómeno de transferencia.

En lo que al material respecta, se decide elegir una manta de fibra de vidrio, pues es ampliamente empleada en la industria, su densidad no es muy elevada (menor carga de peso muerto en el reactor) y su conductividad térmica es baja. El producto elegido es de la empresa *Owens Corning* y su nombre comercial es "FLEXWRAP".



Figura 18. Manta de fibra de vidrio FLEXWRAP. Fuente: (16).

En cuanto a las propiedades de la manta seleccionada, se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 24. Propiedades del aislante seleccionado. Fuente: elaborado a partir de (16).

Parámetro	Valor
$k_{\text{aislante}} (W/(m \cdot ^\circ C))$	0,081
$T \text{ máxima de servicio } (^\circ C)$	454
$\rho (kg/m^3)$	40

Al tratarse de un recipiente cilíndrico, la transferencia de calor se va a definir en función de los diferentes radios existentes. Para la simplificación de los cálculos, se asume que la transferencia de calor es considerable únicamente en la dirección radial, por lo que en las demás direcciones se asume nula. Además, también se asume que la pared interior del reactor está a la misma temperatura que el interior del equipo, eligiéndose el mayor valor que existe en la unidad de proceso.

Dado que el flujo de calor es el objeto de interés de este análisis para la obtención del espesor del aislante, es necesario conocer las resistencias a la transferencia de calor que hay presentes en la unidad de proceso. Para ilustrarlas de forma clara, se suele recurrir al empleo de un circuito térmico equivalente similar al esquema de un circuito eléctrico, pero en lugar de resistencias eléctricas se definen resistencias térmicas.

En la siguiente figura se muestran la distribución de radios y el circuito térmico equivalente del reactor:

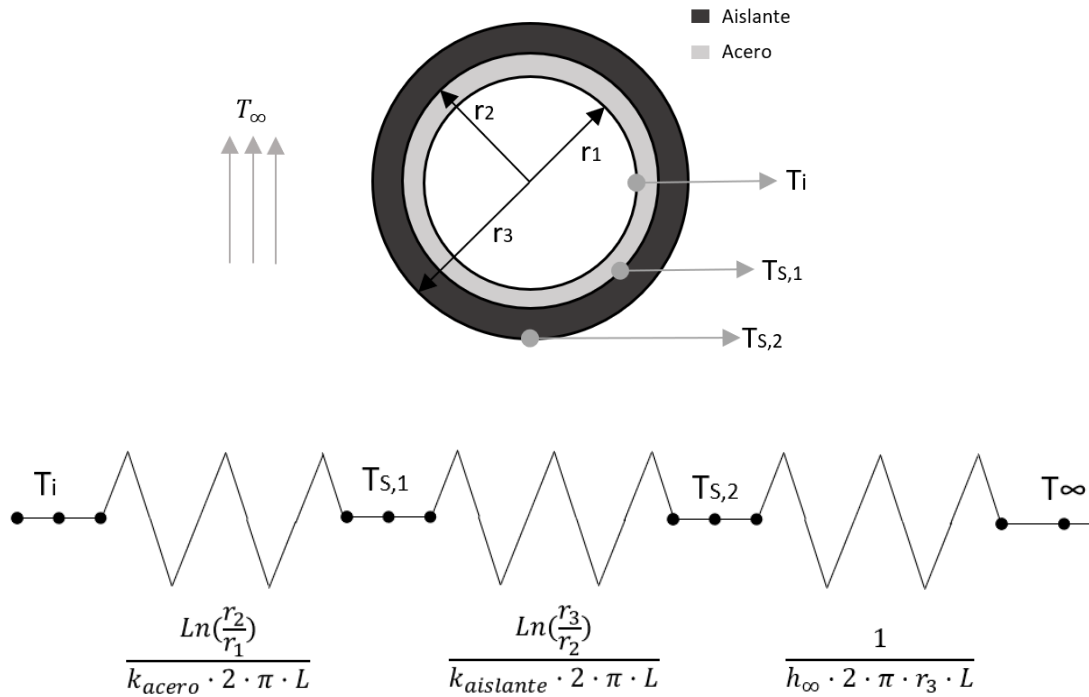


Figura 19. Distribución de los radios y circuito térmico equivalente del reactor R-201. Fuente: elaboración propia.

Como el calor transmitido es el mismo tanto en la carcasa como en la manta de aislante, se puede realizar un balance global de energía para determinar el calor intercambiado entre el interior del equipo y los alrededores mediante la siguiente expresión (17):

$$Q = \frac{T_i - T_\infty}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_{acero} \cdot 2 \cdot \pi \cdot L} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{k_{aislante} \cdot 2 \cdot \pi \cdot L} + \frac{1}{h_\infty \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L}} \quad [1.36]$$

En donde:

- k_{acero} y $k_{aislante}$ son las conductividades térmicas del acero y del aislante.
- h_∞ es el coeficiente de convección del aire.
- r_1 , r_2 y r_3 son, respectivamente, el radio interno del reactor, el radio del reactor contando el espesor del acero de la carcasa y el radio externo contando el espesor de carcasa y aislante.

El coeficiente de convección del aire es necesario obtenerlo mediante correlaciones, por lo que se va a asumir que en la pared exterior del reactor existe convección forzada. Cuando se produce este fenómeno de convección, el valor del coeficiente puede obtenerse mediante la siguiente ecuación (17):

$$h_{\infty} = \frac{Nu \cdot k_{aire}}{D} \quad [1.37]$$

De esta manera, el coeficiente de convección depende del Nusselt (Nu), del valor de la conductividad térmica del aire (k_{aire}) y del diámetro del reactor (D). El Nusselt es un parámetro adimensional que permite relacionar la conducción con la convección. Para obtenerlo, existen diferentes correlaciones:

Tabla 25. Correlaciones para la obtención del coeficiente de convección en cilindros con flujo externo cruzado.
Fuente: elaborado a partir de: (17).

Correlación	Expresión	Restricción
Hilpert	$Nu = C \cdot Re_D^m \cdot Pr^{\frac{1}{3}}$	$Pr \geq 0,7$
Zukauskas	$Nu = C \cdot Re_D^m \cdot Pr^n \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_s}\right)^{\frac{1}{4}}$	$0,7 \leq Pr \leq 500$ $1 \leq Re_D \leq 10^6$
Churchill y Bernstein	$Nu = 0,3 + \frac{0,62 \cdot Re_D^{\frac{1}{2}} \cdot Pr^{\frac{1}{3}}}{[1 + \left(\frac{0,4}{Pr}\right)^{\frac{1}{4}}]} \cdot \left[1 + \left(\frac{Re_D}{282.000}\right)^{\frac{5}{8}}\right]^{\frac{4}{5}}$	$Re_D \cdot Pr \geq 0,2$

En donde Re_D es el número de Reynolds, el cual se obtiene mediante la ecuación 1.38, y Pr es el número de Prandtl, cuyo valor está tabulado a diferentes temperaturas. En cuanto a C , m y n , son constantes cuyo valor está también tabulado en función del Reynolds y de la geometría (17).

$$Re_D = \frac{v \cdot \rho \cdot D}{\mu} \quad [1.38]$$

Como se aprecia en la *tabla 25*, la correlación que abarca un rango más amplio de valores es la de *Churchill y Bernstein*, por lo que es la expresión que se va a emplear para obtener el coeficiente de convección del aire. En ella, las propiedades del aire se obtienen a la temperatura ambiente (300K aproximadamente).

En la siguiente tabla se muestran los valores de las variables necesarias para el cálculo del coeficiente de convección del aire y los resultados obtenidos. Se asume una velocidad del aire en este caso de 7 nudos, pues en el estudio meteorológico se aprecia que es el valor más frecuente de velocidad del viento en la zona.

Tabla 26. Parámetros para la obtención del coeficiente de convección del aire. Elaborado a partir de (17).

Parámetro	Valor
$\rho(kg/m^3)$	1,161
$\mu((N \cdot s)/m^2)$	$1,846 \cdot 10^{-5}$
$k(W/(m \cdot K))$	0,026
Pr	0,707
$v(m/s)$	3,6
Re_D	362.262,19
$Re_D \cdot Pr$	256.119,37
Nu	543,55
$h_{\infty}(W/(m^2 \cdot K))$	8,833

La restricción de la correlación de Churchill y Bernstein se cumple, por lo que es adecuada para la obtención del coeficiente deseado. Conocido su valor, se puede obtener finalmente el calor transferido desde el interior del reactor hacia los alrededores mediante la ecuación 1.34.

Dado que el espesor del aislante suele tener un valor óptimo, es de gran utilidad a la hora de diseñar el aislamiento representar gráficamente el calor perdido (Q) con respecto al radio exterior contando el aislante (r_3). Esto se debe a que, llegado un punto, aunque se siga reduciendo la cantidad de calor perdida, la reducción es relativamente pequeña comparada con el valor que se perdía inicialmente sin el aislante, por lo que no estaría justificado el gasto económico adicional de emplear mayor espesor.

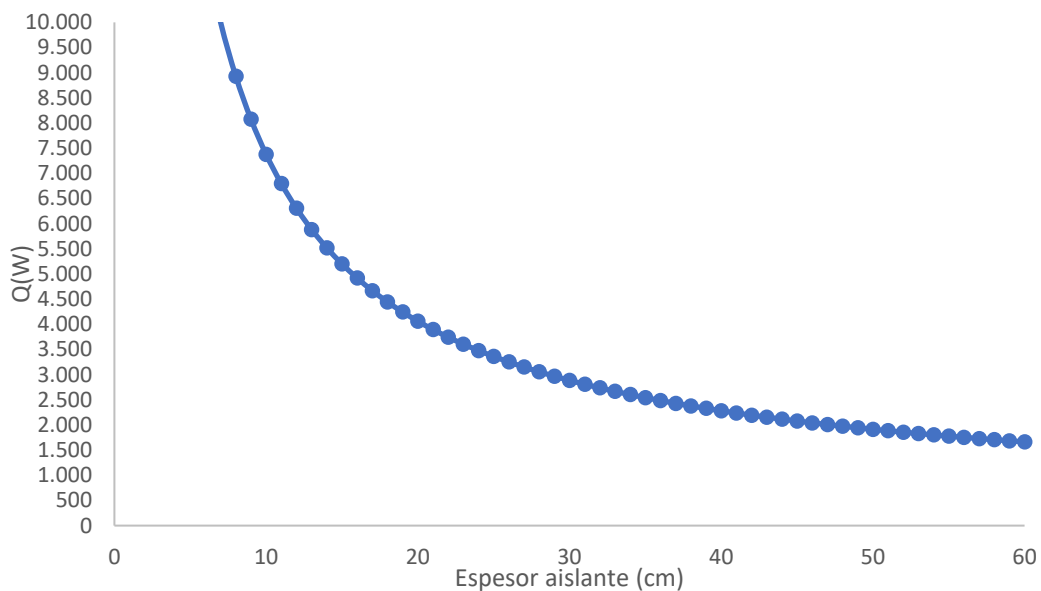


Figura 20. Calor perdido hacia el exterior en función del espesor del aislante.

Para realizar la elección de espesor, se compara la reducción de pérdidas de calor para diferentes espesores.

Tabla 27. Reducción en las pérdidas de calor para diferentes espesores.

Espesor (cm)	Q(W)	Reducción de pérdidas (%)
25	3.039	96,31
30	2.655,17	96,77
35	2.368,71	97,12
40	2.146,57	97,39
45	1.969,14	97,61
50	1.824,05	97,78
55	1.703,12	97,93
60	1.600,72	98,06

Como se aprecia, la reducción de pérdidas entre el espesor de 30 cm y 60 cm es de poco más del 1%, por lo que se selecciona un espesor de aislante de 30 cm al no variar considerablemente las pérdidas de calor. Con este valor, se obtienen finalmente la temperatura de la pared exterior del acero y la de la superficie exterior del aislante.

Conocido el espesor, se puede determinar el peso del aislante mediante la siguiente expresión:

$$m_{\text{aislante}} = \rho_{\text{aislante}} * \pi * (r_3^2 - r_2^2) * H_v \quad [1.39]$$

En la siguiente tabla se muestran los resultados del cálculo de las temperaturas existentes en la pared exterior de la capa de acero y en la pared exterior de la capa de aislante, así como el peso del aislante implantado.

Tabla 28. Valores de las temperaturas en la pared del reactor y espesor de aislante seleccionado.

Parámetro	Valor
$k_{\text{acero}} (W/(m \cdot ^\circ C))$	52
$Q (W)$	2.886,64
$T_{s,1} (^\circ C)$	220,59
$T_{s,2} (^\circ C)$	30,29
$r_1 (m)$	0,825
$r_2 (m)$	0,834
$r_3 (m)$	1,134
$\tau_{\text{aislante}} (cm)$	30
$H_v (m)$	9,61
$m_{\text{aislante}} (kg)$	713

10.8. ANÁLISIS DE CARGAS

A pesar de que los recipientes a presión se diseñen principalmente teniendo en cuenta la presión a la que están sometidos, también es necesario tener en cuenta en toda unidad de proceso el efecto de diferentes tipos de cargas como pueden ser las cargas por viento o por peso. A

continuación, se realizará un análisis cuyo objetivo será hacer una estimación numérica de las diferentes cargas a las que está sometido el reactor R-201.

En cuanto al criterio de signos de los esfuerzos, los valores positivos se definen como tensivos y los negativos como compresivos. Además, estos signos simplemente se emplean para diferenciar el tipo de esfuerzo que se genera, a efectos de comprobación de la validez de los espesores se emplea el valor absoluto (11).

10.8.1. CARGAS POR PESO

El reactor posee diferentes cargas por peso como pueden ser la propia carcasa de acero, el catalizador contenido en los lechos o el aislante en caso de ser necesario.

10.8.1.1. Peso del reactor vacío

Para estimar la carga que supone la carcasa cilíndrica del reactor, se emplea la siguiente ecuación (11):

$$W_v = C_w \cdot \pi \cdot \rho_m \cdot D_m \cdot g \cdot (H_v + 0,8 \cdot D_m) \cdot \tau \cdot 10^{-3} \quad [1.40]$$

$$D_m = D_i + \tau \cdot 10^{-3} \quad [1.41]$$

Donde W_v es el peso de la carcasa (kg), C_w es un factor para tener en cuenta los accesorios (en este caso se elige 1,15 pues se considera que existen un número considerable de accesorios en el reactor), ρ_m es la densidad del material de construcción (kg/m^3), D_m el diámetro medio del recipiente (m), H_v es la altura del reactor (m), g la aceleración de la gravedad (m/s^2) y τ el espesor de la carcasa (mm).

10.8.1.2. Peso del catalizador

Además, también es importante calcular la carga correspondiente al peso del catalizador (W_c) contenido en el reactor, puesto que es un peso muerto que va a tener que soportar el recipiente. Esta carga depende del peso del lecho (m_c) y de la aceleración de la gravedad.

$$W_{c,i} = m_{c,i} \cdot g \quad [1.42]$$

10.8.1.3. Peso del aislante

El aislante colocado supone una carga adicional para el reactor, por lo que se debe tener en cuenta en este análisis de esfuerzos que va a soportar la unidad. Además, su valor se debe doblar para tener en cuenta también el sellado, la absorción de humedad y accesorios fijos (11). De esta manera, la carga del aislante se obtiene mediante la siguiente expresión:

$$W_{aislante} = m_{aislante} \cdot g \quad [1.43]$$

$$W_{aislante,c} = 2 \cdot W_{aislante} \quad [1.44]$$

En la *tabla 29* se muestran las cargas por peso existentes y la carga total generada por todas ellas conjuntamente (W).

Tabla 29. Cálculo de la carga por peso de la carcasa.

Parámetro	Valor
C_w	1,15
$\rho_m (kg/m^3)$	7.900
$D_m(m)$	1,667
$\tau_{carcasa}(mm)$	17,23
$W_v(N)$	$8,8 \cdot 10^4$
$W_{aislante,c}(N)$	$1,4 \cdot 10^4$
$m_{c,lecho\ 1}(kg)$	34.201,63
$m_{c,lecho\ 2}(kg)$	14.811,96
$W_{c,1}(N)$	$3,36 \cdot 10^5$
$W_{c,2}(N)$	$1,45 \cdot 10^5$
$W(N)$	$5,83 \cdot 10^5$

10.8.2. CARGAS POR VIENTO

Dado que se ha elegido una orientación vertical para el recipiente, es de interés analizar las cargas producidas por el viento, puesto que en algunos casos si el recipiente no está bien diseñado pueden suponer un problema grave.

Para el análisis de esta carga, se tiene en cuenta que la acción del viento en un recipiente vertical se comporta como una carga distribuida, de manera que se asume que el reactor se asemeja a una viga en voladizo. El momento flector generado se obtiene mediante la siguiente expresión (11):

$$M_x = \frac{F_d \cdot H^2}{2} \quad [1.45]$$

Donde W es la carga distribuida que ejerce el viento (N/m) y H es la altura de la sección cilíndrica del reactor (m).

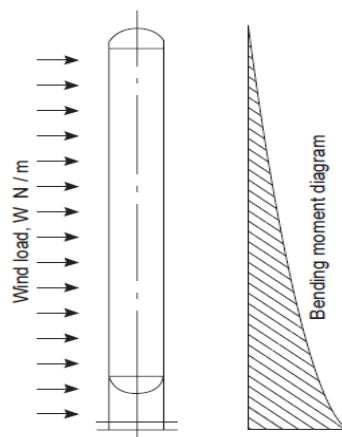


Figura 21. Momento flector en un recipiente vertical. Fuente: (11).

Para conocer el valor de W , se debe conocer la densidad del aire ρ_a (kg/m^3) y su velocidad media en la zona en la cual se va a instalar el equipo v_a (m/s) a fin de poder conocer la presión dinámica del viento P_d (N/m^2).

$$P_d = \frac{1}{2} \rho_a \cdot v_a^2 \quad [1.46]$$

$$F_d = P_d \cdot D_{ef} \quad [1.47]$$

$$D_{ef} = D_i + 2 \cdot (\tau_{carcasa} \cdot 10^{-3} + \tau_{aislante} \cdot 10^{-3}) \quad [1.48]$$

Teniendo en cuenta el estudio sobre climatología que se ha realizado en el Documento I: Memoria, se puede obtener la carga distribuida ejercida por el viento. Como el recipiente debe soportar el peor escenario posible y la mayor velocidad de viento observada en la zona es de 22 nudos (valor moderado), se decide elegir una velocidad de viento mucho más elevada y que suele emplearse en estudios de diseño preliminares (160 km/h). En la *tabla 30* se muestran los resultados del análisis de esta carga.

Tabla 30. Cálculo de la carga por viento.

Parámetro	Valor
T_{aire} ($^{\circ}C$)	16,6
H (m)	9,61
v_a (m/s)	44,44
ρ_a (kg/m^3)	1,23
P_d (N/m^2)	1.214,57
D_i (m)	1,6
$\tau_{carcasa}$ (mm)	16,72
$\tau_{aislante}$ (mm)	300
D_{ef} (m)	2,284
F_d (N/m)	2774,08
M_x ($N \cdot m$)	$1,28 \cdot 10^5$

Se ha generado en *MDSolids* la carga y se han obtenido los diagramas de cargas y del momento flector del reactor R-201, teniendo en cuenta que la fuerza máxima del viento se ejercerá sobre la base del equipo (11).

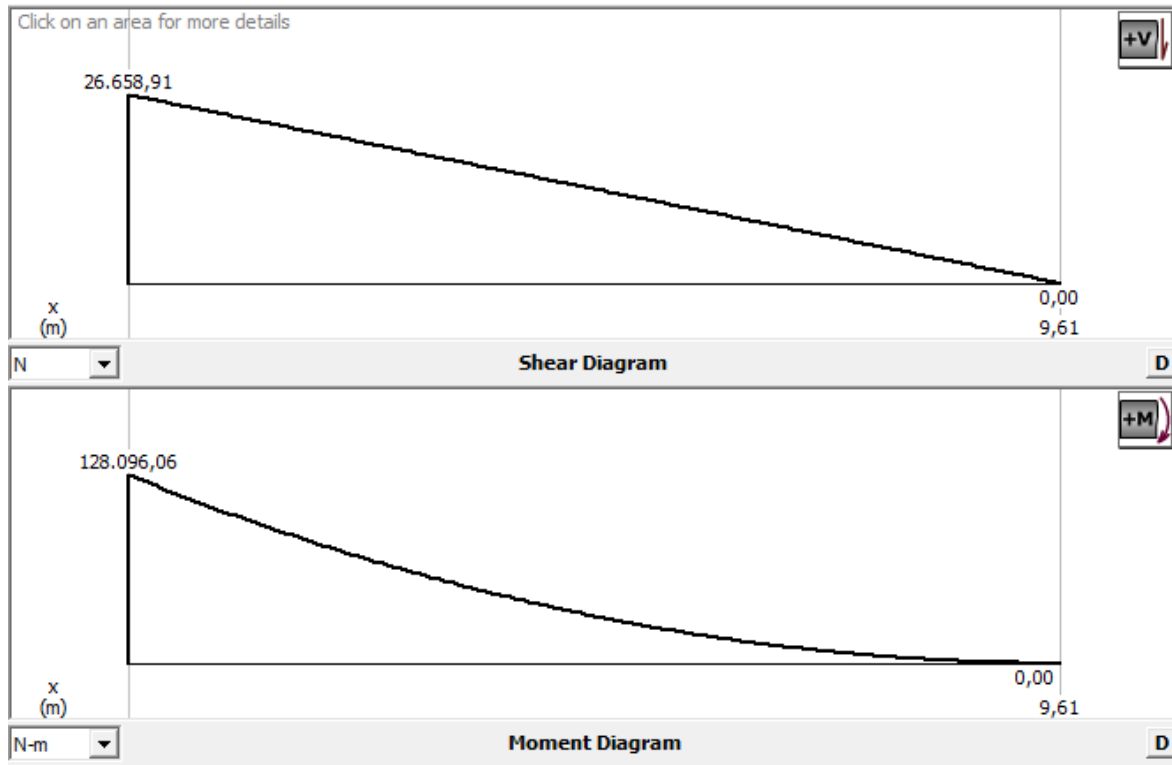


Figura 22. Diagrama de esfuerzo y momento flector de la carga de viento en el reactor. Fuente: elaboración propia en MDSolids.

Como se puede apreciar, el diagrama de cargas muestra que la máxima carga existente y el máximo momento flector tienen lugar en la base del reactor.

10.9. ANÁLISIS DE TENSIONES

10.9.1. TENSIONES DERIVADAS DE LA PRESIÓN

La presión a la cual está sometido el reactor R-201 hace que se generen tensiones radiales y longitudinales que es necesario conocer para saber si el equipo puede soportarlas. De esta forma, se calculará el esfuerzo radial (σ_r) y longitudinal (σ_L) (11).

$$\sigma_r = \frac{P_d \cdot D_i}{2 \cdot \tau_{carcasa}} \quad [1.49]$$

$$\sigma_L = \frac{P_d \cdot D_i}{4 \cdot \tau_{carcasa}} \quad [1.50]$$

Donde $\tau_{carcasa}$ es el espesor de la carcasa del reactor que se ha determinado con anterioridad. Con el fin de determinar si el reactor soportará estas tensiones, se debe comparar el esfuerzo radial y longitudinal con el esfuerzo máximo permisible del acero A387 Gr 22.

Tabla 31. Esfuerzos radial, longitudinal y máximo permisible en el reactor R-201.

Parámetro	Valor
$\sigma_r (N/m^2)$	$1 \cdot 10^8$
$\sigma_L (N/m^2)$	$5 \cdot 10^7$
$S (N/m^2)$	$1,14 \cdot 10^8$

Como se puede observar en la tabla, ambos valores son menores a la tensión máxima admisible por el material de la carcasa, por lo que el reactor soportará perfectamente las tensiones radial y longitudinal.

10.9.2 TENSIONES COMBINADAS

El equipo va a soportar tensiones combinadas que es necesario conocer para saber si soportará la carga que se produce por acción conjunta de diferentes cargas longitudinales y radiales. Se considera que en el eje radial sólo actúa la presión, por lo que el esfuerzo total radial se asume igual al esfuerzo radial por presión (σ_r).

Por otra parte, la tensión longitudinal total depende de varios esfuerzos (11):

- El esfuerzo longitudinal por presión (σ_L , ya calculado)
- El esfuerzo debido al peso del reactor (σ_w).
- El esfuerzo de flexión debido a las cargas por viento (σ_b).

$$\sigma_w = \frac{W}{\pi \cdot (D_i + \tau_{carcasa}) \cdot \tau_{carcasa}} \quad [1.51]$$

$$\sigma_b = \pm \frac{M_x}{I_v} \cdot \left(\frac{D_i}{2} + \tau_{carcasa} \right) \quad [1.52]$$

$$I_v = \frac{\pi}{64} \cdot (D_0^4 - D_i^4) \quad [1.53]$$

$$D_0 = D_i + 2 \cdot \tau_{carcasa} \quad [1.54]$$

Siendo D_0 el diámetro del reactor contando el espesor de la carcasa, Además, σ_w toma signo negativo en la suma de esfuerzos por estar ubicadas las cargas encima del plano del soporte. De esta manera, la tensión longitudinal total

$$\sigma_{L,total} = \sigma_L - \sigma_w \pm \sigma_b \quad [1.55]$$

Se obtiene como:

$$\sigma_{L,total} = \sigma_L - \sigma_w \pm \sigma_b \quad [1.56]$$

Donde el esfuerzo de flexión puede tomar valor positivo o negativo en función de si el viento sopla a favor o en contra, respectivamente. Esto se debe a que se considera que la única carga que ejerce momento es el viento y su valor es el mismo que el obtenido con anterioridad. En este caso se tomará como positivo pues se asume que sopla a favor.

Tabla 32. Esfuerzo longitudinal total en el reactor.

Parámetro	Valor
$\sigma_L (N/m^2)$	$5 \cdot 10^7$
$\sigma_r (N/m^2)$	$1 \cdot 10^8$
$W (N)$	$5,83 \cdot 10^5$
$\tau_{carcasa} (m)$	$16,72 \cdot 10^{-3}$
$D_i (m)$	1,65
$D_0 (m)$	1,684
$\sigma_w (N/m^2)$	$6,46 \cdot 10^6$
$I_v (m^4)$	0,03
$M_x (N \cdot m)$	$1,28 \cdot 10^5$
$\sigma_b (N/m^2)$	$3,59 \cdot 10^6$
$\sigma_{L,total} (N/m^2)$	$4,71 \cdot 10^7$

Para comprobar si el recipiente soportará estas tensiones combinadas, se suele emplear en recipientes a presión el criterio de máximo esfuerzo de tensión. En este criterio se determinan 3 tensiones principales, las cuales son (11):

$$\sigma_1 = \frac{1}{2} \left(\sigma_r + \sigma_{L,total} + \sqrt{(\sigma_r - \sigma_{L,total})^2 + 4 \cdot \tau^2} \right) \quad [1.57]$$

$$\sigma_2 = \frac{1}{2} \left(\sigma_r + \sigma_{L,total} - \sqrt{(\sigma_r - \sigma_{L,total})^2 + 4 \cdot \tau^2} \right) \quad [1.58]$$

$$\sigma_3 = 0,5 \cdot P \quad [1.59]$$

Donde el tercer esfuerzo principal (σ_3) es en la dirección radial y normalmente se puede asumir cero para recipientes de paredes delgadas, pero a modo de aproximación suele obtenerse como la mitad de la carga por presión existente en el equipo. En cuanto a P , es la presión de operación de la unidad de proceso.

De esta manera, se determina la mayor diferencia entre los esfuerzos que se han mencionado y se compara la mayor diferencia obtenida con el valor de tensión máxima admisible por el material de construcción (A387 Gr 22).

Tabla 33. Comprobación del diseño mecánico de la carcasa del reactor R-201.

Parámetro	Valor
$P (N/m^2)$	$2 \cdot 10^6$
$\sigma_1 (N/m^2)$	$1 \cdot 10^8$
$\sigma_2 (N/m^2)$	$4,71 \cdot 10^7$
$\sigma_3 (N/m^2)$	$1,01 \cdot 10^6$
$\sigma_1 - \sigma_2 (N/m^2)$	$5,29 \cdot 10^7$
$\sigma_1 - \sigma_3 (N/m^2)$	$9,9 \cdot 10^7$
$\sigma_2 - \sigma_3 (N/m^2)$	$4,61 \cdot 10^7$
$S (N/m^2)$	$1,14 \cdot 10^8$

Tras analizar los resultados de la comprobación del diseño mecánico mostrados en la anterior tabla, se concluye que la carcasa diseñada soportará las cargas existentes y, por tanto, el diseño es adecuado.

10.10. ELECCIÓN SOPORTE DEL REACTOR

10.10.1. TIPO DE SOPORTE

La forma de soportar recipientes depende de la forma, tamaño, peso de la unidad y orientación (vertical u horizontal). Además, también influyen otros factores como la temperatura, presión de diseño y la ubicación del equipo.

En el caso del reactor R-201, la orientación es vertical, por lo que el soporte más adecuado suele ser el de tipo falda. Esto se debe al hecho de que para recipientes verticales no imponen cargas concentradas en la carcasa.

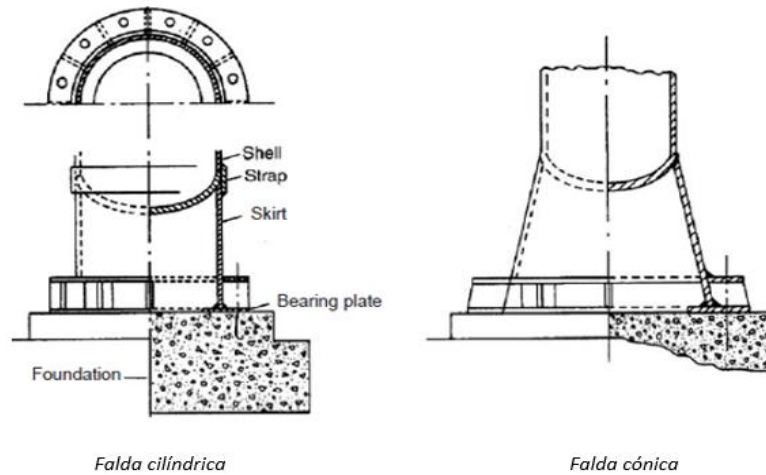


Figura 23. Principales tipos de soportes de falda. Fuente: (11).

Se escoge el soporte de falda cilíndrica, siendo necesario definir el tipo de soldadura existente entre el soporte y el equipo. En la figura 24 se muestran los principales tipos de soldadura.

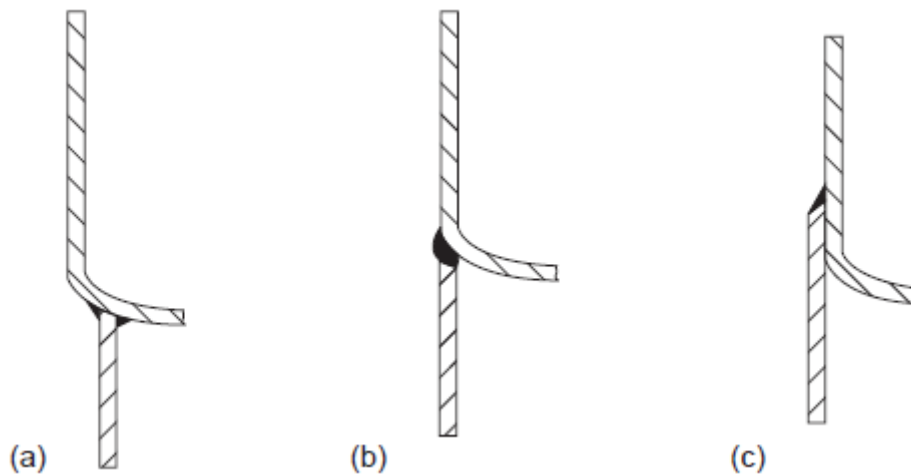


Figura 24. Tipos de soldadura del soporte en la carcasa. a) Soldadura en la cabeza inferior b) Soldadura en la esquina de la carcasa c) Soldadura en el exterior de la carcasa. Fuente: (11).

Se escoge la soldadura del soporte en la esquina de la carcasa por ser el más empleado habitualmente en este tipo de casos (11).

10.10.2. ESPESOR DEL SOPORTE

El espesor del soporte debe ser tal que pueda soportar las cargas por peso muerto y momento flector a las que está sometido el reactor. No se considera la presión puesto que no está sometido a ella.

Para obtener el espesor, es necesario conocer el esfuerzo, tanto de flexión (σ_{sf}) como de compresión (σ_{sc}), al que está sometido (11). Estos esfuerzos dependen del esfuerzo flector (σ_{bs}) y del esfuerzo generado por el peso muerto del recipiente (σ_{ws}).

$$\sigma_{sf} = \sigma_{bs} - \sigma_{ws} \quad [1.60]$$

$$\sigma_{sc} = \sigma_{bs} + \sigma_{ws} \quad [1.61]$$

$$\sigma_{bs} = \frac{4 \cdot M_s}{\pi \cdot (D_s + \tau_{sk}) \cdot \tau_{sk} \cdot D_s} \quad [1.62]$$

$$\sigma_{ws} = \frac{W}{\pi \cdot (D_s + \tau_{sk}) \cdot \tau_{sk}} \quad [1.63]$$

$$M_s = \frac{P_d \cdot H_s^2}{2} \quad [1.64]$$

Donde M_s es el momento flector máximo evaluado en la base de la falda (se asume un valor de altura de la falda de 1 m), W es el peso muerto del equipo y accesorios, D_s el diámetro interno de la falda (se asume igual al del reactor) y τ_{sk} el espesor de la falda (no se conoce, se asume igual al espesor mínimo de 6 mm para este tipo de soportes y se comprueba su validez).

Tabla 34. Espesor del soporte y esfuerzos a los que está sometido.

Parámetro	Valor
$\tau_{sk}(m)$	$6 \cdot 10^{-3}$
$D_s(m)$	1,65
$F_d(N/m^2)$	2.774,08
$H_s(m)$	10,61
$M_s(N \cdot m)$	$1,56 \cdot 10^5$
$W(N)$	$5,83 \cdot 10^5$
$\sigma_{bs}(N/m^2)$	$1,21 \cdot 10^7$
$\sigma_{ws}(N/m^2)$	$1,87 \cdot 10^7$
$\sigma_{sf}(N/m^2)$	$-6,6 \cdot 10^6$
$\sigma_{sc}(N/m^2)$	$3,08 \cdot 10^7$

Para la comprobación del espesor de la falda, se debe asegurar que para el peor caso de combinación de cargas de viento y peso muerto no se exceden ninguno de los siguientes criterios:

$$\sigma_{sf} \leq S_s \cdot E \cdot \sin\theta_s \quad [1.65]$$

$$\sigma_{sc} \leq 0,125 \cdot E_y \cdot \frac{\tau_{sk}}{D_s} \cdot \sin\theta_s \quad [1.66]$$

Donde S_s es el máximo esfuerzo permisible del material del soporte, E es la eficiencia de soldadura, θ_s es el ángulo del soporte (varía entre 80-90°) y E_y es el módulo de Young del material.

Para el material del soporte, se elige el mismo que para la carcasa, puesto que su precio es relativamente bajo comparado con los demás materiales y presenta muy buenas propiedades mecánicas. En cuanto a la eficiencia de la soldadura, se elige un valor de 0,85 puesto que el soporte no está sometido a la elevada presión del reactor.

Tabla 35. Comprobación del espesor del soporte.

Parámetro	Valor
$S_s \text{ (N/m}^2\text{)}$	$1,14 \cdot 10^8$
E	0,85
$\theta_s(^{\circ})$	90
$E_y \text{ (N/m}^2\text{)}$	$2,1 \cdot 10^{11}$
$\sigma_{sf} \text{ (N/m}^2\text{)}$	$-6,6 \cdot 10^6$
$\sigma_{sc} \text{ (N/m}^2\text{)}$	$3,08 \cdot 10^7$
$S_s \cdot E \cdot \sin \theta_s$	$9,69 \cdot 10^7$
$0,125 \cdot E_y \cdot \frac{\tau_{sk}}{D_s} \cdot \sin \theta_s$	$9,55 \cdot 10^7$

Al emplear el espesor mínimo se reducen los costes, por lo que este espesor es el que ofrece el menor coste de soporte y, en este caso, es suficiente para soportar las cargas existentes en el equipo.

10.11. TUBULADURAS Y COMPENSACIÓN

El reactor del proceso consta de dos corrientes de entrada y dos corrientes de salida del equipo. Las dos entradas se deben a la alimentación al reactor y al efluente de reacción proveniente del intercambiador intermedio, mientras que las dos salidas se deben a la salida del efluente de reacción del primer lecho hacia el intercambiador de calor y a la salida del reactor de la corriente proveniente del segundo lecho.

De esta manera, serán necesarias 4 tubuladuras para permitir la entrada y la salida de las corrientes mencionadas. El aspecto de estas conexiones se muestra a continuación:



Figura 25. Tubuladura industrial. Fuente: (18).

Para conocer el diámetro de estas conexiones, se asume un valor dentro del rango recomendado para gases, escogiéndose el valor de 15 m/s. Con este valor de velocidad y el caudal volumétrico

(m^3/s), se puede obtener el valor del área de la tubuladura, el cual se calculará para la corriente de entrada:

$$A = \frac{Q}{v} \quad [1.67]$$

Conocida el área, sabiendo que la tubuladura tiene sección cilíndrica puede obtenerse su diámetro:

$$D = \sqrt{\frac{A \cdot 4}{\pi}} \quad [1.68]$$

En la siguiente tabla se muestran los parámetros necesarios para su cálculo y el valor obtenido:

Tabla 36. Dimensiones de las tubuladuras.

Parámetro	Valor
$Q(m^3/s)$	0,182
$v(m/s)$	15
$A(m^2)$	0,012
$D(m)$	0,124

El hecho de colocar tubuladuras provoca un decrecimiento en el esfuerzo que puede soportar la carcasa y aumentan la concentración de tensiones en los puntos de instalación, por lo que es necesario el empleo de compensaciones para las aperturas.

Generalmente, la compensación más fácil de realizar consiste en la soldadura de almohadillas alrededor de la apertura, reforzando así la zona. Para el diseño de estas compensaciones, se suele tomar el diámetro de la compensación en términos relativos al diámetro de la apertura (las relaciones entre diámetro de almohadilla y conexión suelen estar entre 1,5 y 2). (SINNOT)

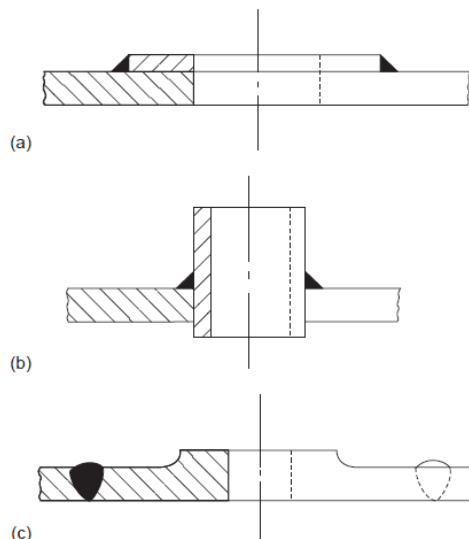


Figura 26. Principales tipos de compensaciones para las conexiones del reactor R-201. a) Almohadilla soldada b) Boquilla insertada c) Anillo forjado. Fuente: (11).

11. SISTEMA DE ALIVIO DE PRESIÓN

Los dispositivos de alivio de presión son necesarios para la operación segura de recipientes a presión. De esta manera, todos los equipos sujetos a la sección VIII del código ASME BPV deben estar equipados con un dispositivo de alivio de presión (11).

Este dispositivo evita que se produzca un accidente en caso de sobrepresión en la unidad de proceso, pues permite liberar dicha sobrepresión cuando supera el valor máximo de presión de trabajo. El dispositivo de alivio primario debe estar diseñado de forma que se active cuando la presión aumenta hasta un valor un 10% superior al de operación (o superior en 20kPa, se escoge el mayor valor).

La válvula de alivio más empleada es la cargada por resorte, la cual se muestra en la siguiente figura:

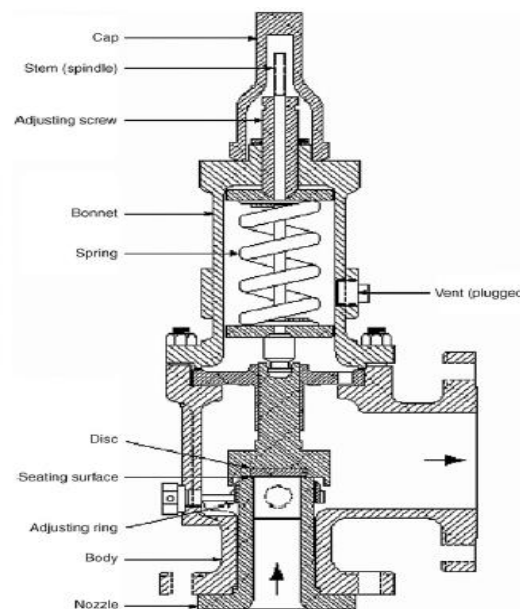


Figura 27. Esquema de una válvula de alivio cargada por resorte. Fuente: (11).

Para el diseño de la válvula, se debe conocer en primer lugar la presión crítica, la cual determinará si hay flujo crítico en la boquilla de la válvula. El flujo crítico es el máximo flujo que se puede tener lugar y se corresponde con la velocidad del sonido en la boquilla del sistema de alivio.

La determinación del tipo de flujo es de gran importancia, pues si hay flujo crítico, la presión en la boquilla de la válvula de alivio no puede caer por debajo del valor de la presión crítica. Para obtener esta presión se emplea la siguiente expresión:

$$\frac{P_{cf}}{P_1} = \left[\frac{2}{\gamma + 1} \right]^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} \quad [1.69]$$

$$P_1 = (20 - 1) \cdot 1,1 + 1 \quad [1.70]$$

En donde P_{cf} es la presión crítica, P_1 es la presión a la entrada de la válvula de alivio y γ es el cociente entre calores específicos a presión constante y a volumen constante (C_p/C_v). La obtención de este último parámetro se realizará mediante *Aspen HYSYS* y se obtendrá como la media para los valores obtenidos a la entrada del reactor salida del primer lecho y salida del segundo lecho, teniendo en cuenta que la mezcla se comporta como un gas ideal. Se considera que existe flujo crítico si la presión crítica es mayor que la presión de salida del sistema de alivio del reactor (presión atmosférica).

En la siguiente tabla se muestran los resultados del cálculo de la presión crítica y los parámetros necesarios para su obtención.

Tabla 37. Cálculo de la presión crítica.

Parámetro	Valor
$P_1(bar)$	21,9
γ	1,065
$P_{cf}(bar)$	14,21
$P_{atmosférica}(bar)$	1

Como se puede apreciar, existirá flujo crítico, puesto que la presión crítica obtenida es mayor a la atmosférica. En estas condiciones existe flujo crítico y el área de descarga del dispositivo de alivio se determina mediante las siguientes expresiones siguiendo el estándar API 520 en las unidades del SI:

$$A (mm^2) = \frac{M}{C \cdot K_d \cdot P_1 \cdot K_b \cdot K_c} \cdot \sqrt{\frac{T \cdot Z}{M_m}} \quad [1.71]$$

$$C = 0,03948 \cdot \sqrt{\gamma \cdot \left(\frac{2}{\gamma + 1}\right)^{\frac{(\gamma+1)}{(\gamma-1)}}} \quad [1.72]$$

En donde:

- M es el caudal másico especificado para la válvula, el cual se toma igual al caudal másico de entrada al reactor (kg/h).
- P_1 es la presión aguas arriba (kPa) y ya se ha obtenido mediante la ecuación x.
- K_d es el coeficiente de descarga y su valor es de 0,975 para una válvula de alivio de presión.
- K_b es el factor de corrección por contrapresión que se asume 1 para flujo crítico.
- K_c es el factor de corrección de combinación que se asume 1 por no existir discos de ruptura aguas arriba del reactor.
- T es la temperatura de descarga de la válvula, se escoge la temperatura más elevada que tiene lugar en el equipo ($222^\circ C$).
- Z es el factor de compresibilidad en las condiciones de entrada de la mezcla a la unidad.
- M_m es la masa molecular de la mezcla (g/mol).

En la siguiente tabla se muestran los resultados, así como el diámetro que debería tener el dispositivo de alivio (D_o) teniendo en cuenta que su geometría es cilíndrica.

Tabla 38. Parámetros necesarios para el dimensionamiento de la válvula y área efectiva obtenida.

Parámetro	Valor
$M (kg)$	$1,908 \cdot 10^4$
$P_1 (kPa)$	2.190
C	$2,45 \cdot 10^{-2}$
K_d	0,975
K_b	1
K_c	1
$T (K)$	495
Z	0,887
$M_m (g/mol)$	54,50
$A (mm^2)$	944,63
$D_o (mm)$	34,68

Conocida el área de descarga, se puede escoger la válvula adecuada para el sistema de alivio del reactor R-201. De esta forma, se escogerá una válvula cuyo orificio proporcione un área de descarga igual o superior a la calculada previamente. De esta manera, se ha recurrido a un catálogo de válvulas cargadas por resorte.

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 28. Catálogo de válvulas cargadas por resorte. Fuente: (19).

Tras revisar el catálogo, el valor de área superior al calculado se corresponde con 1186mm², el cual lo proporciona un orificio de tipo K, por lo que será el orificio que se empleará en este sistema de alivio. En lo relativo al tipo de válvula a emplear, dado que las del estilo JOS/JBS pueden trabajar con gases, se elegirá esta línea de producto.

12. VALIDACIÓN DEL DISEÑO

Para comprobar la validez del diseño, se han comparado los valores obtenidos para el reactor diseñado con los valores de un reactor industrial operativo que trabaja con nafta en la refinería de Baiji. En la siguiente tabla se muestra la comparación:

Tabla 39. Comparación con un reactor industrial de isomerización de nafta. Fuente: elaborado a partir de (20).

Parámetro	R-201	Reactor industrial
<i>Altura (m)</i>	10,58	13,84
<i>Diámetro(m)</i>	1,65	2,9
<i>Alimentación</i>	Butano	Nafta

Como se puede apreciar, los valores de altura y diámetro no son muy diferentes, por lo que se asume que el diseño del reactor se adecúa a las dimensiones que suelen existir en las unidades de reacción de este tipo de procesos.

13. BIBLIOGRAFÍA

1. ROBERT A. MEYERS, Ph.D. *Handbook of Petrochemicals Production Processes*. [En línea] 2019. [Citado el: 20 de Marzo de 2021.] Disponible en: <https://www-accessengineeringlibrary-com.ezbusc.usc.gal/content/book/9781259643132/chapter/chapter4>. ISBN: 9781259643132.
2. *n-Alkane isomerization by catalysis-a method of industrial importance: An overview*. ABHISHEK DHAR, ROHIT L. VEKARIYA & POONAM BHADJA. 2018, *Cogent Chemistry*, Vol. 4.
3. *Butane isomerization over platinum promoted sulfated zirconia catalysts*. H. LIU, V. ADEEVA, G.D. LEI, W.M.H SACTHLER. 1995, *Journal of Molecular Catalysis*, Vol. 100.
4. FOGLER, H. SCOTT. *Elements of chemical reaction engineering*. 5. s.l. : Financial Times Prentice Hall, 2016. 978-0-13-388751-8.
5. GOVERNMENT, UNITED STATES. *National Institute of Standards and Technology*. [En línea] [Citado el: 11 de Mayo de 2021.] <https://webbook.nist.gov/chemistry/>.
6. *Determination of Equilibrium Constants for Butanes and Pentanes*. Herman Pines, Bruno Kvetinskas, Louis S. Kassel, V. N. Ipatieff. 1945, *Journal of the American Chemical Society*.
7. LØFTEN, THOMAS. CORE. [En línea] [Citado el: 16 de Mayo de 2021.] <https://core.ac.uk/reader/52103418>.
8. SMITH, ROBIN. *CHEMICAL PROCESS DESIGN AND INTEGRATION*. Wiley-Blackwell, 2016. 978-1119990130.
9. TRAMBOUZE, PIERRE. *CHEMICAL REACTORS: FROM DESIGN TO OPERATION*. Editions Technip, 2004. 978-2710808459.
10. DR. DON W. GREEN, DR. MARYLEE Z. SOUTHARD. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. s.l. : McGraw-Hill Education, 2019. 9780071834087.
11. R.K. SINNOTT, GAVIN TOWLER. *Chemical Engineering Design*. s.l. : Butterworth-Heinemann, 2019. 978-0081025994.
12. ASHBY, MICHAEL F. *Materials Selection in Mechanical Design*. s.l. : Butterworth-Heinemann, 2005.
13. GRACO. [En línea] [Citado el: 25 de Mayo de 2021.] https://www.graco.com/content/dam/graco/ipd/literature/misc/chemical-compatibility-guide/Graco_ChemCompGuideEN-B.pdf.
14. MATWEB. [En línea] [Citado el: 25 de Mayo de 2021.] <http://www.matweb.com>.
15. SLAWINSKI. [En línea] [Citado el: 28 de Mayo de 2021.] <https://www.slawinski.co.uk/products/ellipsoidal-heads/>.
16. CORNING, OWENS. *Industrial Insulation*. [En línea] [Citado el: 27 de Mayo de 2021.] http://www.industrialinsulation.com/images/fiberglass_pipe_tank_wrap_OC_data_sheet_082018.pdf.
17. INCROPERA, FRANK P. *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*. s.l. : Wiley, 2006. 978-0470055540.

18. TRAINING, ARVENG. [En línea] [Citado el: 26 de Mayo de 2021.]
<https://arvengtraining.com/en/nozzle-design-the-weak-point-of-every-equipment/>.
19. INC, CROSSBY VALVE. *Crossby Pressure Relief Valve Engineering Handbook*. 1997.
20. *Modelling of an industrial naphtha isomerization reactor and development of a new isomerization process*. AHMED A.M.; JARULLAH, A.T.; ABED, F.M.; MUJTABA, IQBAL M. Elsevier B.V., Septiembre de 2018, *Chemical Engineering Research and Design*, Vol. 137, págs. 33-46.

PARTE II.

COLUMNA DE
DESTILACIÓN

T-301

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN	4
2. CONSIDERACIONES PREVIAS	5
2.1. CORRIENTE DE ALIMENTACIÓN Y GRADO DE SEPARACIÓN REQUERIDA.....	5
2.2. CONDICIONES DE OPERACIÓN: CONTINUO O DESCONTINUO	5
2.3. TIPO DE CONTACTO: PLATOS O RELLENO	6
3. DISEÑO TERMODINÁMICO	7
3.1. BALANCE DE MATERIA	7
3.1.1. BALANCE COLUMNA T-301	7
3.1.2. RESULTADOS BALANCE DE MATERIA A LA COLUMNA T-301.....	8
3.1.3. BALANCE DE MATERIAL AL CONDENSADOR Y CALDERA	8
3.1.4. RESULTADOS BALANCE DE MATERIA AL CONDENSADOR Y CADERA.....	9
3.1.5. BALANCE DE ENERGÍA	10
3.2. SELECCIÓN DE LA PRESIÓN DE OPERACIÓN.....	11
3.3. CÁLCULO DE VOLATILIDAD Y TEMPERATURA DE BURBUJA Y ROCIO	12
3.3.1. VOLATILIDAD ABSOLUTA.....	12
3.3.2. VOLATILIDAD RELATIVA.....	12
3.3.3. TEMPERATURA DE BURBUJA Y ROCÍO	13
3.4. COMPROBACIÓN MODELO TERMODINÁMICO.....	15
3.5. MÉTODO MCCABE-THIELE.....	16
3.5.1. INTRODUCCIÓN	16
3.5.2. CÓDIGO PROGRAMADO EN MATLAB.....	19
3.5.3. RESULTADOS	21
3.6. MÉTODO SHORTCUT	22
3.6.1. ECUACIÓN DE FENSKE	23
3.6.2. ECUACIONES DE UNDERWOOD.....	23
3.6.3. NÚMERO REAL DE ETAPAS.....	23
3.6.4. LOCALIZACIÓN ÓPTIMA DE LA ALIMENTACIÓN	24
3.6.5. RESULTADOS MÉTODO APROXIMADO SHORTCUT.....	24
3.7. DISEÑO RIGUROSO. ECUACIONES MESH.	25
3.7.1. SECCIÓN DE RECTIFICACIÓN.....	26
3.7.2. SECCIÓN DE AGOTAMIENTO	31
3.7.3. COMPROBACIÓN ALIMENTACIÓN	34
3.8. RESULTADOS DISEÑO RIGUROSO.....	35
3.9. VERIFICACIÓN DE LOS CÁLCULOS REALIZADOS.	37

3.10. CONCLUSIÓN DISEÑO TERMODINÁMICO	37
4. DISEÑO HIDRÁULICO	39
4.1. EFICIENCIA DEL PLATO	39
4.2. ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE LA COLUMNA.....	40
4.3. CARACTERIZACIÓN DEL FLUJO DE LA CORRIENTE LÍQUIDA	43
4.4. DISEÑO PROVISIONAL DEL PLATO.....	44
4.4.1. ELECCIÓN DEL TIPO DE PLATO	44
4.4.2. DISEÑO HIDRÁULICO PROVISIONAL DEL PLATO.	45
4.5. DETALLES DEL PLATO	47
4.6. CÁLCULO DEL PITCH DEL ORIFICO.....	49
4.7. COMPROBACIÓN DEL GOTEIO	50
4.8. COMPROBACIÓN DE LA CAÍDA DE PRESIÓN	52
4.9. COMPROBACIÓN DEL RETORNO DE LA BAJANTE	54
4.10. CÁLCULO DEL TIEMPO DE RESIDENCIA	56
4.11. COMPROBACIÓN DE LA INUNDACIÓN	56
4.12. COMPROBACIÓN DEL ARRASTRE	57
5. DISEÑO MECÁNICO	58
5.1. CODIGOS DE DISEÑO EMPLEADOS.....	58
5.2. TEMPERATURA DE DISEÑO	58
5.3. PRESIÓN DE DISEÑO.....	58
5.4. MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN	59
5.5. ESPESOR DE PARED	62
5.6. DISEÑO DE LOS CABEZALES.....	64
5.7. ALTURA DE LA COLUMNA	67
5.8. AISLAMIENTO TÉRMICO	68
5.9. CÁLCULO DE LAS CARGAS	71
5.9.1. CARGAS POR PESO	71
5.9.2. CARGAS POR VIENTO	72
5.9.3. ESFUERZOS PRIMARIOS.....	73
5.9.4. ESFUERZOS DE COMPRESIÓN Y ESTABILIDAD ELÁSTICA.....	75
5.9.5. ESFUERZOS PRINCIPALES.....	75
5.9.6. VALOR MÁXIMO DEL ESFUERZO PERMITIDO.....	76
5.9. BOQUILLAS Y ACCESORIOS DE LA COLUMNA	77
6. DISEÑO DEL SOPORTE	78
7. VÁLVULA DE ALIVIO.....	81
8. BIBLIOGRAFÍA.....	84

1. INTRODUCCIÓN

La destilación es probablemente el proceso de separación más empleado en la industria, sus aplicaciones van desde la destilación del alcohol, práctica que se remonta a la antigüedad, hasta el fraccionamiento de petróleo. Se trata de una separación de una mezcla homogénea que tiene como base la diferencia entre las volatilidades de los componentes.

De este modo, la separación se lleva a cabo mediante una serie de etapas de equilibrio donde existe un mecanismo de transferencia de materia el cual permite la separación de los productos deseados, obteniendo una corriente rica en componentes más volátiles por cabezas, mientras que por colas se obtiene una corriente rica en componentes menos volátiles.

La sección por encima de la corriente de alimentación se conoce como la sección de stripping, mientras que la inferior se conoce como la sección de enriquecimiento. En la parte superior de la columna, se necesita líquido para alimentar la cascada de la sección de rectificación, lo cual es conseguido mediante el empleo de un condensador en la parte superior de la columna, que condensa el vapor que se obtiene en la etapa superior de forma que parte del líquido sea devuelto a la columna, mientras que el resto se obtiene como producto (el producto obtenido por cabezas es conocido como destilado). Este condensador puede condensar la totalidad del flujo de vapor que le llega, o por el contrario puede condensar solo una parte si no se desea un producto líquido. En el primer caso, se trata de un condensador total, mientras que el segundo se conoce como condensador parcial. Esto se ilustra en la Figura 1.

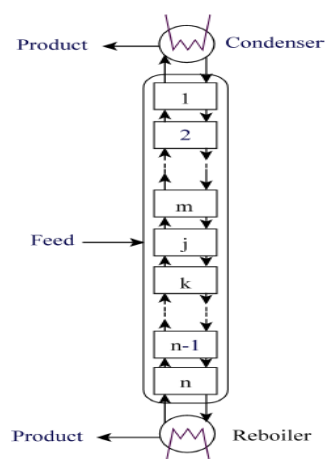


Figura 1 cascada de etapas de equilibrio con reflujo y caldera. Fuente (2)

Existen multitud de configuraciones diferentes en el diseño de columnas de destilación, diferentes configuraciones abarcan desde el número de corrientes de alimentación o el uso de corrientes laterales. Además, a la hora de realizar un diseño se debe tener en cuenta que la destilación puede ser llevada a cabo tanto para mezclas multicomponentes, como para mezclas binarias.

El propósito principal de la columna de diseño T-301 es realizar una separación binaria entre el isobutano y el n-butano, de forma que se obtenga una pureza final del isobutano del 99%. Para realizar de forma correcta el diseño de la columna de destilación deben seguirse los siguientes pasos:

1. Consideraciones previas:
 - 1.2 Especificar el grado de separación requerida (especificaciones del producto)
 - 1.3 Seleccionar las condiciones de operación: Batch o continuo, así como la presión de operación.
 - 1.4 Seleccionar el tipo de contacto
2. Diseño termodinámico: determinar el número de etapas de equilibrio y reflujo necesario.

3. Dimensionar hidráulico: dimensionamiento de la columna, número y clase de platos, distribuidores, etc.
4. Diseño mecánico: exterior de la columna.

2. CONSIDERACIONES PREVIAS

En los siguientes apartados se muestran las consideraciones previas necesarias para realizar el diseño de la columna de destilación T-301.

2.1. CORRIENTE DE ALIMENTACIÓN Y GRADO DE SEPARACIÓN REQUERIDA

La corriente que se alimenta a la columna de destilación T-301 está formada principalmente por isobutano y butano, conformando una mezcla con una baja concentración de isopentano y apenas trazas de propano. Las composiciones y caudales de la corriente de alimentación se detallan en la tabla 1.

Tabla 1 Composición corriente alimentación.

	Caudal molar (kmol/h)	Fracción molar
Propano	0,094	<0,01
Isobutano	155,56	0,482
Butano	162,862	0,505
Isopentano	4,114	0,013
Total	322,63	1

De este modo, teniendo en cuenta la baja proporción de isopentano, y que su temperatura de ebullición es superior a la del butano, se aproxima el diseño a una columna binaria (isobutano-butano). Por otro lado, como ya se ha mencionado, el objetivo de la separación es obtener isobutano con una pureza del 99,5%. De este modo, teniendo en cuenta sus volatilidades, el objetivo es conseguir una corriente de destilado de isobutano al 99,5% y por colas una mezcla compuesta por el butano y las trazas de isopentano.

2.2. CONDICIONES DE OPERACIÓN: CONTINUO O DESCONTINUO

El proceso en el que se integra esta columna es un proceso continuo con corriente y composiciones constantes, trabajando en estado estacionario. De este modo, y tal y como se aconseja en la monografía (1) el modo de operación seleccionado es la destilación continua.

2.3. TIPO DE CONTACTO: PLATOS O RELLENO

En la industria, siguen siendo mayoritarias las columnas de destilación con platos, sin embargo, para realizar una correcta selección entre ambos se debe tener en cuenta que cada una de las opciones tienen sus ventajas e inconvenientes, tal y como se muestra a continuación (1):

1. Las columnas de platos están diseñadas para abarcar un mayor rango de caudales, en comparación con las columnas de relleno.
2. Las columnas de relleno no son adecuadas para caudales de líquido bajos.
3. Es posible medir con mayor precisión la eficacia de un plato, que el término equivalente para el relleno (HETP o HTU).
4. Es más riguroso el diseño de columnas de platos.
5. Es más fácil refrigerar columnas de platos
6. Es más fácil realizar extracciones laterales en columnas de platos
7. En cuanto al mantenimiento, en las columnas de platos es más fácil llevar a cabo las operaciones de limpieza, las cuales también ofrecen la ventaja de poder instalar bocas de hombre.
8. En las columnas de relleno el líquido retenido es menor. Si se desea minimizar el inventario de sustancias inflamables o tóxicas esta es una gran ventaja.
9. Para sustancias corrosivas se recomienda el uso de columnas de relleno, permitiendo obtener diseños más económicos.
10. En sistemas con tendencia a formar espumas se recomiendan columnas de relleno.
11. La caída de presión es mayor en columnas de platos que en relleno, debido al líquido retenido en las bandejas.
12. En columnas a vacío será más adecuado el empleo de columnas de relleno, dado que posibilitan estructuras más compactas.
13. Siempre se debe considerar relleno para columnas de diámetro pequeño, menor a 0,6m, ya que para este diámetro los platos son difíciles y caros de instalar.

Teniendo estas consideraciones en cuenta, se debe realizar un estudio sobre cómo se adapta cada una de las columnas a nuestro diseño.

Razones por las que se recomienda el empleo de una columna de platos:

- El caudal que se alimenta a la columna es de 322,63 kmol/h, por lo tanto, se trata de un caudal elevado.
- El caudal de vapor es mayor al de líquido, al contar con una fracción molar de isobutano (a obtener en el destilado) en la alimentación que butano (a obtener por colas).
- Los métodos encontrados para el diseño de una columna de relleno son poco rigurosos.
- El diámetro de la columna es muy superior a los 0,6m indicado para columnas de relleno.
- La presión de operación es superior a la atmosférica, por lo que la columna no va a operar a vacío.

De este modo, debido motivos listados se decide en una primera instancia a realizar un diseño de columna de platos.

3. DISEÑO TERMODINÁMICO

3.1. BALANCE DE MATERIA

Para la realización del balance de materia, se debe tener en cuenta que se trata de una columna de destilación binaria, es decir, una columna con únicamente dos productos, un condensador y una caldera.

3.1.1. BALANCE COLUMNA T-301

Para realizar el balance de materia global a la columna, únicamente se debe tener en cuenta que se trabaja en régimen estacionario por lo que se debe cumplir la ley de conservación de masa, es decir, lo que entra a la columna debe ser igual a lo que se obtiene a la salida de esta. Por lo tanto, un balance global a la columna se describe con la ecuación [2.1]. Por otro lado, para realizar el balance de materia por componente, se deben tener en cuenta las fracciones molares, de este modo, el balance de componente global puede ser descrito mediante la ecuación [2.2].

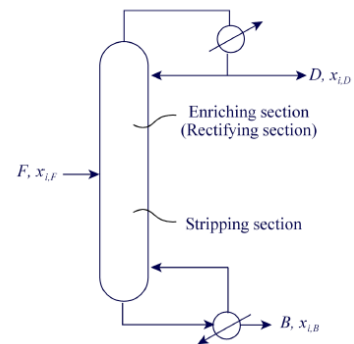


Figura 2 Balance de materia en una columna de destilación simple. Fuente: Robin Smith

Para un mejor entendimiento, en la figura 2 se ilustra un esquema general de la nomenclatura de una columna de destilación.

$$F=D+B \quad [2.1]$$

$$F x_{i,F} = D x_{i,D} + B x_{i,B} \quad [2.2]$$

Donde:

- F: flujo molar de la alimentación (kmol/h).
- D: flujo molar del destilado (kmol/h).
- B: flujo molar por colas (kmol/h).
- $x_{i,F}$: fracción molar de la alimentación.
- $x_{i,D}$: fracción molar del destilado.
- $x_{i,B}$: fracción molar de colas .

3.1.2. RESULTADOS BALANCE DE MATERIA A LA COLUMNA T-301

En la tabla 2 y tabla 3 se recogen los resultados obtenidos de la aplicación de las ecuaciones II.1 e II.2, correspondientes al balance de materia a la columna T-301.

Tabla 2 Resultados obtenidos del balance de materia a la columna T-301.

Compuesto	Entrada (kmol/h)	Salida (kmol/h)	
	F	D	B
Hidrogeno	0,00	0,00	0,00
Propano	0,09	0,09	0,00
Isobutano	155,56	154,01	1,56
Butano	162,86	0,68	162,18
isopentano	4,11	0,00	4,11
Total	322,63	154,78	167,85
Cierre balance	322,63	322,63	

Tabla 3 Composiciones obtenidas del balance de materia columna T-301.

	Entrada	Salida	
	X _F	X _D	X _B
Hidrogeno	0,000	0,000	0,000
Propano	0,000	0,001	0,000
Isobutano	0,482	0,995	0,009
Butano	0,505	0,004	0,966
isopentano	0,013	0,000	0,025
Total	1	1	1

3.1.3. BALANCE DE MATERIAL AL CONDENSADOR Y CALDERA

Para la realización del balance de energía, se realiza un balance al condensador para obtener el flujo de energía del condensador, y posteriormente un balance global para obtener el flujo de energía de la caldera.

De este modo, para la realización del balance de energía a la caldera se necesita en primer lugar realizar el cálculo del caudal de líquido condensado que vuelve a la columna, L_0 en kmol/h, así como del vapor que llega al condensador V_1 en kmol/h. Estos cálculos se realizan mediante las ecuaciones [2.3] y [2.4], donde L_0 es el flujo molar de líquido recirculado a la columna de destilación (kmol/h), V_1 es el flujo de vapor procedente de la columna de destilación (kmol/h) y R es la relación de reflujo.

$$L_0 = D \cdot R \quad [2.3]$$

$$V_1 = L_0 + D \quad [2.4]$$

Una representación de las corrientes involucradas en el balance de materia al condensador puede ser observadas en la figura 3.

Una representación de las corrientes involucradas en el balance de materia al condensador puede ser observadas en la figura 3.

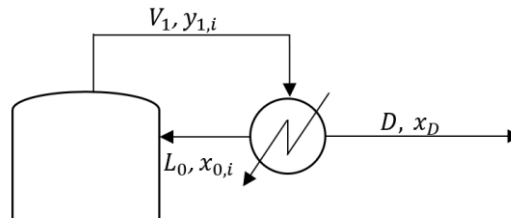


Figura 3 Representación corrientes entrada y salida del condensador. Fuente: Elaboración propia.

Por otro lado, las corrientes de entrada y salida de la caldera se calculan de forma análoga, el balance de materia en la caldera se realiza mediante las ecuaciones [2.5] y [2.6].

$$\bar{L} = L + q \cdot F \quad [2.5]$$

$$V = \bar{V} + (1 - q) \cdot F \quad [2.6]$$

Siendo $\bar{L}$ el flujo molar de líquido obtenido del fondo de la columna de destilación (kmol/h), $\bar{V}$ es el flujo de vapor recirculado a la columna (kmol/h) y q es la calidad de la corriente de alimentación. Una representación de las corrientes involucradas en el balance de materia de la caldera puede observarse en la figura 4.

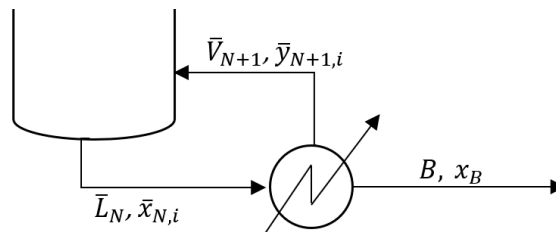


Figura 4 Representación corrientes entrada y salida de la caldera. Fuente: elaboración propia.

3.1.4. RESULTADOS BALANCE DE MATERIA AL CONDENSADOR Y CADERA

Los resultados obtenidos de la realización del balance de materia al condensador y caldera se recogen en la tabla 4.

Tabla 4 Resultados del balance de materia al condensador y caldera.

Parámetro	valor

F (kmol/h)	322,63
D (kmol/h)	154,78
L (kmol/h)	2089,52
V (kmol/h)	2244,30
B (kmol/h)	167,85
$\bar{L}$ (kmol/h)	2401,32
$\bar{V}$ (kmol/h)	2233,47

3.1.5. BALANCE DE ENERGÍA

Para la realización del balance de energía, se realiza un balance al condensador para obtener el flujo de energía del condensador, y posteriormente un balance global para obtener el flujo de energía de la caldera.

De este modo, para la realización del balance de energía a la caldera se necesita en primer lugar realizar el cálculo del caudal de líquido condensado que vuelve a la columna, L_0 en kmol/h, así como del vapor que llega al condensador V en kmol/h, su obtención ha sido descrita en el apartado 3.1.2 (*balance de material al condensador y caldera*). Una vez obtenidos todos los caudales involucrados en el condensador, se realiza el balance de energía correspondiente, siguiendo la ecuación [2.7].

$$V \cdot H_V + Q_c = L_0 \cdot h_0 + D \cdot h_D \quad [2.7]$$

Siendo H_V la entalpía molar de la corriente de vapor V en kJ/kmol mientras que h_0 y h_D son la entalpía de las corrientes líquidas L_0 y D , respectivamente. Sin embargo, teniendo en cuenta que la composición y la temperatura de la corriente líquida L_0 y D es la misma, al trabajar con un condensador total, el cálculo del calor retirado en el condensador, Q_c en kJ/h, se puede simplificar obteniendo la ecuación [2.8].

$$V \cdot H_V + Q_c = (L_0 + D) \cdot h_D \quad [2.8]$$

Por otro lado, el cálculo de la energía aportada en la caldera, Q_r en kJ/h, se realiza mediante un balance de energía global a la columna, empleando la ecuación [2.9].

$$F \cdot h_F + Q_r + Q_c = D \cdot h_D + B \cdot h_B \quad [2.9]$$

Donde h_F es la entalpía de la corriente de alimentación en kJ/kmol.

De este modo, los resultados obtenidos del balance de energía se recogen en la tabla 5.

Tabla 5 Resultados obtenidos del balance de energía a la columna de destilación T-301.

Parámetro	Valor
hd	4110,21
Hv	22804,71
hf	5986,26
hB	5662,15
Qc	-41956086,09
Qr	41611309,92

3.2. SELECCIÓN DE LA PRESIÓN DE OPERACIÓN.

Para la selección de la presión de operación se han tenido en cuenta los siguientes puntos (2):

- La presión afecta de forma directa a la volatilidad relativa de la mezcla, por lo que la separación será más sencilla o complicada en concordancia con la presión seleccionada (a mayor presión menor volatilidad relativa).
- El calor latente de vaporización decrece con la presión, por lo que la energía requerida en el condensador y en la caldera disminuye.
- A mayor presión la densidad del vapor disminuye, por lo que el diámetro de la columna será menor.
- A mayor presión la temperatura de rocío de la corriente a condensar aumenta.
- Si es posible realizar la separación a presión atmosférica, esta será la preferencia. En caso contrario, se buscará la presión más baja que permita una buena separación minimizando costes.
- Por norma general, se selecciona una presión que permita emplear como fluido refrigerante en el condensador el agua de proceso, ya que el empleo de un refrigerante diferente aumentará significativamente los costes.
- Para poder emplear agua refrigerante el punto de rocío del producto por cabezas debe ser típicamente 10°C por encima de la temperatura del agua en verano.

De este modo, para la selección de la presión de operación se debe hacer un estudio de cómo afecta la presión a la volatilidad relativa y a la temperatura de rocío de la mezcla. Así pues, la volatilidad relativa se aproxima a 1 según la presión aumente. Es decir, a mayor presión más difícil se vuelve la separación. Por otro lado, la temperatura de rocío de la mezcla por cabezas aumenta segundo aumenta la presión.

Por consiguiente, se debe hacer un balance para encontrar un punto donde la temperatura de rocío sea lo suficientemente alta para permitir el empleo de agua como refrigerante pero suficientemente moderada como para permitir una buena separación en concordancia con la volatilidad relativa de la mezcla.

Teniendo en cuenta que la temperatura del agua de red en tarragona varía entre los 10 °C y los 20 °C (3), se ha seleccionado una presión de 5,23 atm, que proporciona una temperatura de rocío del producto en el condensador de 40,5 °C, más de 20 °C por encima de la temperatura máxima del agua de red, como se recomienda en la bibliografía (4).

3.3. CÁLCULO DE VOLATILIDAD Y TEMPERATURA DE BURBUJA Y ROCIO

3.3.1. VOLATILIDAD ABSOLUTA

La volatilidad absoluta (K_i) puede ser calculada tal y como se detallar en la ecuación [2.10].

$$K_i = \frac{P_i^{sat}}{P_{total}} \quad [2.10]$$

Donde P_i^{sat} es la presión de vapor en el punto de saturación del componente i (kPa) mientras que P_{total} es la presión total del sistema (kPa). Por otro lado, el término P_i^{sat} (bar) se calcula empleando la ecuación de Antoine, como se puede observar en la ecuación [2.11], posteriormente se debe cambiar a las unidades kPa.

$$\ln(P_i^{sat}) = A_i - \frac{B_i}{T + C_i} \quad [2.11]$$

Donde:

- A_i , B_i y C_i : son las constantes A, B y C del componente i .
- T : Temperatura en K
- P_i^{sat} : presión de vapor en el punto de saturación del componente i (bar).

Las constantes de cada componente se recogen en la tabla 6:

Tabla 6 Valores de la constante de Antoine para el isobutano y butano. Fuente: (5) (6).

	Isobutano	Butano
A	4,3281	4,35576
B	1132,108	1175,581
C	0,918	-2,071

3.3.2. VOLATILIDAD RELATIVA

En cuanto a la volatilidad relativa, se trata de una medida comparativa entra la volatilidad de dos o más componentes. De este modo, se calcula mediante la ecuación [2.12].

$$\alpha_{i-j} = \frac{K_i}{K_j} \quad [2.12]$$

Donde α_{i-j} : volatilidad relativa del componente i respecto al componente j.

3.3.3. TEMPERATURA DE BURBUJA Y ROCÍO

3.3.3.1. TEMPERATURA DE BURBUJA

La temperatura de burbuja se define como la temperatura a la que aparece la primera burbuja en un líquido. Esta temperatura puede ser calculada siguiendo la ecuación [2.13].

$$\sum y_i = \sum K_i x_i = 1 \quad [2.13]$$

Donde:

x_i : fracción molar de líquido del componente i.

y_i : fracción molar de vapor del componente i.

K_i : volatilidad absoluta del componente i.

3.3.3.2. TEMPERATURA DE ROCÍO

La temperatura de rocío se define como la temperatura a la que aparece la primera gota de líquido en un vapor saturado. Para calcular la temperatura de rocío se calcula mediante el equilibrio líquido-vapor, siguiendo la ecuación [2.14].

$$\sum x_i = \sum \frac{y_i}{K_i} = 1 \quad [2.14]$$

3.3.3.3. PROCESO ITERATIVO.

Para realizar el cálculo de las temperaturas de burbuja y rocío se realiza un método iterativo mostrado en la figura 5 y figura 6, respectivamente, adaptado de la bibliografía (1).

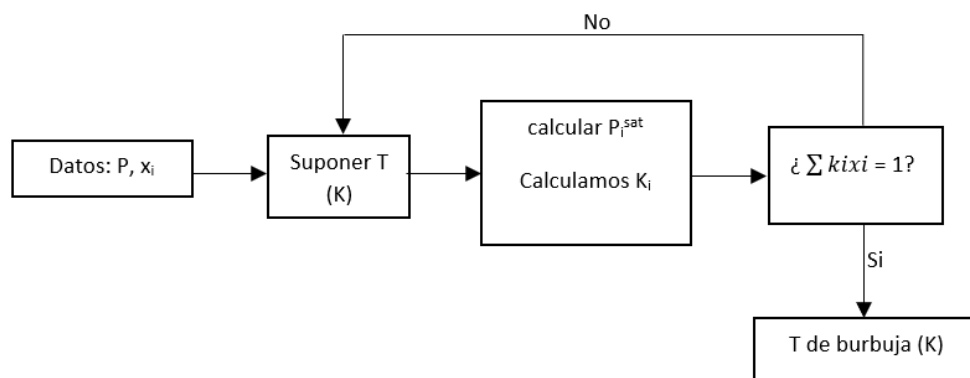


Figura 5 Proceso iterativo para el cálculo de la temperatura de burbuja. Fuente: Adaptado de (1).

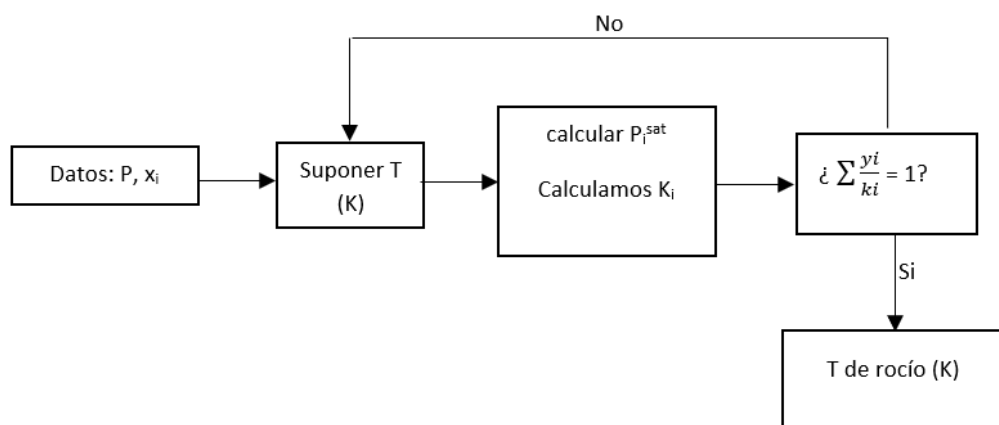


Figura 6 Proceso iterativo para el cálculo de la temperatura de rocío. Fuente: Adaptado de (1).

De este modo, en el valor de la temperatura de burbuja y rocío obtenidas se muestran en la tabla 7.

Tabla 7 Obtención de la temperatura de burbuja y rocío de las diferentes corrientes a una presión de 5,3 bar.

		Isobutano	Butano	Temperatura (K)	
				Burbuja	Rocío
Alimentación	X _{i,F}	0,48	0,52		
	P _i ^{sat} (bar)	5,367	3,832	319,25	-
	K _i	1,177	0,84		
Cabezas	X _{i,D}	0,995	0,005		
	P _i ^{sat} (bar)	4,556	3,222	-	313,3
	K _i	0,999	0,706		
Colas	X _{i,B}	0,035	0,965		
	P _i ^{sat} (bar)	6,251	4,503	326,46	-
	K _i	1,371	0,987		

En cuanto a la volatilidad relativa, el cálculo se realiza siguiendo la ecuación [2.12], de forma que es necesario determinar la volatilidad relativa en cabezas, en colas y realizar la media geométrica para obtener la volatilidad relativa media en la columna. Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 8.

Tabla 8 Volatilidades relativas en la columna de destilación T-301.

Parámetro	Valor
α_{cabezas}	1,402
α_{colas}	1,376
α_{media}	1,389

3.4. COMPROBACIÓN MODELO TERMODINÁMICO

Para la elaboración de un modelo termodinámico, se han tomado como base os datos de equilibrio isobutano-butano, obtenidos de Aspen Hysys. De este modo, partiendo de la volatilidad relativa calculada en el apartado anterior, se puede elaborar un modelo termodinámico propio que relacione la composición de líquido dada y la volatilidad calculada con la composición de vapor. De este modo, la composición de vapor se puede calcular según la ecuación [2.15].

$$y_i = \frac{\alpha \cdot x_i}{1 + x_i(\alpha - 1)} \quad [2.15]$$

Así pues, representando los datos obtenidos de Aspen Hysys a una presión de 5,3 bar, y la volatilidad media calculada obtenemos la figura 7, donde se observan que ambas curvas de equilibrio son muy parecidas, dando por válido el modelo termodinámico.

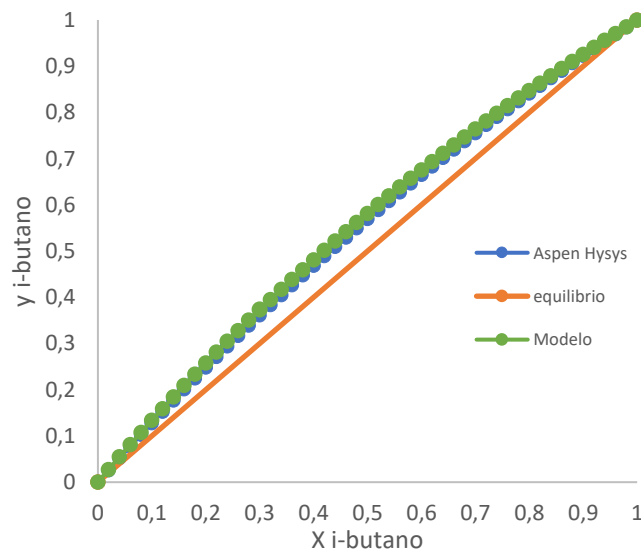


Figura 7 Representación de los datos de equilibrio obtenidos mediante el modelo termodinámico y los datos obtenidos de Aspen Hysys. Fuente: Elaboración propia.

3.5. MÉTODO MCCABE-THIELE

3.5.1. INTRODUCCIÓN

El método de McCabe- Thiele es una solución gráfica basada en el método de cálculos etapa por etapa conocido como el Método de Lewis. Al igual que con el método de Lewis, para este método gráfico tiene que cumplirse el CMO (*Constant molar Flow*), o lo que es lo mismo, flujo molar constante, según esta asunción, el calor latente por mol permanece constante. Es importante que se cumpla el CMO para la aplicación de este método, ya que sino los resultados no serán válidos.

De este modo, en el método de McCabe-Thiele, se debe representar los datos de equilibrio de la mezcla binaria a destilar, como se puede ver en figura 8. De este modo, el vapor que abandona la primera etapa se encuentra en equilibrio con el líquido que abandona la primera etapa. En la misma figura, se pueden representar la recta de alimentación y las rectas de operación (sección de enriquecimiento y sección de agotamiento).

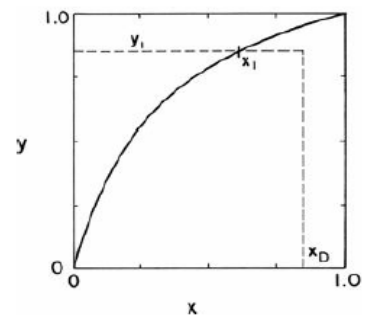


Figura 8 Equilibrio para la primera etapa en el diagrama de McCabe-Thiele.
Fuente: Wankat

En cuanto a la recta de alimentación, esta puede ser determinada con un balance de materia en la etapa de alimentación, como se puede ver en las ecuaciones [2.16] a [2.19].

$$F + \bar{V} + L = V + \bar{L} \quad [2.16]$$

$$y = \frac{(\bar{L} - L)}{(\bar{L} - L) - F} x - \frac{Fz_F}{(\bar{L} - L) - F} \quad [2.17]$$

$$y = \frac{q}{q - 1} x - \frac{z_F}{1 - q} \quad [2.18]$$

Siendo:

$$q = \frac{\bar{L} - L}{F} \quad [2.19]$$

Donde:

- q es la calidad de la alimentación (fracción de la alimentación que es líquida).
- L es el caudal molar de líquido en la sección de enriquecimiento.
- V es el caudal molar de vapor en la sección de enriquecimiento.
- F es el caudal molar de la alimentación.
- $\bar{L}$ es el caudal molar de líquido en la sección de agotamiento.

- $\bar{V}$ es el caudal molar de vapor en la sección de agotamiento.

De este modo, en función de las características que presenta la corriente de alimentación, recta de alimentación correspondiente tendrá una inclinación diferente, como se puede observar en la figura 9.

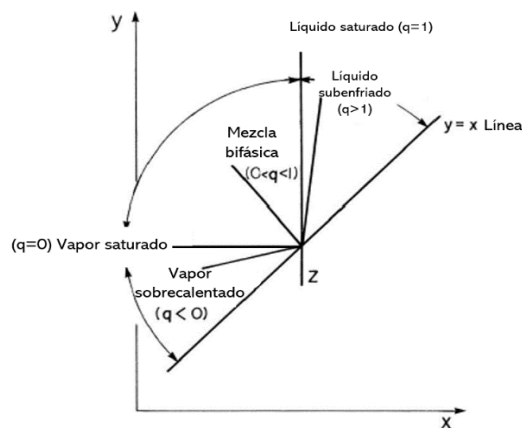


Figura 9 Pendientes de la recta de alimentación según su estado. Fuente: (7)

Por otro lado, para definir la línea de operación de la sección de enriquecimiento se parte de del balance global y se combina con el balance de componente, obteniendo la expresión [2.20].

$$y = \frac{L}{V}x - \left(1 - \frac{L}{V}\right)x_D \quad [2.20]$$

Paralelamente, se realiza el mismo procedimiento con la sección de agotamiento para obtener su recta de operación correspondiente (ecuación [2.21]).

$$y = \frac{\bar{L}}{\bar{V}}x - \left(\frac{\bar{L}}{\bar{V}} - 1\right)x_B \quad [2.21]$$

Así pues, el método de McCabe-Thiele nos permite realizar el cálculo del número de platos mínimos de operación necesarios para realizar la destilación deseada, así como el reflujo mínimo necesario.

Para el cálculo del número mínimo de platos de operación se aplican las condiciones límites de reflujo total. De este modo, de forma teórica, todo el vapor que se obtiene por cabezas es condensado y revuelto a la columna como reflujo, y lo mismo ocurre con la caldera, de forma que tanto el flujo por cabezas (destilado) como por colas es cero, convirtiendo ambas rectas de operación en la recta de equilibrio, como se puede observar en la figura 10.

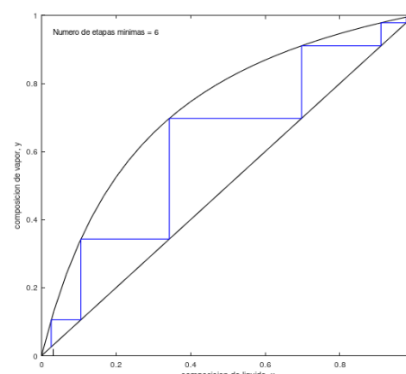


Figura 10 McCabe-Thiele en condiciones de reflujo total. Fuente: Elaboración propia.

Por otro lado, para obtener el reflujo mínimo necesario es necesario implementar nuevamente condiciones límite, en este caso, se emplea de forma teórica un número infinito de etapas. Este número infinito de etapas puede ocurrir en la alimentación (caso 1) o en un punto tangente a la curva de equilibrio (caso 2). El punto donde la recta de operación de la sección de enriquecimiento toca la curva de equilibrio se conoce como el punto pinch.

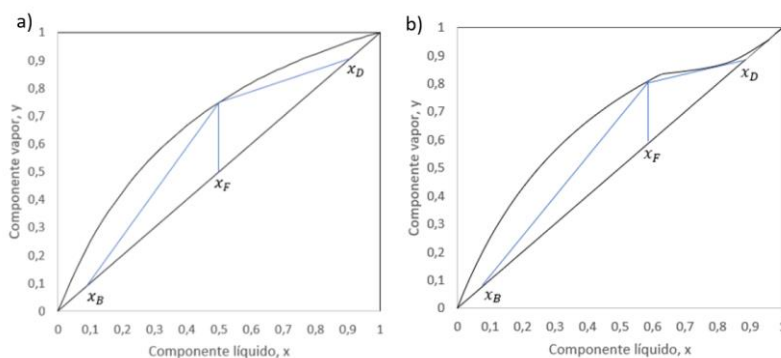


Figura 11 Obtención gráfica del punto pinch: a) coincidente con la alimentación b) no coincidente con la alimentación. Fuente: adaptado de (7).

El reflujo mínimo se calcula según la ecuación [2.22], Donde L/V es la pendiente de la línea de operación de la sección de enriquecimiento.

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{\min} = \left(\frac{L}{V-L}\right)_{\min} = \frac{(L/V)_{\min}}{1 - (L/V)_{\min}} \quad [2.22]$$

3.5.2. CÓDIGO PROGRAMADO EN MATLAB

Partiendo de las ecuaciones presentadas en el punto 3.5.1 se ha desarrollado el siguiente algoritmo para el programa Matlab.

```
%Método McCabe-Thiele
%Diseño de una columna de destilación Binaria
%Volatilidad relativa constante
clear
clc
%Introducimos los parámetros de diseño iniciales
xf=0.482; % Fracción molar de la alimentación
a=1.398; %Volatilidad realtiva
q = 1; %Calidad de la alimentacion
xd = 0.995; %Composicion de isobutano en el destilado
xb = 0.009; %Composicion del isobutano por colas
R_Rmin = 2.372; %Relación de reflujo
%Calculo de la curva de equilibrio
xo = 0; %Inicializamos la curva de equilibrio en el 0
n = 30; %Numero de pasos
for i = 1:n+1 %Comenzamos el bucle para el cálculo de la curva de equilibrio
    x(i) = xo;
    y(i) = a*x(i)/(1+x(i)*(a-1));
    xo = xo+1/n;
end
x(i+1) = 0; %Finalizamos la curva de equilibrio con el punto (0,0)
y(i+1) = 0;
%Linea de composicion de destilado
x_d = [xd,xd]; %Valor especificado
y_d = [0,xd];
%Linea de composicion de fondos
x_b = [xb,xb]; %Valor especificado
y_b = [0,xb];
%Linea de composicion de alimentacion
x_f = [xf,xf];
y_f = [0,xf];
if q == 0
    q = 1e-5
end
%Calculo del punto Pinch
xp = ((a-1)*(xf+q)-a+(((a-1)*(xf+q)-a)^2+4*xf*(a-1)*q)^0.5)/(2*(a-1)*q);
yp = a*xp/(1+xp*(a-1));
%Cálculo del reflujo minimo
Rmin = (xd-yp)/(yp-xp);
Smin = (xp-xb)/(yp-xp);

%Calculo de relacion de reflujo actual
R=R_Rmin*Rmin;
%Calculo del punto de interseccion de las lineas de operacion
xi = (xf*(R+1)+xd*(q-1))/(q*(R+1)-R*(q-1));
yi = (R/(R+1))*xi + xd/(R+1);
%Trazado de lineas de rectificacion y agotamiento
%se trazan de forma confunta ambas lineas
%para ello se implementa un vector
xl(1) = xd;
yl(1) = xd;
xl(2) = xi;
yl(2) = yi;
xl(3) = xb;
```

```

yl(3) = xb;
%calculo de relación de ebullición actual
S = (xl(2)-xb)/(yl(2)-xl(2));
%linea q
x_q = [xf,xi];
y_q = [xf,yi];
%trazado de los escalones reflujo actual
xe(1) = xd; %Se inicializa el bucle, La composición de la primera etapa
ye(1) = xd; %es la composicion del destilado
etapa_r = 0; %contador de etapas de rectificacion
etapa_a = 0; %contador de etapas de agotamiento
i=2; %como tenemos la composición xd, el bucle
%comienza en x(2)
while xe(i-1)> xb %se finaliza cuando x(i) sea igual o menos que xb
    xe(i) = ye(i-1)/(a-(a-1)*ye(i-1));
    ye(i) = ye(i-1);
    xe(i+1) = xe(i);
    if xe(i) > xi
        ye(i+1) = (R/(R+1))*xe(i)+ xd/(R+1);
        etapa_r = etapa_r + 1; %contador de etapas seccion rectificacion
    else
        ye(i+1) = ((S+1)/S)*xe(i) - xb/S;
        etapa_a=etapa_a + 1; %Contador de etapas seccion agotamiento
    end
    i=i+2; %cada etapa se compone de dos puntos
end
e = etapa_r + etapa_a; %número de etapas totales
%trazado de los escalones reflujo total
xt(1) = xd; %Se inicializa el bucle, La composición de la primera etapa
yt(1) = xd; %es la composicion del destilado
etapa_tr = 0; %contador de etapas
i=2; %como tenemos la composición xd, el bucle
%comienza en x(2)
while xt(i-1)> xb %se finaliza cuando x(i) sea igual o menos que xb
    xt(i) = yt(i-1)/(a-(a-1)*yt(i-1));
    yt(i) = yt(i-1);
    xt(i+1) = xt(i);
    yt(i+1) = xt(i+1);
    etapa_tr = etapa_tr + 1; %contador de etapas seccion rectificacion
    i=i+2; %cada etapa se compone de dos puntos
end
e_t = etapa_tr; %número de etapas totales reflujo total
%Se elabora la gráfica 1
figure
plot(x,y,'k') %datos de equilibrio (linea equilibrio)
hold on
plot(x_d,y_d,'--k') %Composicion destilado
plot(x_b,y_b,'--k') %Composicion por colas
plot(x_f,y_f,'--k') %Composición alimentación
plot(x_q,y_q,'k') %linea q
plot(xl,yl,'r') %lineas de operacion (rectificación y agotamiento)
plot(xe,ye,'b') %etapas de equilibrio (método McCabe-Thiele)
hold off
%Formato de la gráfica
xlabel('composicion de liquido, x') %Nombre ejes
ylabel('composicion de vapor, y')
axis square
axis normal
axis ([0 1 0 1])

```



```
%Por último, se hace visible en el gráfico los datos de interés
text(0.03,0.95,['Relacion de reflujo minimo = ',num2str(Rmin)])
text(0.03,0.90,['Relacion de reflujo actual = ',num2str(R)])
text(0.03,0.85,['Numero de etapas de equilibrio = ',num2str(e)])
text(0.03,0.80,['Etapa de alimentación = ',num2str(etapa_r)])
%Se elabora la gráfica 2
figure
plot(x,y,'k') %datos de equilibrio (linea equilibrio)
hold on
plot(x_d,y_d,'--k') %Composicion destilado
plot(x_b,y_b,'--k') %Composicion por colas
plot(xt,yt,'b') %etapas reflujo total (método McCabe-Thiele)
hold off
%Formato de la gráfica
xlabel('composicion de liquido, x') %Nombre ejes
ylabel('composicion de vapor, y')
axis square %importante que ambos ejes sean iguales
axis normal
axis ([0 1 0 1])
%Por último, se hace visible en el gráfico los datos de interés
text(0.03,0.95,['Numero de etapas minimas = ',num2str(e_t)])
```

3.5.3. RESULTADOS

A continuación, se muestran los resultados obtenidos del método de McCabe-Thiele empleando el software de Matlab (figura 12 y figura 13).

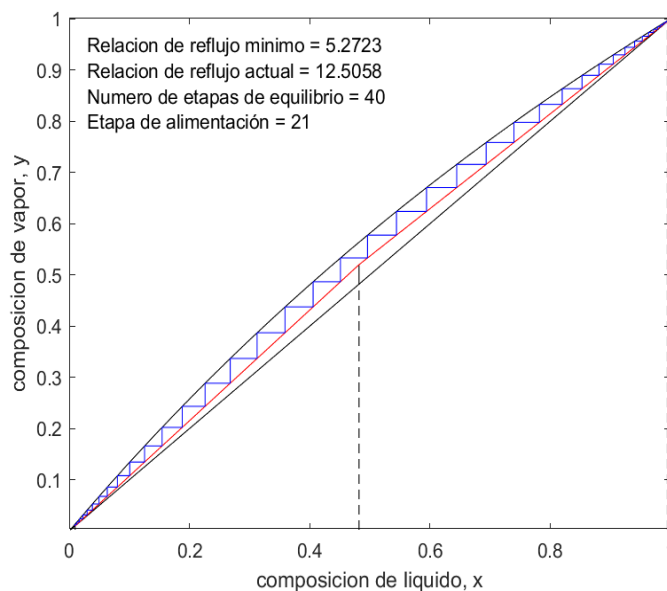


Figura 12 Diagrama de McCabe-Thiele. Elaboración propia mediante el empleo de Matlab.

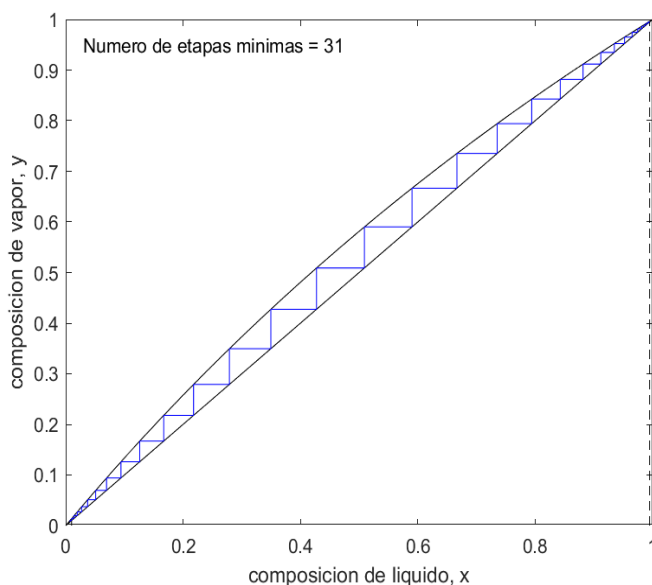


Figura 13 Diagrama de McCabe-Thiele para la determinación del número de etapas mínimas de separación. Elaboración propia mediante el empleo de Matlab.

De este modo, los resultados tras la emplear el método de McCabe-Thiele se reúnen en la tabla 9.

Tabla 9 Resultados obtenidos del método de McCabe-Thiele.

Parámetro	Valor
Nº de etapas mínimas	31
Nº de etapas	40
Reflujo mínimo	5,27
Reflujo actual	12,50
Etapas de alimentación	21

3.6. MÉTODO SHORTCUT

El conjunto de ecuaciones que se describen en los siguientes apartados conforman el método conocido como Shortcut, un método aproximado para la determinación de diferentes parámetros necesarios para el diseño de una columna de destilación, como son el número mínimo de platos, el número de platos actual, el reflujo mínimo o la etapa de alimentación. Entre las ecuaciones empleadas se encuentran las ecuaciones de Fenske, las ecuaciones de Underwood, la correlación de Gilliland, y el método de Kirkbride.

Generalmente, estas ecuaciones son empleadas para columnas de destilación multicomponentes, pero se considera que proveerán de una buena estimación para una columna binaria.

3.6.1. ECUACIÓN DE FENSKE

La ecuación de Fenske permite la realización del cálculo del número de etapas mínima necesaria para una separación deseada. De este modo, se considera que todas las etapas son etapas de equilibrio y que se trabaja a reflujo total con condensador y caldera totales, llegando a la ecuación [2.23], donde se relaciona el número mínimo de etapas, N_{min} , con la composición de isobutano, x_A , y butano, x_B , por cabezas y por colas con la volatilidad relativa α_{AB} .

$$N_{min} = \frac{\log \left[\left(\frac{x_A}{x_B} \right)_{Destilado} / \left(\frac{x_A}{x_B} \right)_{Colas} \right]}{\log \alpha_{AB}} \quad [2.23]$$

3.6.2. ECUACIONES DE UNDERWOOD

El objetivo es la determinación del reflujo mínimo para lo que se emplean dos ecuaciones. La primera ecuación (ecuación [2.24]) relaciona la composición de la corriente de alimentación, su calidad (q) y la volatilidad relativa de la mezcla, con un parámetro θ que debe ser calculado. El valor del parámetro θ debe encontrarse entre el valor de la volatilidad relativa del componente ligero con respecto al menos ligero, y de este último respecto a si mismo. Es decir, $\alpha_{AB} < \theta < (\alpha_{BB} = 1)$.

En cuanto a la segunda ecuación (ecuación [2.25]), esta relaciona la composición del destilado, la volatilidad y el parámetro calculado θ con el reflujo mínimo $\left(\frac{L}{D} \right)_{min}$.

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i \cdot x_{F,i}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad [2.24]$$

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i \cdot x_{D,i}}{\alpha_i - \theta} = \left(\frac{L}{D} \right)_{min} + 1 \quad [2.25]$$

3.6.3. NÚMERO REAL DE ETAPAS

Aunque las ecuaciones descritas en los apartados anteriores proporcionan el número mínimo de etapas requeridas y la relación de reflujo mínimo para una separación dada, es necesario relacionar dichos valores con la relación de reflujo y el número reales de etapas. De este modo, el enfoque más conocido es el empleo de la correlación de Gilliland representa de forma gráfica esta relación. Sin embargo, a lo largo de los años se han realizado diversos intentos para expresar

de forma analítica la correlación de Gilliland, Chang (1981) ajustó la correlación a una sola función mostrada en la ecuación [2.26].

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 1 - \exp \left[1,490 + 0,315x - \frac{1,805}{x^{0,1}} \right] \quad [2.26]$$

Donde x se define con la ecuación [2.27].

$$x = \frac{\left(\frac{L}{D}\right) - \left(\frac{L}{D}\right)_{min}}{\left(\frac{L}{D}\right) + 1} \quad [2.27]$$

Siendo $\left(\frac{L}{D}\right)$ el reflujo real seleccionado, en este caso, se ha estipulado que $\left(\frac{L}{D}\right)$ es 2,37 veces el reflujo mínimo.

3.6.4. LOCALIZACIÓN ÓPTIMA DE LA ALIMENTACIÓN

En primer lugar, se emplea nuevamente la ecuación de Fenske para realizar una estimación de la etapa de alimentación en condiciones de reflujo total, es decir, N_{min} . Esto se realiza determinando el número de etapas necesarias para pasar de concentraciones de alimentación a las concentraciones de destilado para el componente clave, ecuación [2.28].

$$N_{f,min} = \frac{\log \left[\left(\frac{x_A}{x_B}\right)_{Destilado} / \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_{Alimentación} \right]}{\log \alpha_{AB}} \quad [2.28]$$

A continuación, se asume que la localización relativa de la alimentación es constante segundo se cambia de reflujo total a un valor finito, como se muestra en la ecuación [2.29].

$$\frac{N_{f,min}}{N_{min}} = \frac{N_f}{N} \quad [2.29]$$

3.6.5. RESULTADOS MÉTODO APROXIMADO SHORTCUT.

En la tabla 10 se recogen los resultados obtenidos de la aplicación de las ecuaciones y métodos explicados en los apartados anteriores.

Tabla 10 Resultados obtenidos en el cálculo del método aproximado Shortcut.

Parámetro	Valor
N_{min}	30,42
θ	1,1697
$\left(\frac{L}{D}\right)_{min}$	5,27
$\left(\frac{L}{D}\right)$	12,5
N	39,86
$N_{f,min}$	16,33
N_f	21,40

3.7. DISEÑO RIGUROSO. ECUACIONES MESH.

Para la realización del cálculo riguroso de las etapas de equilibrio se realiza las ecuaciones conocidas como ecuaciones MESH, que adoptan el nombre de las siglas en inglés: *Material balance equations, Equilibrium equations, mole fracción equations Summations and Heat balance equations*, que traducido equivale a la realización de los balances de materia, ecuaciones de equilibrio, sumatorio de las composiciones molares, y el balance de energía.

De este modo, se trata de realizar el balance de materia y energía plato por plato garantizando que se cumplen las condiciones de equilibrio y que el sumatorio de las fracciones molares en cada etapa. En consecuencia, se realiza un cálculo preciso del número de etapas necesarias para la realización de la separación a las condiciones estipuladas, determinando la composición, las corrientes de líquido y vapor y la temperatura de cada etapa de equilibrio.

Así pues, la realización del diseño riguroso mediante las ecuaciones MESH tiene multitud de ventajas debido a que permite conocer detalladamente el funcionamiento de la columna, facilitando la estimación posterior de los costes de implantación y operación de la columna de destilación.

Para la realización del cálculo del diseño riguroso se emplea un procedimiento secuencial, tal y como se expone a continuación:

3.7.1. SECCIÓN DE RECTIFICACIÓN

- Condensador

Conocida la composición del destilado y su respectiva temperatura de rocío, se comienza aplicando un balance de materia, al condensador. En este caso, el condensador seleccionado es un condensador total, por lo que se asume que la fracción molar del vapor que se obtiene por cabezas tiene la misma composición molar que el líquido condensador, ya sea el que se obtiene en el destilado como el que se recircula mediante el reflujo (ecuación [2.30]):

$$y_i = x_D = x_0 \quad [2.30]$$

Cabe mencionar que la obtención de las corrientes de entrada y salida del condensador se describe en el apartado 3.1.2 *Balance de material al condensador y caldera*.

- Etapa N

Una vez conocidas las composiciones del condensador, se procede a realizar un cálculo de las corrientes de líquido y vapor que se encuentran involucradas en la primera etapa de destilación, comenzando la numeración por cabezas.

De este modo, como se observa en la figura 14, en la etapa 1 entran dos corrientes de líquido y dos corrientes de vapor, de las cuales V_1 y L_0 son caudales conocidos con sus respectivas composiciones conocidas, por lo que se pueden aplicar el correspondiente balance de materia las ecuaciones [2.31] y [2.32].

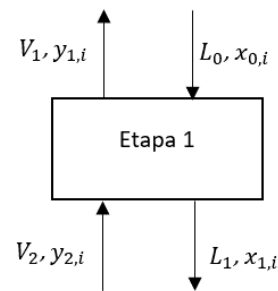


Figura 14 Esquema etapa de equilibrio N. Sección rectificación. Fuente: Elaboración propia.

$$L_0 + V_2 = L_1 + V_1 \quad [2.31]$$

$$L_0 \cdot x_{0,i} + V_2 \cdot y_{2,i} = L_1 \cdot x_{1,i} + V_1 \cdot y_{1,i} \quad [2.32]$$

Así como la ecuación que garantiza el equilibrio entre fases (Ecuación [2.33]) y el sumatorio de fracción molar (ecuación [2.34]).

$$\alpha \left(\frac{y_{1,2}}{x_{1,2}} \right) - \left(\frac{y_{1,1}}{x_{1,1}} \right) = 0 \quad [2.33]$$

$$\sum_{i=1}^n x_{1,i} - \sum_{i=1}^n y_{2,i} = 0 \quad [2.34]$$

Siguiendo la estructura marcada para la primera etapa, se muestran las ecuaciones generalizadas para una etapa N correspondiente a la sección de rectificación (Ecuaciones [2.35], [2.36], [2.37], [2.38]).

$$L_{N-1} + V_{N+1} = L_N + V_N \quad [2.35]$$

$$L_{N-1} \cdot x_{N-1,i} + V_{N+1} \cdot y_{N+1,i} = L_N \cdot x_{N,i} + V_N \cdot y_{N,i} \quad [2.36]$$

$$\alpha \left(\frac{y_{N,2}}{x_{N,2}} \right) - \left(\frac{y_{N,1}}{x_{N,1}} \right) = 0 \quad [2.37]$$

$$\sum_{i=1}^n x_{N,i} - \sum_{i=1}^n y_{N+1,i} = 0 \quad [2.38]$$

Por último, se debe aplicar el balance de energía en cada etapa de equilibrio, siguiendo la ecuación [2.39].

$$L_{N-1} \cdot h_{N-1} + V_{N+1} \cdot H_{N+1} = L_N \cdot h_N + V_N \cdot H_N \quad [2.39]$$

O la ecuación equivalente obtenida tras su reordenación (ecuación [2.40]).

$$L_N = \frac{L_{N-1} \cdot h_{N-1} + V_{N+1} \cdot H_{N+1} - V_N \cdot H_N}{h_N} \quad [2.40]$$

Donde h_N es la entalpía del líquido asociada a la corriente de líquido L_N , calculada mediante las ecuaciones [2.41] y [2.42] y H_N es la entalpía de vapor asociada a la corriente de vapor V_N , calculada mediante las ecuaciones [2.43] y [2.44], siendo N el número de la etapa.

$$h_N = \sum x_i \cdot h_i \quad [2.41]$$

$$h_i = C_{p,i} \cdot (T_N - T_{ref}) \quad [2.42]$$

Siendo:

- h_N la entalpía específica de la corriente de líquido, en kJ/kmol.
- x_i la fracción molar de la fase líquida del componente i.
- h_i la entalpía específica del componente puro i de la corriente líquida en kJ/kmol.
- $C_{p,i}$ es el calor específico a presión constante del componente puro i, en kJ/(kmol°C).
- T_N es la temperatura de la etapa N en °C
- T_{ref} es la temperatura de referencia, para esta aplicación se toma como temperatura de referencia 0°C.

$$H_N = \sum y_i H_i \quad [2.43]$$

$$H_i = h_i + \lambda_i \quad [2.44]$$

Donde:

- H_N la entalpía específica de la corriente de vapor, en kJ/kmol.
- y_i la fracción molar de la fase vapor del componente i.
- H_i la entalpía específica del componente puro i de la corriente de vapor en kJ/kmol.
- λ_i es el calor latente de evaporación del componente puro i, en kJ/(kmol).

Como se puede observar, para la realización del balance de energía en cada etapa es necesario el cálculo previo de la entalpía de cada una de las corrientes, para lo que se necesita conocer la temperatura de la etapa, siendo L_N y V_{N+1} las incógnitas a calcular, por lo que se emplea un proceso iterativo, mostrado en la figura 15, donde el criterio de convergencia es garantizar que la relación L_{N-1}/V_{N+1} sea igual a la relación L_N/V_N .

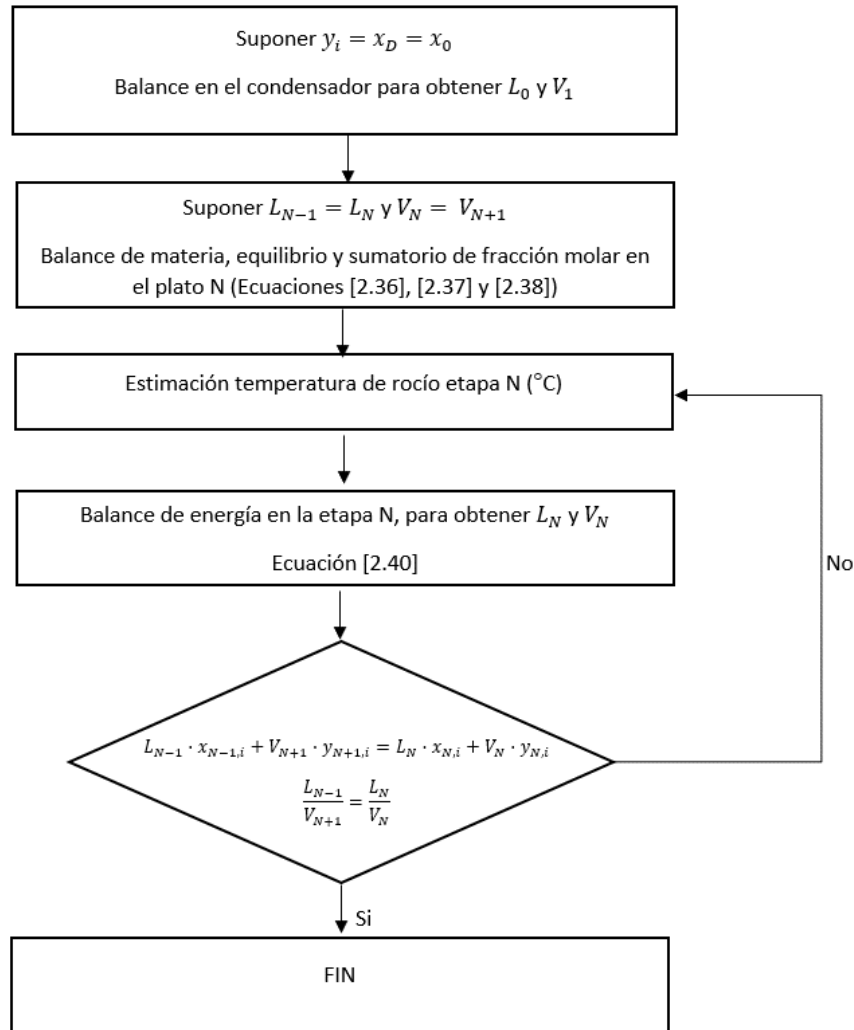


Figura 15 Algoritmo para la aplicación del diseño riguroso en la sección de rectificación. Fuente: Elaboración propia.

A continuación, a modo de ejemplificación se muestran los resultados de la aplicación de las ecuaciones MESH, empleadas para llevar a cabo el diseño riguroso, para el primer y último plato de la sección de rectificación, tabla 11 y 12, correspondientes con la etapa de separación 1 y 21, respectivamente.

Tabla 11 Resultados ecuaciones MESH para la primera etapa de la sección de rectificación (etapa 1).

Composición			
	isobutano	butano	
X ₀	0,995	0,005	
X ₁	0,993	0,007	
Y ₁	0,995	0,005	
Y ₂	0,993	0,007	
Parámetro	Valor	Unidades	
V ₁	2244,30	kmol/h	
L ₀	2089,52	kmol/h	
V ₂	2243,78	kmol/h	
L ₁	2089,00	kmol/h	
h ₀	4110,21	kJ/kmol	
h ₁	4110,26	kJ/kmol	
H ₁	22804,71	kJ/kmol	
H ₂	22809,12	kJ/kmol	
Comprobación			
Parámetro	Entrada	Salida	Cierre
B.M. i-C4 (kmol/h)	4307,60	4307,60	0,00
B.M. n-C4 (kmol/h)	25,70	25,70	0,00
B.E. (kJ/h)	59766960,58	59766960,58	0,00
L/V	0,93	0,93	0,00

Tabla 12 Resultados ecuaciones MESH para la última etapa de la sección de rectificación (Etapa 20).

Composición			
	isobutano	butano	
X ₁₉	0,578	0,422	
X ₂₀	0,527	0,473	
Y ₂₀	0,607	0,393	
Y ₂₁	0,560	0,440	
Parámetro	Valor	Unidades	
L ₁₉	2022,97	kmol/h	
L ₂₀	2016,85	kmol/h	
V ₂₀	2177,75	kmol/h	
V ₂₁	2171,63	kmol/h	
h ₁₉	4669,58	kJ/kmol	
h ₂₀	4747,02	kJ/kmol	
H ₂₀	23895,63	kJ/kmol	
H ₂₁	24021,68	kJ/kmol	
Comprobación			
Parámetro	Entrada	Salida	Cierre
B.M. i-C4 (kmol/h)	2385,37	2385,37	0,00
B.M. n-C4 (kmol/h)	1809,23	1809,23	0,00
B.E. (kJ/h)	61612722,90	61612722,90	0,00
L/V	0.93	0.93	0,00

3.7.2. SECCIÓN DE AGOTAMIENTO

Al igual que el procedimiento realizado para la sección de rectificación, se deben aplicar un procedimiento análogo, para el que se debe partir de la temperatura de burbuja de la caldera.

- Caldera

En primer lugar, se debe resolver el balance de materia en la zona de alimentación, para conocer así el flujo de líquido y vapor que llega a la caldera. Dado que se trata de una caldera parcial, lo primero a realizar es el balance de materia y equilibrio, para conocer las composiciones de las corrientes involucradas. En el apartado 3.1.2 *balance de material al condensador y caldera*, se han calculado los caudales de las corrientes de la caldera, por lo que empleando las ecuaciones [2.45], [2.46] y [2.47], se puede determinar la composición.

$$\bar{L}_N \cdot \bar{x}_{N,i} + B \cdot x_{B,i} = \bar{V}_{N+1} \cdot \bar{y}_{N+1,i} \quad [2.45]$$

$$\alpha \left(\frac{\bar{y}_{N,2}}{x_{B,2}} \right) - \left(\frac{\bar{y}_{N,1}}{x_{B,1}} \right) = 0 \quad [2.46]$$

$$\sum_{i=1}^n \bar{x}_{N,i} - \sum_{i=1}^n \bar{y}_{N+1,i} = 0 \quad [2.47]$$

- Etapa N-1

Una vez conocidas las composiciones de la caldera, se procede a realizar un cálculo de las corrientes de líquido y vapor que se encuentran involucradas en la última etapa de destilación, comenzando la numeración por cabezas.

De este modo, como se observa en la figura 14, en la etapa N entran dos corrientes de líquido y dos corrientes de vapor, de las cuales $V_N = V_1$ y $L_{N-1} = L_0$ son caudales conocidos con sus respectivas composiciones conocidas, por lo que se pueden aplicar el correspondiente balance de materia las ecuaciones [2.48] y [2.49], así como las ecuaciones de equilibrio y sumatorio ([2.50] y [2.51]), para calcular las composiciones desconocidas.

$$L_{N-1} + V_{N+1} = L_N + V_N \quad [2.48]$$

$$L_{N-1} \cdot x_{N-1,i} + V_{N+1} \cdot y_{N+1,i} = L_N \cdot x_{N,i} + V_N \cdot y_{N,i} \quad [2.49]$$

$$\alpha \left(\frac{\bar{y}_{N,2}}{x_{N,2}} \right) - \left(\frac{\bar{y}_{N,1}}{x_{N,1}} \right) = 0 \quad [2.50]$$

$$\sum_{i=1}^n \bar{x}_{N-1,i} - \sum_{i=1}^n \bar{y}_{N,i} = 0 \quad [2.51]$$

A su vez, aplicando el balance de energía se obtiene la ecuación [2.52]. Si se reorganiza, al igual que se hizo en la sección de rectificación, se obtiene la ecuación [2.53].

$$L_{N-1} \cdot h_{N-1} + V_{N+1} \cdot H_{N+1} = L_N \cdot h_N + V_N \cdot H_N \quad [2.52]$$

$$L_{N-1} = \frac{L_N \cdot h_N + V_N \cdot H_N - V_{N+1} \cdot H_{N+1}}{h_{N-1}} \quad [2.53]$$

De este modo, al igual que para la sección de rectificación, se realiza un proceso iterativo para determinar la temperatura, composición y flujo molar de cada una de las corrientes siguiendo el esquema que se muestra en la figura 16.

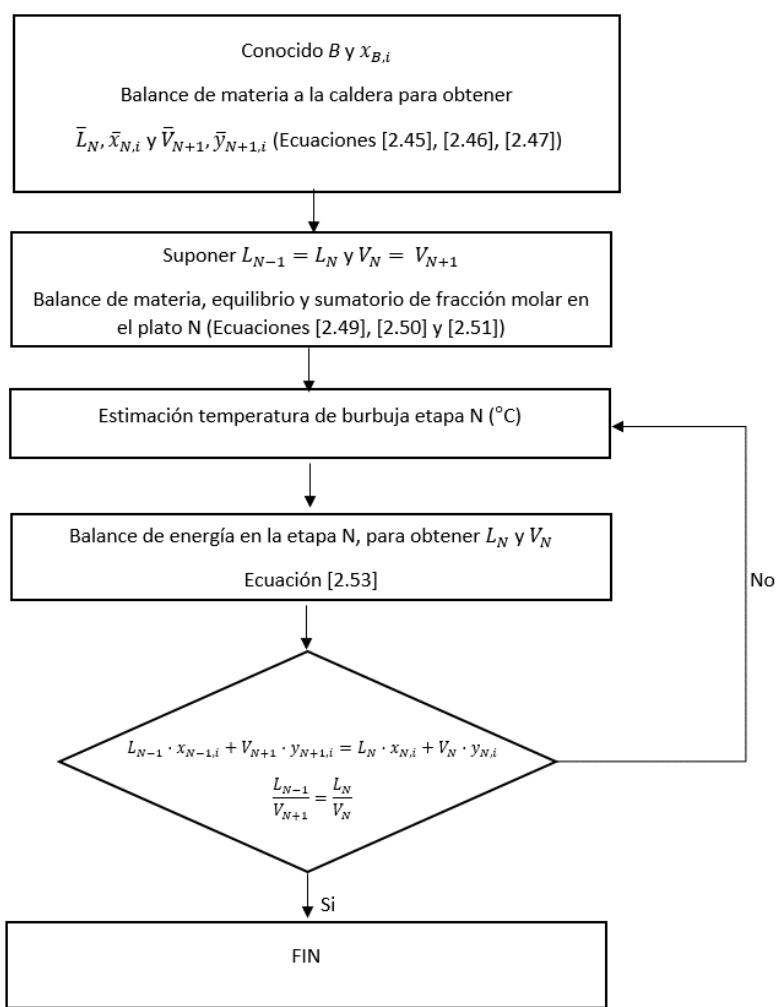


Figura 16 Algoritmo para el diseño riguroso de la sección de agotamiento. Fuente: Elaboración propia.

A continuación, a modo de ejemplificación se muestran los resultados de la aplicación de las ecuaciones MESH para el primer y último plato de la sección de agotamiento, tabla 13 y 14.

Tabla 13 Resultados ecuaciones MESH para la penúltima etapa de la sección de agotamiento (etapa 38).

Composición			
	isobutano	butano	
X ₃₇	0,017	0,983	
X ₃₈	0,013	0,987	
Y ₃₈	0,017	0,983	
Y ₃₉	0,013	0,987	
Parámetro	Valor	Unidades	
L ₃₈	2412,15	kmol/h	
L ₃₇	2412,03	kmol/h	
V ₃₉	2244,30	kmol/h	
V ₃₈	2244,18	kmol/h	
h ₃₇	5655,98	kJ/kmol	
h ₃₈	5662,07	kJ/kmol	
H ₃₈	25506,77	kJ/kmol	
H ₃₉	25512,26	kJ/kmol	
Comprobación			
Parámetro	Entrada	Salida	Cierre
B.M. i-C4 (kmol/h)	69,36	69,36	0,00
B.M. n-C4 (kmol/h)	4586,97	4586,97	0,00
B.E. (kJ/h)	70899618,88	70899618,88	0,00
L/V	1,07	1,07	0,00

Tabla 14 Resultados ecuaciones MESH para la primera etapa de la sección de agotamiento (etapa 22).

Composición			
	isobutano	butano	
X ₂₁	0,464	0,536	
X ₂₂	0,417	0,583	
Y ₂₂	0,498	0,502	
Y ₂₃	0,447	0,553	
Parámetro	Valor	Unidades	
L ₂₂	2411,07	kmol/h	
L ₂₁	2410,78	kmol/h	
V ₂₃	2243,22	kmol/h	
V ₂₂	2243,02	kmol/h	
h ₂₁	4793,42	kJ/kmol	
h ₂₂	4886,45	kJ/kmol	
H ₂₂	24163,83	kJ/kmol	
H ₂₃	24262,31	kJ/kmol	
Comprobación			
Parámetro	Entrada	Salida	Cierre
B.M. i-C4 (kmol/h)	2121,10	2121,10	0,00
B.M. n-C4 (kmol/h)	2532,99	2532,99	0,00
B.E. (kJ/h)	65981552,34	65981552,34	0,00
L/V	1,07	1,07	0,00

3.7.3. COMPROBACIÓN ALIMENTACIÓN

La composición de la alimentación debe encontrarse en un valor intermedio entre la composición de las corrientes de entrada y salida del plato de alimentación. Así mismo, debe tener una temperatura similar a la temperatura del plato de alimentación. De este modo, se debe comprobar que el balance en la alimentación cierre de forma adecuada, esta comprobación se ha realizado en la tabla 15, donde se observa que el balance cierra satisfactoriamente.

Tabla 15 Resultados ecuaciones MESH para la etapa de alimentación (etapa 21).

Composición			
	isobutano	butano	
X ₂₀	0,527	0,473	
X ₂₁	0,464	0,536	
X _F	0,482	0,518	
Y ₂₁	0,560	0,440	
Y ₂₂	0,498	0,502	
Parámetro	Valor	Unidades	
L ₂₀	2016,85	kmol/h	
L ₂₁	2410,78	kmol/h	
V ₂₁	2171,63	kmol/h	
V ₂₂	2243,02	kmol/h	
F	322,63	kmol/h	
Comprobación			
Parámetro	Entrada	Salida	Cierre
B.M. i-C4 (kmol/h)	2335,03	2335,03	0,00
B.M. n-C4 (kmol/h)	2247,38	2247,38	0,00

3.8. RESULTADOS DISEÑO RIGUROSO.

EL resultado obtenido de la aplicación de las ecuaciones MESH para la realización del diseño riguroso se muestran en la tabla 16.

Tabla 16 Resultados obtenidos del diseño riguroso de la columna T-301.

Plato			isobutano	butano			isobutano	butano	T °C	L	V
0	x	0	0,995	0,005	y	1	0,995	0,005	40,15	2089,52	2244,30
1	x	1	0,993	0,007	y	2	0,993	0,007	40,15	2089,00	2243,78
2	x	2	0,991	0,009	y	3	0,991	0,009	40,17	2088,38	2243,16
3	x	3	0,987	0,013	y	4	0,988	0,012	40,21	2087,79	2242,57
4	x	4	0,983	0,017	y	5	0,984	0,016	40,26	2087,07	2241,85
5	x	5	0,978	0,022	y	6	0,979	0,021	40,32	2086,33	2241,11
6	x	6	0,971	0,029	y	7	0,973	0,027	40,38	2085,26	2240,04
7	x	7	0,963	0,037	y	8	0,965	0,035	40,45	2083,14	2237,92
8	x	8	0,952	0,048	y	9	0,955	0,045	40,59	2081,47	2236,25
9	x	9	0,939	0,061	y	10	0,943	0,057	40,74	2079,04	2233,82
10	x	10	0,922	0,078	y	11	0,927	0,073	40,93	2076,21	2230,99
11	x	11	0,902	0,098	y	12	0,908	0,092	41,16	2072,63	2227,41
12	x	12	0,877	0,123	y	13	0,885	0,115	41,44	2068,40	2223,18
13	x	13	0,847	0,153	y	14	0,857	0,143	41,77	2063,41	2218,19
14	x	14	0,812	0,188	y	15	0,825	0,175	42,17	2057,77	2212,55
15	x	15	0,773	0,227	y	16	0,788	0,212	42,63	2051,45	2206,23
16	x	16	0,728	0,272	y	17	0,747	0,253	43,15	2044,68	2199,46
17	x	17	0,680	0,320	y	18	0,702	0,298	43,72	2037,42	2192,20
18	x	18	0,629	0,371	y	19	0,655	0,345	44,34	2030,37	2185,15
19	x	19	0,578	0,422	y	20	0,607	0,393	44,97	2022,97	2177,75
20	x	20	0,527	0,473	y	21	0,560	0,440	45,63	2016,85	2171,63
21	x	21	0,464	0,536	y	22	0,498	0,502	46,02	2410,78	2243,02
22	x	22	0,417	0,583	y	23	0,447	0,553	46,81	2411,07	2243,22
23	x	23	0,368	0,632	y	24	0,395	0,605	47,13	2411,08	2243,23
24	x	24	0,319	0,681	y	25	0,343	0,657	47,74	2411,10	2243,25
25	x	25	0,273	0,727	y	26	0,293	0,707	48,03	2411,10	2243,25
26	x	26	0,229	0,771	y	27	0,246	0,754	48,44	2411,11	2243,26
27	x	27	0,190	0,810	y	28	0,204	0,796	48,89	2411,11	2243,26
28	x	28	0,156	0,844	y	29	0,166	0,834	49,54	2411,16	2243,31
29	x	29	0,126	0,874	y	30	0,134	0,866	50,15	2411,22	2243,37
30	x	30	0,101	0,899	y	31	0,107	0,893	50,48	2411,33	2243,48
31	x	31	0,080	0,920	y	32	0,085	0,915	51,27	2411,39	2243,54
32	x	32	0,063	0,937	y	33	0,067	0,933	51,89	2411,44	2243,59
33	x	33	0,049	0,951	y	34	0,052	0,948	52,37	2411,56	2243,71
34	x	34	0,038	0,962	y	35	0,040	0,960	52,73	2411,82	2243,97
35	x	35	0,029	0,971	y	36	0,031	0,969	52,98	2411,90	2244,05
36	x	36	0,022	0,978	y	37	0,023	0,977	53,15	2412,03	2244,18
37	x	37	0,017	0,983	y	38	0,017	0,983	53,25	2412,03	2244,18
38	x	38	0,013	0,987	y	39	0,013	0,987	53,30	2412,15	2244,30
39	x	39	0,009	0,991					53,30	167,85	

A continuación, se muestran la representación gráfica de los perfiles de composición y temperatura con el objetivo de conseguir una mejor interpretación de los mismos (Figura 17 y figura 18).

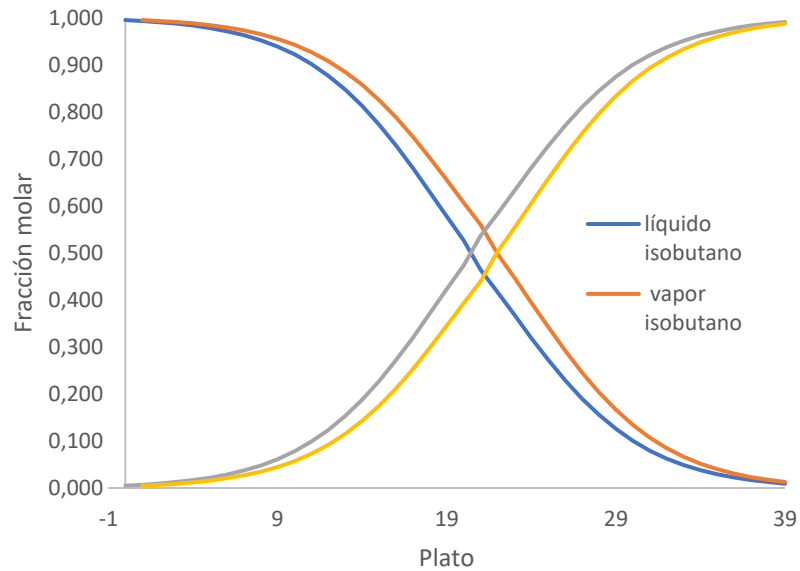


Figura 17 Perfil de composición plato a plato.

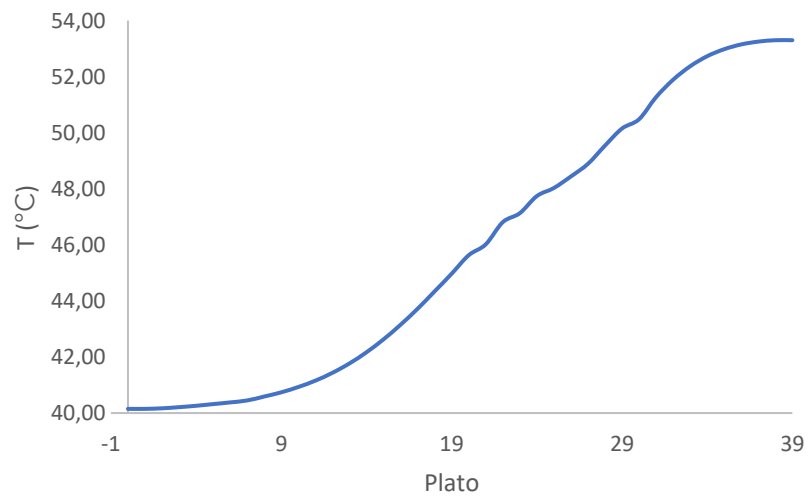


Figura 18 Perfil de temperatura plato a plato.

3.9. VERIFICACIÓN DE LOS CÁLCULOS REALIZADOS.

EL perfil de composición obtenido se compara con el obtenido mediante el empleo de Aspen Hysys. De este modo, se observa que, a pesar de que se obtiene un mayor número de platos mediante el empleo de Aspen Hysys, se observa un paralelismo entre ambos perfiles lo que permite verificar los resultados obtenidos.

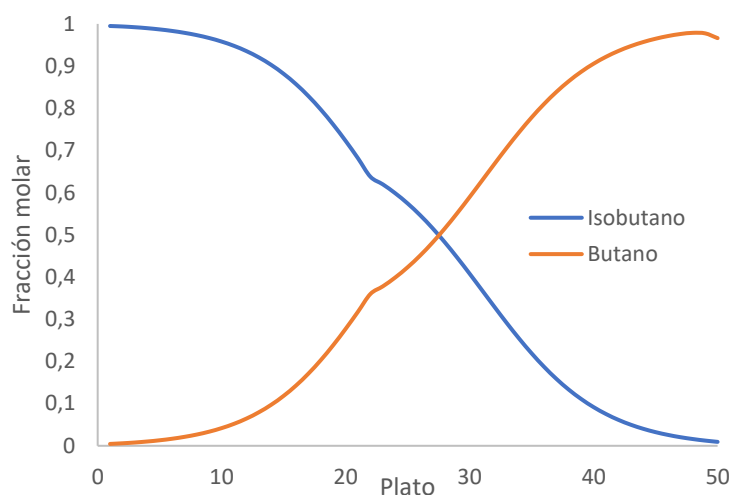


Figura 19 Perfil de composición obtenido mediante Aspen HYSYS

3.10. CONCLUSIÓN DISEÑO TERMODINÁMICO.

En la tabla 17 se recogen los resultados obtenidos de la realización del método McCabe-Thiele, el método aproximado Shortcut y el diseño riguroso mediante la aplicación de las ecuaciones MESH. Como se puede observar, los tres métodos proporcionan resultados muy similares, destacando la gran similitud entre los resultados obtenidos mediante el diagrama de McCabe-Thiele y el método Shortcut, de forma que ambos resultados son validados, mostrando la buena aproximación obtenida mediante su empleo. Sin embargo, teniendo en cuenta el cálculo del número de etapas mediante el diseño riguroso es el más exacto, el número de etapas seleccionadas será el resultado obtenido en este método, es decir, 39 platos. Por otro lado, la etapa de alimentación es la etapa 21.

Tabla 17 Comparación de los resultados obtenidos mediante los métodos McCabe-Thiele y diseño riguroso.

Método	Número mínimo de platos	Reflujo mínimo	Reflujo actual	Número de platos	Plato de alimentación
Diagrama McCabe-thiele	31	5,27	12,50	40	21
Shortcut	30,42	5,27	12,50	39,86	21,40
Diseño riguroso	-	-	12,50	39	21

4. DISEÑO HIDRÁULICO

El objetivo del diseño hidráulico es la realización de cálculos de dimensionamiento de la columna de destilación, entre los que se encuentran el diámetro interno de la columna, el espaciado de los platos, así como sus dimensiones, de forma que se garantice el buen funcionamiento de la columna.

4.1. EFICIENCIA DEL PLATO

Obtenido el número de platos teóricos en el diseño termodinámico que garantiza la separación deseada, se debe obtener el número de platos reales. Para ello, se debe realizar una correlación entre los platos teóricos con el número de platos necesarios en la realidad, lo que se consigue gracias al término de la eficiencia del plato, como la definida en la [2.54] (1).

$$E_0 = \frac{\text{número de platos teóricos}}{\text{número de platos reales}} \quad [2.54]$$

Una forma rápida y de gran eficiencia para hidrocarburos se consigue empleando la correlación de O'Connell, ecuación [2.55]. Se trata de una correlación basada principalmente obtenidos con sistemas de hidrocarburos que correlaciona la eficiencia de los platos con el producto de la volatilidad relativa del componente clave ligero (respecto al componente clave pesado) y la viscosidad promedio molar de la alimentación a la temperatura promedio de la columna (1).

$$E = 51 - 32,5 \log (\mu_a \alpha_a) \quad [2.55]$$

Siendo:

- μ_a : viscosidad intermedia de la corriente de alimentación a la temperatura promedio de la columna (mNs/m²)
- α_a : volatilidad relativa intermedia del componente clave ligero con respecto al componente clave pesado.

De este modo, se realiza el cálculo del número de platos reales despejándolo de la ecuación [2.56].

$$N_{real} = \frac{N_{teóricos}}{E_0} \quad [2.56]$$

En la tabla 18 se presentan los datos obtenidos de la eficiencia de plato:

Tabla 18 Datos obtenidos del cálculo de la eficiencia del plato mediante la correlación de O'Connell.

Parámetro	Valor
Etapas teóricas	39
μ (mNs/m ²)	0,137
α	1,389
E _o (%)	74,388
Etapas reales	52,428

Por lo tanto, como el número de platos teóricos es de 39 y se ha obtenido una eficiencia de 74,39 % el número real de platos es de 53.

4.2. ESTIMACIÓN DEL DIÁMETRO DE LA COLUMNA

Para obtener una alta eficacia en el plato, es necesaria una velocidad de vapor elevada. Sin embargo, la velocidad de vapor se ve limitada por la velocidad de inundación, de forma que normalmente se fija la velocidad en un 70-90% de la velocidad que causaría la inundación. Para el diseño, debe emplearse un valor que se encuentre en el intervalo 80-85% de la velocidad de inundación. La velocidad de inundación puede ser calculada mediante la correlación mostrada en la ecuación [2.57] (1).

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad [2.57]$$

Donde:

- u_f : velocidad de inundación del vapor (m/s) basada en la sección transversal neta de la columna, A_n .
- K_1 : constante obtenida de la figura 19.
- ρ_L : densidad de líquido de una terminada sección de la columna (kg/m³).
- ρ_V : densidad del vapor en una determinada sección de la columna(kg/m³).

Para la obtención del factor K1 en la figura 20 es necesario seleccionar un valor de espaciado de platos (l_t). En concordancia con la bibliografía consultada (2), el valor del espaciado de platos varía entre 0,15 y 1 m, dependiendo del diámetro de la columna y los requerimientos de acceso. De este modo, par aun diseño preliminar 0,45 metros es un espaciado razonable para columnas de diámetro inferior a 1 metros, mientras que para columnas con diámetros mayor 0,6 metros es el espaciado recomendado.

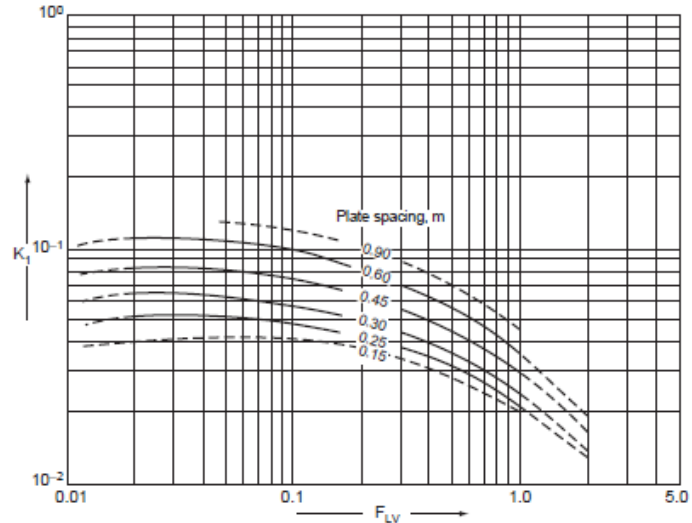


Figura 20 Gráfico para la determinación de K1.

Se debe tener en cuenta que K1 ha sido obtenida para una tensión superficial del líquido de 0,02 N/m, por lo que, para tensiones diferentes, este debe ser corregido multiplicando el valor obtenido de la gráfica por $\left(\frac{\sigma}{0,020}\right)^2$, obteniendo la ecuación [2.58].

$$u_f = K_1 \cdot \left(\frac{\sigma}{0,020}\right)^2 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad [2.58]$$

Por otro lado, es necesario realizar el cálculo del factor de flujo líquido-vapor (FLV), dado por la ecuación [2.59].

$$F_{LV} = \frac{L_{wmax}}{V_{wmax}} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad [2.59]$$

Donde L_{wmax} y V_{wmax} es el caudal máximo del líquido y vapor, respectivamente, en kg/s.

De este modo, tal y como se ha mencionado, empleando la ecuación [2.60] se relaciona el porcentaje de inundación con la velocidad neta del vapor y su respectiva velocidad de inundación.

$$\%inundación = \frac{u_n}{u_f} \quad [2.60]$$

Donde:

- $\%inundación$: porcentaje de inundación seleccionado
- u_n : velocidad neta del vapor (m/s).

Obtenida la velocidad neta del vapor, se realiza el cálculo del caudal volumétrico máximo de vapor ($Q_{v,m\acute{a}x}$), mediante la ecuación [2.61], para a continuación realizar el cálculo del área neta de la columna (A_n) mediante la ecuación [2.62].

$$Q_{v,m\acute{a}x} = \frac{V_{wmax}}{\rho_v} \quad [2.61]$$

$$A_n = \frac{Q_{v,m\acute{a}x}}{u_n} \quad [2.62]$$

A continuación, fijando un porcentaje del área de la bajante (generalmente se fija el valor en un 12%) se realiza el cálculo del área total de la sección de la columna (A_c), calculara mediante la ecuación [2.63], de forma que ya se tienen todos los datos para realizar el cálculo del diámetro de la columna (D_c), empleando la ecuación [2.64].

$$A_c = \frac{A_n}{1 - \% \text{área bajante}} \quad [2.63]$$

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}} \quad [2.64]$$

En la tabla 19 se muestran las consideraciones previamente realizadas para el cálculo estimado del diámetro de la columna, así como los caudales másicos y propiedades de las corrientes en ambas secciones de la columna de destilación.

Tabla 19 Datos necesarios para el diseño hidráulico y consideraciones iniciales tomadas.

Parámetro	Valor	
%área bajante (%)	12%	
% inundación (%)	80%	
lt(m)	0,6	
	Sección de enriquecimiento	Sección de enriquecimiento
L_{wmax} (kg/s)	33,73	38,96
V_{wmax} (kg/s)	36,23	36,23
ρ_v (kg/m ³)	12,76	12,28
ρ_L (kg/m ³)	533,10	547,50
σ (N/m)	$8,3 \cdot 10^{-3}$	$8,85 \cdot 10^{-3}$

Este procedimiento de cálculo es llevado a cabo para cada una de las secciones de la columna, enriquecimiento y agotamiento, de forma que se obtendrán dos valores diferentes para el diámetro de la columna. Si la diferencia entre ambos diámetros es inferior al 20%, se selecciona el mayor valor entre ambos. Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 20.

Tabla 20 Resultados obtenidos para la estimación del diámetro de la columna.

	Sección de enriquecimiento	Sección de agotamiento
F_{LV}	0,14	0,16
K_1 (gráfico)	0,10	0,10
K_1 corregida	0,08	0,08
u_f (m/s)	0,54	0,56
u_n (m/s)	0,43	0,45
$Q_{v,m\acute{a}x}$ (m ³ /s)	2,84	2,95
A_n (m ²)	6,63	6,58
A_c (m ²)	7,53	7,47
D_c (m)	3,10	3,08

La diferencia del valor el diámetro de la sección de enriquecimiento y agotamiento es inferior al 20%, por lo que se escoge el mayor valor de ambos, **3,10 metros**.

4.3. CARACTERIZACIÓN DEL FLUJO DE LA CORRIENTE LÍQUIDA

El Siguiente paso es caracterizar el flujo de la corriente líquida, por lo que se debe calcular el caudal volumétrico máximo del líquido, $Q_{L,m\acute{a}x}$ (m³/s), para lo que se emplea la ecuación [2.65].

$$Q_{L,m\acute{a}x} = \frac{L_{wmax}}{\rho_L} \quad [2.65]$$

De este modo, se puede determinar el patrón de flujo necesario mediante la figura 21, donde se relaciona el D_c (m) de la columna previamente calculado con $Q_{L,m\acute{a}x}$.

Se obtiene un valor de 0,06 y 0,0 para la sección de enriquecimiento y agotamiento, respectivamente. Por lo tanto, se obtiene que el arreglo del patrón de flujo de la columna debe ser flujo de paso doble. Sin embargo, teniendo en cuenta que el método de diseño de la bibliografía consultada, referencia (1), se basa en el **flujo cruzado de paso simple**, este será el seleccionado como primera aproximación del diseño, al considerarse un patrón de flujo muy versátil y tratarse de un diseño preliminar.

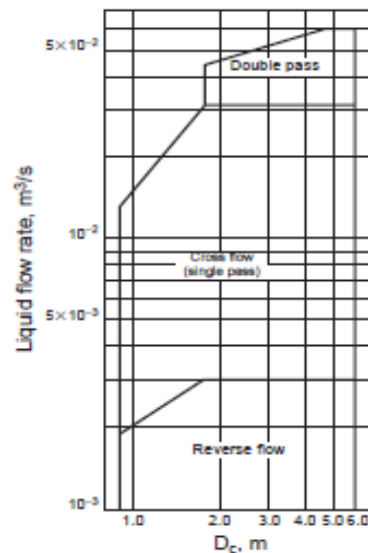


Figura 21 Gráfico para la selección del patrón de flujo en función del caudal y el diámetro de la columna.

4.4. DISEÑO PROVISIONAL DEL PLATO

4.4.1. ELECCIÓN DEL TIPO DE PLATO

Los platos son el elemento mediante el cual se pone en contacto líquido y vapor. Los platos a contracorriente son los platos más empleados en columnas de destilación. Como puede apreciarse en la figura 22, el flujo del líquido se transfiere de un plato a otro mediante anales verticales denominados bajante, mientras que parte del líquido es retenido en cada plato.

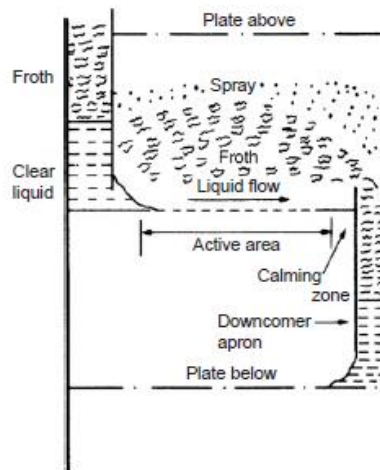


Figura 22 Esquema de una columna de destilación de platos ejemplificativo de funcionamiento. Fuente: (1).

De este modo, los tres principales tipos de plato a contracorriente se clasifican según el contacto líquido- vapor:

- Platos perforados: se trata del diseño de plato más simple, el vapor circula a través de las perforaciones del plato mientras que el líquido es retenido en el plato por el flujo de vapor. Las perforaciones son normalmente pequeños orificios (figura 23 a)).
- Platos de campana: el vapor pasa a través de tubos de corta longitud llamados cubiertos por tapones con borde dentado o ranuras. Un esquema de este tipo de platos se puede ver en la figura 23 b)).
- Platos de válvula: Son diseños patentados. Esencialmente, son platos perforados con orificios de gran tamaño cubiertos por aletas móviles, las cuales se elevan cuando el flujo aumenta. Gracias a que el área de flujo de vapor varía con el caudal, este tipo de platos puede operar de forma eficiente con caudales bajos. Su representación puede observarse en la figura 23 c)).

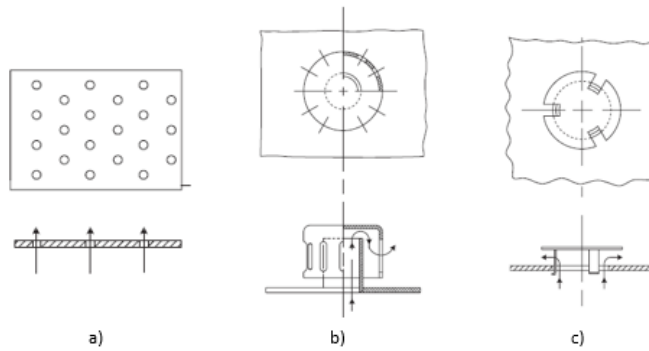


Figura 23 Esquema representativo: a) Platos perforada b) platos de campana c) platos de válvula. Fuente (1)

Para la elección del tipo de plato más adecuado para el diseño se deben tener en cuenta diferentes parámetros como el coste, el rango de operación, la eficiencia y la caída de presión. Comenzando por el coste, los platos de campana son significativamente más caros que los platos de perforación o de válvula, de forma aproximada, el ratio de coste es de 3:1,5:1, siendo los platos de perforaciones los más baratos. En cuanto a la capacidad, la diferencia es ligera, siendo los platos perforados los que constan de mayor rango de capacidad, seguido de los platos de válvula.

Por otro lado, el factor con mayor significancia es el rango de operación. Se conoce como rango de operación al rango de flujo de vapor o líquido entre los cuales el plato operará de forma satisfactoria. Es importante contar con cierto rango de flexibilidad para permitir cambios en los parámetros de producción sin que surjan problemas en su funcionamiento.

Por último, la caída de presión provocada por los platos es menor cuando se emplean platos perforados, seguido de los platos de válvula, siendo los platos de campana los que proporcionan una mayor caída de presión. De este modo, los platos perforados proporcionan una mayor versatilidad de aplicación acompañado de un precio menor, siendo así el tipo de plato seleccionado para este diseño.

4.4.2. DISEÑO HIDRÁULICO PROVISIONAL DEL PLATO.

Siendo A_c el área de la sección transversal total de la columna (previamente calculado), para realizar el diseño del plato, se deben calcular una serie de áreas detalladas a continuación:

- A_d es la sección transversal de la bajante, calculada como un 12% del A_c .
- A_n es el área neta disponible para la separación vapor-líquido, se considera que es igual a la diferencia $A_c - A_d$.
- A_a es el área activa de borboteo, para el flujo de paso simple es igual a $A_c - 3 \cdot A_d$.
- A_h es el área de los agujeros activo del plato, para su estimación se toma un 10% del área activa (A_a).
- A_p es el área perforada total, es presentada por el área donde se encuentran los agujeros, incluyendo el espaciado entre ellos.

Por otro lado, también debe realizarse la especificación de las dimensiones del rebosadero:

- H_w , es la altura del rebosadero. Determina el volumen del líquido en el plato, siendo así un factor importante para la eficiencia del plato: una mayor altura supone un incremento en la eficiencia, sin embargo, también supone un aumento de la caída de presión. Para columnas a presión superior a la presión atmosférica normalmente se encuentra en el intervalo 40-90 mm, siendo 40-50 mm el intervalo recomendado.
- l_w es la longitud del rebosadero, se obtiene a partir de la relación de las áreas A_d/A_c y el diámetro de la columna, para lo que se emplea la Figura 24. Normalmente se considera entre un 0-85% el diámetro de la columna (D_c). Para un área de la bajante del 12% se obtiene una longitud del rebosadero de $0,77D_c$. La relación entre la longitud del rebosadero y el área de la bajante se muestra en la figura 24.

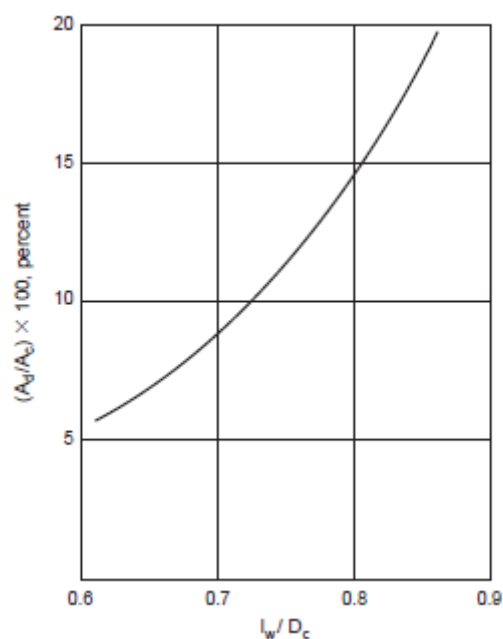


Figura 24 Gráfico que muestra la relación entre el área de la bajante y la longitud del rebosadero.

- d_h , es el diámetro del orificio, varía entre 2,5-12 mm, siendo 5 mm el valor preferido.
- Espesor del plato, este varía en función del material empleado para su construcción, tomando el valor de 5mm para acero al carbono y 3 mm para acero inoxidable.

Los valores obtenidos para el diseño del plato se recogen en la tabla 21.

Tabla 21 Resultados obtenidos para el diseño provisional del plato.

Parámetro	Valor
A_d (m)	0,90
A_n (m)	6,63
A_a (m)	5,72
A_h (m)	0,57
A_d/A_c	0,12
I_w/D_c	0,77
I_w (m)	2,38
h_w (mm)	40
d_h (mm)	4,5
espesor plato (mm)	3

4.5. DETALLES DEL PLATO

El área del plato disponible para las perforaciones se ve reducida por la obstrucción causada por elemento estructurales como anillos de soporte o vigas, y por el empleo de zonas de calma. Los diferentes secciones y accesorios presentes en un plato se muestran en la figura 25. Las zonas de calma son segmentos no perforados de chapa que se sitúan a los lados de la entrada y salida del plato. El ancho de cada zona de calma generalmente ronda entre los 75 y 100 mm. En cuanto al espesor del anillo de soporte, l_s , este no debe excederse hasta la bajante y se encuentra normalmente en el rango de 50-75 mm, siendo 50 mm valor seleccionado.

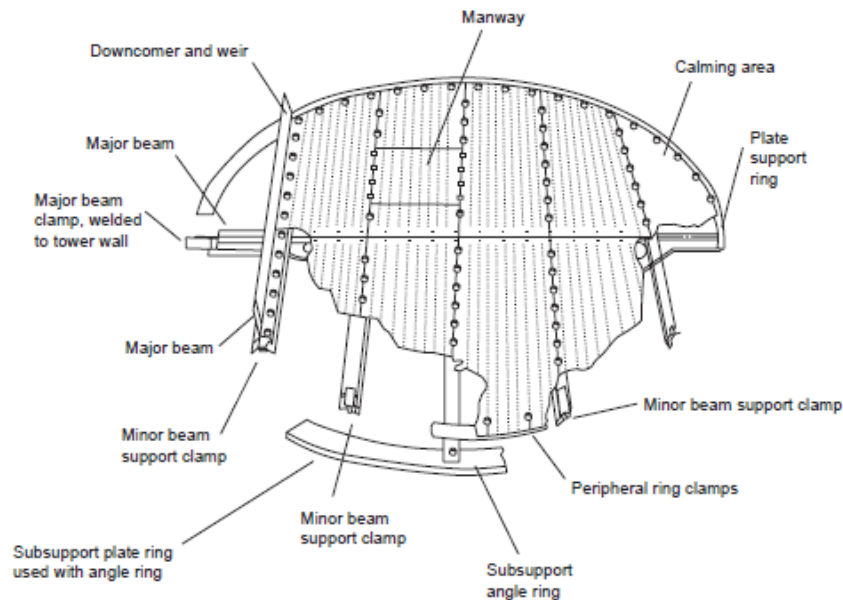


Figura 25 Esquema de las secciones de un plato perforado. Fuente: (1).

En la figura 26 se muestra una representación de la relación entre la longitud del rebosadero, la altura de la cuerda del rebosadero (l_h) y el ángulo (θ_c°) a partir del cual se obtiene el ángulo subtendido ($\theta_{\text{subtendido}}$) siguiendo la ecuación [2.66].

$$\theta_{\text{subtendido}} = (180 - \theta_c)^\circ \quad [2.66]$$

De este modo, la longitud promedio del anillo de sujeción, L_{se} (m), puede ser calculada con la ecuación [2.67].

$$L_{se} = (D_c - l_s) \cdot \pi \cdot \frac{\theta_{\text{subtendido}}}{180^\circ} \quad [2.67]$$

Donde l_s es el ancho del anillo del soporte para el plato seccional, cuyo valor se sitúa normalmente entre 50-75 mm. Para este diseño se ha seleccionado 50mm.

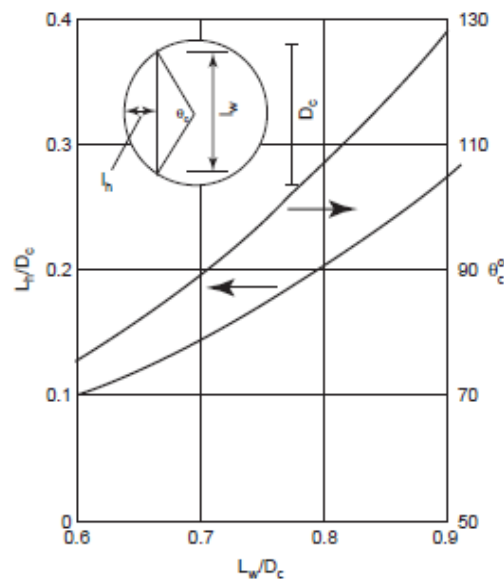


Figura 26 Diagrama de relación entre la longitud del rebosadero, la altura de la cuerda del rebosadero (l_h) y el ángulo (θ_c°). Fuente: (1).

Por otro lado, a continuación, se muestran las ecuaciones ([2.66], [2.67] y [2.68]) que permiten realizar el cálculo del área del anillo de sujeción, A_{np} (m^2), y las dimensiones de la zona de calma: longitud de la zona de calma, L_{calma} (m), y su respectiva área, A_{calma} (m^2).

$$A_{np} = l_s \cdot L_{se} \quad [2.66]$$

$$L_{calma} = l_w + l_s \quad [2.67]$$

$$A_{calma} = 2 \cdot L_{calma} \cdot l_s \quad [2.68]$$

Por último, se puede calcular el área total disponible para las perforaciones siguiendo la ecuación [2.69].

$$A_p = A_a - A_{calma} - A_{np} \quad [2.69]$$

Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 22.

Tabla 22 Resultados obtenidos de cálculo de los detalles del plato.

Parámetro	valor
l_w/D_c	0,77
l_h/D_c	0,18
θ°	106
$\theta_{\text{subtendido}}$	74
$L_{se} \text{ (m)}$	3,93
$A_{np} \text{ (m}^2\text{)}$	0,20
$L_{calma} \text{ (m)}$	2,43
$A_{calma} \text{ (m}^2\text{)}$	0,24
$A_p \text{ (m}^2\text{)}$	5,28

4.6. CÁLCULO DEL PITCH DEL ORIFICO

Conociendo la relación A_h/A_p , se puede proceder a calcular la longitud del pitch del plato, es decir, la distancia entre los centros de los orificios. Se pueden emplear arreglos de pitch cuadrados o triangulares, siendo este segundo el preferido y seleccionado para nuestro diseño. Así pues, para un pitch triangular se emplea la figura 27, que es una representación gráfica de la ecuación [2.70]. La relación l_p/d_h debe encontrarse entre los valores de 2,5 y 4, mientras que l_p debe ser mayor a 2 veces d_h .

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,9 \cdot \left[\frac{d_h}{l_p} \right]^2 \quad [2.70]$$

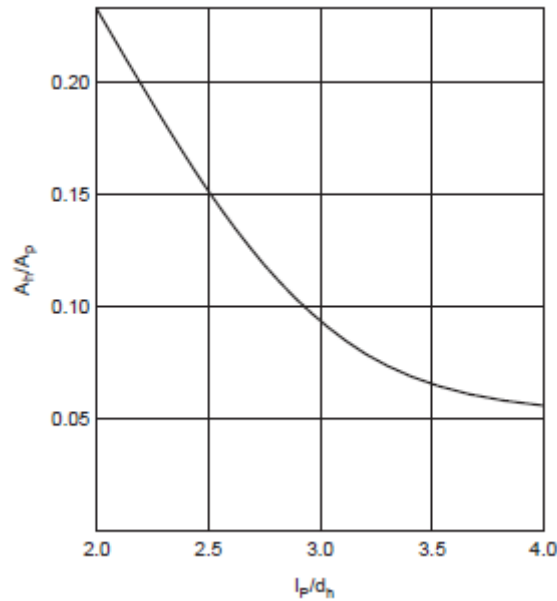


Figura 27 Diagrama para el cálculo de la longitud del pitch del plato. Fuente: (1).

De este modo, los valores obtenidos se recogen en la tabla 23. Se observa que la relación l_p/d_h se encuentra en el rango deseado. Del mismo modo, el valor de l_p es mayor al doble de d_h ($12,97 > 2 \cdot 4,5$), por lo que se valida el diseño.

Tabla 23 Resultados obtenidos en el cálculo del pitch del orificio.

Parámetro	valor
A_h/A_p	0,11
d_h/l_p	0,35
l_p/d_h	2,88
l_p	12,97
Área agujeros (m ²)	$1,59 \cdot 10^{-5}$
Número de agujeros	35989,05

4.7. COMPROBACIÓN DEL GOTEO

Se debe comprobar que en el diseño no ocurra goteo, es decir, una excesiva fuga del líquido a través de los orificios. Para comprobar que no exista goteo, se debe calcular la velocidad de vapor a la que se produce el goteo, comprobando que con el área de los orificios seleccionada que, operando con el caudal mínimo de vapor, su velocidad de encuentro por encima de la velocidad de goteo. La ecuación [2.71], es la empleada para determinar la velocidad de goteo, u_h , goteo (m/s).

$$u_{h,goteo} = \frac{K_2 - 0,9(25,4 - d_h)}{(\rho_L)^{0,5}} \quad [2.71]$$

De este modo, la velocidad de goteo depende de la densidad del vapor, ρ_v , el diámetro del orificio, d_h , y de la constante K_2 , la cual se obtiene empleando la figura 28.

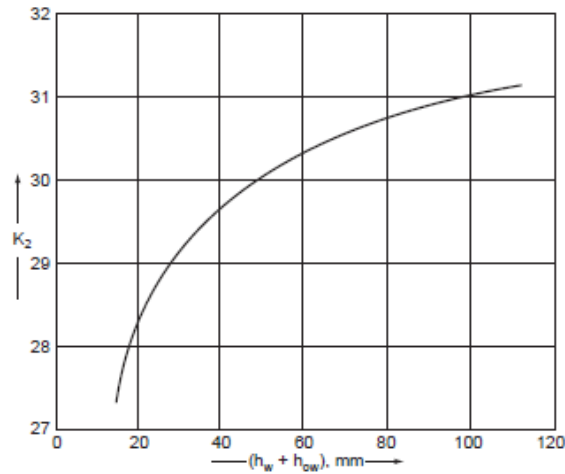


Figura 28 Diagrama para la obtención del parámetro K_2 . Fuente: (1).

Donde h_w es la altura del rebosadero y h_{ow} es la altura del líquido sobre el rebosadero (mm de líquido) que puede ser calculada mediante la ecuación [2.72].

$$h_{ow} = 750 \cdot \left[\frac{L_{wmin}}{\rho_L \cdot l_w} \right]^{2/3} \quad [2.72]$$

Por otro lado, la velocidad mínima del vapor, $u_{h,min}$ (m/s), es aquella velocidad que se obtiene con el caudal de vapor mínimo, $Q_{v,min}$ (siendo este igual al $70\% \cdot Q_{v,max}$) y el área total de los huecos activos, A_h (m²), como se muestra en la ecuación [2.73].

$$u_{h,min} = 750 \cdot \frac{Q_{v,min}}{A_h} \quad [2.73]$$

Los resultados obtenidos se recogen en la tabla 24, donde se puede observar que tanto para la sección de enriquecimiento como para la de agotamiento, la velocidad mínima del vapor es superior a la velocidad de goteo, por lo que se da por válido.

Tabla 24 Resultados obtenidos para la comprobación del goteo.

Parámetro	Sección enriquecimiento	Sección agotamiento
$L_{w,max}$ (kg/s)	33,73	38,96
$L_{w,min}$ (kg/s)	23,61	27,27
ρ_L (kg/m ³)	533,10	547,50
$h_{ow,max}$ (mm líq)	66,73	72,16
$h_{ow,min}$ (mm líq)	52,60	56,89
$h_w + h_{ow}$ (mm)	92,60	96,89

K_2	30,80	30,90
$u_{h,goteo}$ (m/s)	3,36	3,45
$u_{h,min}$ (m/s)	3,47	3,61

4.8. COMPROBACIÓN DE LA CAÍDA DE PRESIÓN

En el diseño de la columna, la caída de presión de los platos cobra gran importancia. Hay dos principales causas de la pérdida de presión: el caudal de vapor que fluye a través de los orificios del plato y la carga estática del líquido en el plato.

Para predecir la caída total de presión se emplea un modelo simple aditivo, de forma que la caída total viene dada por la suma de la caída calculada para el flujo de vapor a través del plato seco (h_d), la carga de líquido en el plato, ($h_{ow} + h_w$), y un término llamado pérdidas residuales (h_r), todos ellos en unidades de mm de líquido, como se puede ver en la ecuación [2.74]. A su vez, la pérdida residual es la diferencia entre la caída de presión experimental observada y la suma simple de la caída de presión seca y la altura del líquido transparente (ecuación [2.75]).

$$h_t = h_r + h_d + (h_{ow} + h_w) \quad [2.74]$$

$$h_r = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} \quad [2.75]$$

En cuanto a la caída de presión en el plato seco, este parámetro puede ser estimado empleando la ecuación [2.76], donde se relaciona la velocidad máxima de vapor a través de los orificios, u_h (m/s), las densidades del líquido y vapor y el coeficiente de orificio C_o , un parámetro que puede ser obtenido gráficamente empleando la figura 29. De este modo, C_o se encuentra en función del diámetro del orificio, del espesor del plato y de la relación entre el área de los orificios y el área perforada.

$$h_d = 51 \left(\frac{u_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_l} \quad [2.76]$$

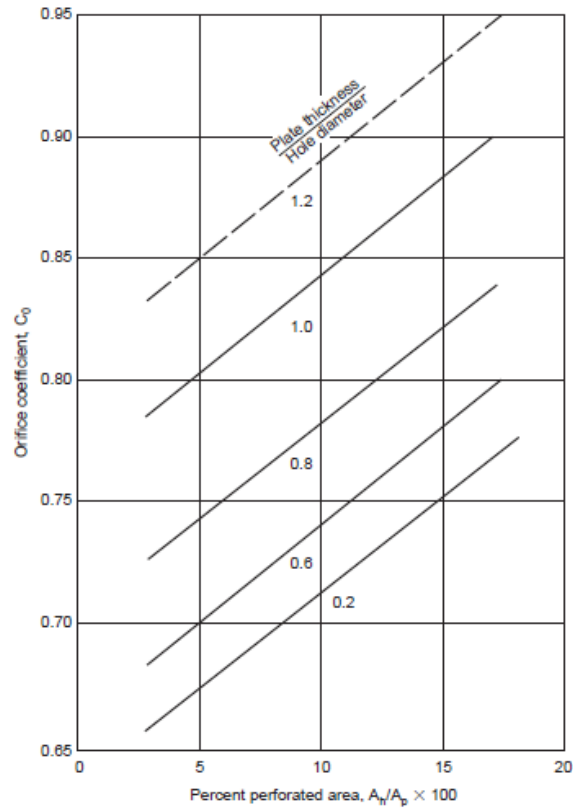


Figura 29 Gráfico para la obtención del parámetro C_o . Fuente: (1).

Es conveniente destacar que la caída de presión calculada, h_d , se encuentra en milímetros de líquido, de forma que para obtener el equivalente en unidades de presión se emplea la ecuación [2.77].

$$\Delta P_t = h_t \cdot 10^{-3} \cdot g \cdot \rho_L \quad [2.77]$$

Siendo ΔP_t la caída de presión total en el plato (Pa), h_t la carga total en mm de líquido y g el valor de la aceleración de la gravedad (m/s^2).

Por último, para obtener la caída de presión en cada plato, ΔP_{plato} (Pa), se debe emplear la ecuación [2.78].

$$\Delta P_{plato} = h_t \cdot 10^{-3} \cdot g \cdot \rho_L \quad [2.78]$$

Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 25.

Tabla 25 Resultados del cálculo de caída de presión por plato.

Parámetro	Valor sección enriquecimiento	Valor sección agotamiento
$u_{h, \max}$ (m/s)	4,96	5,15
espesor plato/diámetro orificio	0,67	0,67
C_o	0,77	0,77
h_d (mm)	50,66	51,26
h_r (mm)	23,45	22,83
h_t (mm)	166,72	170,98
ΔP_t (Pa)	871,88	918,31
ΔP_{plato} (Pa)	41,52	28,7

Acorde a las heurísticas, la caída de presión por plato no debe superar el valor de 700 Pa, así pues, según los resultados obtenidos la caída de presión obtenida (41,52 Pa y 28,7 Pa, en cabeza y colas respectivamente) se encuentran muy por debajo del máximo permitido, por lo que el diseño se considera aceptable. De este modo, se obtiene que la presión por cabezas es de 5,3 (530 kPa) bar, mientras que por colas se obtiene una presión de 5,32 bar (532 kPa).

4.9. COMPROBACIÓN DEL RETORNO DE LA BAJANTE

El área de la bajante como el espaciado de platos deben garantizar que nivel del líquido y espuma se encuentren por debajo del rebosadero del plato superior. De este modo, teniendo en cuenta que el retorno del líquido en la bajante está directamente relacionado con la caída de presión en el plato y la resistencia al flujo en la bajante, por lo que para la comprobación de la bajante se emplea la ecuación [2.79].

$$h_b = h_t + h_{dc} + (h_{ow} + h_w) \quad [2.79]$$

Donde h_b es el retorno del líquido y espuma en la bajante (mm) y h_{dc} es la pérdida de carga en la bajante (mm), que puede ser calculado mediante la ecuación [2.80].

$$h_{dc} = \left(\frac{L_w}{\rho_l \cdot A_m} \right)^2 \quad [2.80]$$

Siendo:

- L_w el caudal másico de la bajante (kg/s)
- A_m el área mayor entre A_d y A_{ap} en m². A_{ap} se define como el área libre por debajo de la bajante y puede ser calculada mediante la ecuación [2.81].

$$A_{ap} = h_{ap} \cdot l_w \quad [2.81]$$

Donde, a su vez, h_{ap} es la altura del borde inferior del salpicadero por encima del plato, estimado empleando la ecuación [2.82].

$$h_{ap} = h_w - (5 \text{ a } 10 \text{ mm}) \quad [2.82]$$

Para este diseño se seleccionará el valor de 10 mm, de forma que el cálculo de h_{ap} queda acorde a la ecuación [2.83].

$$h_{ap} = h_w - 10 \text{ mm} \quad [2.83]$$

De este modo, para verificar un retorno de la bajante favorable, debe cumplirse la desigualdad descrita a continuación ([2.84]).

$$h_b < 0,5 \cdot (h_w + l_t) \quad [2.84]$$

Donde l_t es el espaciado entre plato seleccionado previamente.

Los resultados obtenidos se recogen en la tabla 26. Así pues, se observa que se cumple la desigualdad $h_b < 0,5 \cdot (h_w + l_t)$, por lo que el diseño del retorno de la bajante es favorable.

Tabla 26 Resultados obtenidos para la comprobación del retorno de la bajante.

	Sección de enriquecimiento	Sección de agotamiento
$A_{ap} \text{ (m}^2\text{)}$	0,07	0,07
$h_{ap} \text{ (mm)}$	30,00	30,00
$A_m \text{ (m}^2\text{)}$	0,90	0,90
$h_{dc} \text{ (mm)}$	4,90	6,20
$h_b \text{ (mm)}$	264,22	274,06
$0,5 \cdot (h_w + l_t) \text{ (mm)}$	320	320

4.10. CÁLCULO DEL TIEMPO DE RESIDENCIA

El tiempo de residencia en la bajante es un parámetro significativo, ya que deben garantizar una buena separación entre el vapor y el líquido, de forma que evite que el vapor siga descendiendo arrastrado por el líquido. El valor recomendado del tiempo de residencia es de al menos 3 segundos. De este modo, el tiempo de residencia se calcula mediante la ecuación [2.85].

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_d \cdot \rho_L}{L_w} \quad [2.85]$$

Aplicando esta ecuación se obtiene un valor de tiempo de residencia de 3,77 segundos para la sección de enriquecimiento y 3,48 para la sección de agotamiento. Ambos valores son mayores al tiempo de residencia mínima recomendado, garantizando así una correcta separación.

4.11. COMPROBACIÓN DE LA INUNDACIÓN

Para comprobar que el diseño es correcto, se debe comprobar que la inundación al 80% seleccionada se cumpla según los datos obtenidos, de este modo, se recalcula el porcentaje de inundación, empleando nuevamente las ecuaciones [2.86] y [2.87]. El % de inundación debe encontrarse en el intervalo de 70-90 %.

$$u_h = \frac{Q_{v,max}}{A_n} \quad [2.86]$$

$$\%inundación = \frac{u_h}{u_f} \quad [2.87]$$

Los resultados obtenidos se recogen en la tabla 27. Se observa que el $\%inundación$ se encuentra dentro del rango recomendado, siendo un valor igual o ligeramente inferior al valor supuesto inicialmente del 80% de inundación, por lo que se acepta el diseño realizado.

Tabla 27 Resultados obtenidos para la comprobación de la inundación.

Parámetro	Sección enriquecimiento	Sección agotamiento
u_h (m/s)	0,43	0,45
u_f (m/s)	0,54	0,56
$\%inundación$	80%	79%

Se observa que el %*inundación* se encuentra dentro del rango recomendado, siendo un valor igual o ligeramente inferior al valor supuesto inicialmente del 80% de inundación, por lo que se acepta el diseño realizado.

4.12. COMPROBACIÓN DEL ARRASTRE

Para realizar la comprobación del arrastre a partir del F_{LV} calculado se emplea la figura 30, donde relaciona este parámetro con el %*inundación* y el coeficiente de arrastre (ψ). Se obtiene un correcto valor de arrastre siempre y cuando el coeficiente de arrastre sea inferior a 0,1.

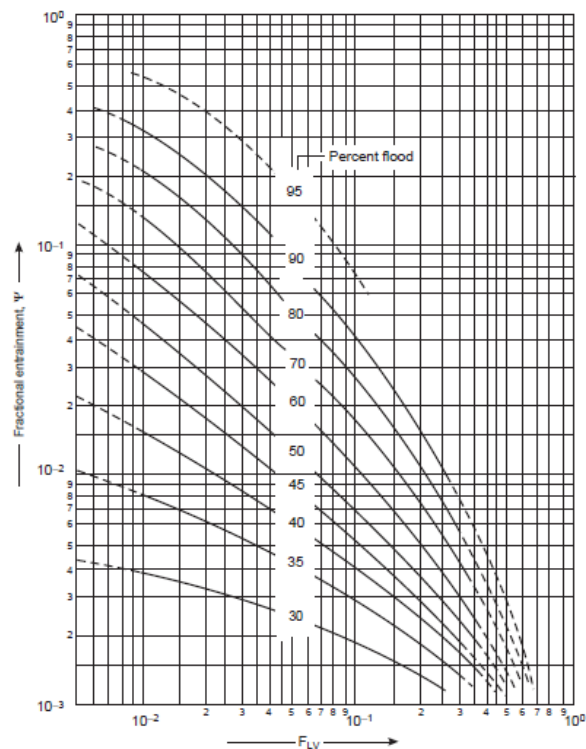


Figura 30 Gráfico para la obtención del coeficiente de arrastre (ψ). Fuente: (1).

Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 28. Se observa que para ambas secciones el coeficiente de arrastre es menos a 0,1 por lo que se considera que el diseño es favorable.

Tabla 28 Resultado de los cálculos correspondientes a la comprobación del arrastre.

	Sección de enriquecimiento	Sección de agotamiento
FLV	0,14	0,16
% <i>inundación</i>	80	80
ψ	0,018	0,015

5. DISEÑO MECÁNICO

5.1. CODIGOS DE DISEÑO EMPLEADOS

Para el diseño mecánico se emplea el código de diseño ASME Pressure Vessel Code, conocido como el código ASME BPV, empleado para el diseño de recipientes a presión, donde se muestran los requerimientos para el diseño, fabricación, inspección y certificación de recipientes a presión

De forma específica la sección empleada para la realización del diseño de la columna T-301 es código ASME PVC sección VIII, donde se muestran los requerimientos específicos para el diseño de equipos sometidos a presión interna.

5.2. TEMPERATURA DE DISEÑO

La resistencia de los metales decrece conforme aumenta la temperatura a la que están expuestos, por lo que la tensión máxima permisible dependerá de la temperatura del material. De este modo, la temperatura de diseño debe ser calculada a partir de la temperatura máxima alcanzada en la columna.

Acorde al código de diseño ASME BPV, para rangos de temperatura de operación comprendidos en el intervalo -20 a 650 grados F, se añaden 50 °F a la temperatura de operación para obtener la temperatura de diseño (Ecuación [2.88]).

$$T_{diseño} = T_{operación} + 50 (°F) \quad [2.8]$$

Así pues, siendo la temperatura de operación la máxima alcanzada la temperatura en la caldera 53,3 °C o, lo que es equivalente, 127,94 °F, la temperatura de diseño de la columna T-301 será de 177,94 °F, que convirtiendo a unidades a grados centígrados se obtiene una **temperatura de diseño de 81,08 °C**.

5.3. PRESIÓN DE DISEÑO

Para realizar un correcto diseño del recipiente, este debe ser diseñado para resistir la presión máxima a la que va a ser sometido durante la operación. Para recipientes sometidos a presión interna, como es el caso del diseño, la presión de diseño debe ser aquella que la válvula de alivio está configurada. Segundo la normativa API 520 se recomienda que la presión de diseño sea normalmente un 10% por encima de la presión de operación.

De este modo, para el diseño se realiza para una presión de diseño o bien un 10 % superior a la presión de operación de la unidad anterior o bien 25 psi superior (172369 Pa), escogiendo el mayor valor de ambas ecuación [2.89].

$$P_{\text{diseño}} = \max \left\{ \begin{array}{l} P_{\text{operación}} \cdot 1,1 \\ P_{\text{operación}} + 25 \text{ (psi)} \end{array} \right. \quad [2.89]$$

La mayor presión de operación alcanzada en la columna son 5,32 bar, presión absoluta, siendo la presión relativa 4,37 bar. De este modo, la mayor presión se obtiene al sumarle a la presión de operación 25 psi (172369 Pa), obteniendo una presión de diseño de 60344 Pa. Los valores obtenidos se recogen en la tabla 29.

Tabla 29 Valores calculados para la obtención de la presión de diseño

Parámetro	Valor
$P_{\text{operación}}$ (bar)	4,31
$P_{\text{operación}}$ (Pa)	430675
$P_{\text{operación}} \cdot 1,1$ (Pa)	473742,50
$P_{\text{operación}} + 25 \text{ psi}$ (Pa)	603044
$P_{\text{diseño}}$ (Pa)	603044
$P_{\text{diseño}}$ (bar)	6,03

5.4. MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN

Los recipientes a presión son construidos generalmente con acero al carbono, aleaciones de acero de baja o alta aleación, otras aleaciones o plásticos reforzados. Para realizar una correcta selección del material de construcción se debe tener en cuenta su idoneidad para la fabricación, así como su compatibilidad con las condiciones del proceso (1).

De este modo, los recipientes de presión son diseñados o bien para ceder o bien para tener fugas antes de su rotura. Los recipientes de pequeñas dimensiones son diseñados para permitir un rendimiento general a una presión aún demasiado baja para que se propague cualquiera grieta en el recipiente. Sin embargo, en recipientes de mayores dimensiones un diseño seguro es logrado al asegurar que la grieta más pequeña se propague de forma que mantenga mayor longitud que el grosor de la pared del recipiente, de forma que la grieta sea detectada fácilmente y la presión sea liberada de forma gradual y segura. Este diseño se denomina “fuga antes que rotura”, y es el empleado en este diseño (8).

Por consiguiente, la metodología Ashby permite llevar a cabo una selección adecuada del material de construcción empleando los índices de los materiales: una propiedad o conjunto de propiedades que permiten maximizar el desempeño de un diseño aportando un criterio que permita ordenar los materiales segundo su idoneidad para la aplicación requerida.

Para poder realizar a elección del material segundo esta metodología, es necesario primero detallar los requerimientos del recipiente a presión (8):

- Función: Recipiente a presión, debe contener la presión de forma segura
- Restricciones: Radio del recipiente especificado (Apartado 5 diseño hidráulico) y límites económicos.
- Objetivo: Maximizar la seguridad empleando el criterio de fuga antes que rotura.
- Variables libres: material a seleccionar.

Por lo tanto, se consigue un diseño seguro cuando la grieta es la suficiente grande como para penetrar al interior del recipiente mientras la superficie exterior del recipiente siga siendo estable, permitiendo la detección de la fuga causada por la grieta, esto se consigue cuando la tensión, σ (MPa), es igual o menor al termino indicado en la ecuación [2.90].

$$\sigma = \frac{CK_{1C}}{\sqrt{\frac{\pi t}{2}}} \quad [2.90]$$

Donde C es una constante con valor próximo a la unidad y K_{1C} es la resistencia a la fractura ($\text{Mpa}\cdot\text{m}^{1/2}$). Por otro lado, el espesor de la pared, t (mm), se diseña para contener la presión de diseño, P (Pa), sin ceder, cumpliendo la ecuación [2.91].

$$t \geq \frac{pR}{2\sigma_f} \quad [2.91]$$

Donde σ_f es el límite elástico en MPa, R es el radio de la columna (m).

De este modo, substituyendo la ecuación [2.91] en la ecuación [2.90], y considerando que $\sigma=\sigma_f$ obtenemos la ecuación [2.92].

$$P \leq \frac{4C^2}{\pi R} \left(\frac{K_{1C}^2}{\sigma_f} \right) \quad [2.92]$$

Por consiguiente, la presión máxima soportada de manera segura es conseguida por el material que maximice el índice M1 definido por la ecuación [2.93].

$$M_3 = \frac{K_{1C}^2}{\sigma_f} \quad [2.93]$$

El espesor de la pared debe ser la mínima posible que garantice la seguridad tanto para ahorrar material como para conseguir que sea liviano. Siguiendo la ecuación [2.91], el espesor mínimo de pared que cumpla la desigualdad es aquel con mayor límite de elasticidad (σ_f), por lo tanto, este es un segundo índice que se debe maximizar (ecuación [2.94]).

$$M_4 = \sigma_f \quad [2.94]$$

Para permitir una búsqueda del material apropiado que maximicen el índice M_3 y M_4 la metodología Ashby, bibliografía (8), proporciona una serie de diagramas donde representa los diferentes materiales de construcción en función de las propiedades de interés. En este caso, en la figura 31 se puede observar un gráfico que representa K_{1C} en función de σ_f . De este modo, se representan en el gráfico dos rectas, la primera se trata de la recta con pendiente $\frac{1}{2}$ por encima de la cual se encuentran los materiales que maximizan el índice M_3 . En segundo lugar, encontramos la recta en cuya derecha encontramos los materiales que maximizan el índice M_4 .

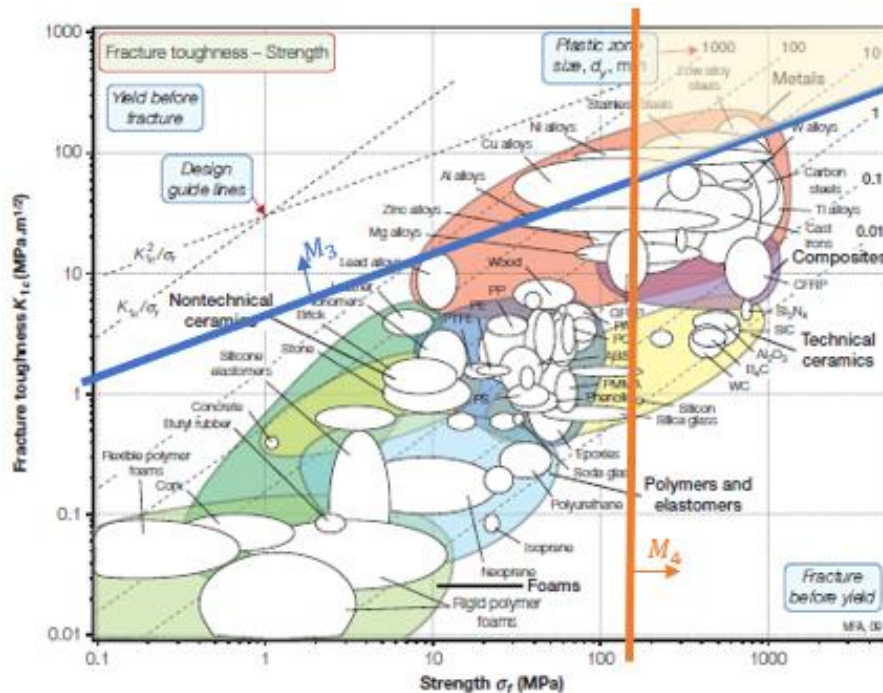


Figura 31 Diagrama de materiales de construcción en función de sus propiedades K_{1C} y σ_f . Fuente: (8).

Se ha sombreado en la figura 30 la sección donde ambos índices (M_3 y M_4) son maximizados. De este modo, se observa que en la región del gráfico se encuentran metales, específicamente los aceros inoxidables y aceros de baja aleación. Por otro lado, es importante tener en cuenta la corrosividad de los componentes, y por lo tanto su compatibilidad con los materiales de diseño posibles. Por consiguiente, se ha elaborado una tabla comparativa de los componentes envueltos en la destilación (isobutano y butano) donde también se ha añadido el isopentano al estar presente en pequeñas cantidades, elaborada a partir de catálogos de empresa que trabajan con estos materiales. La información recogida se encuentra en la tabla 30, donde A representa una compatibilidad excelente, B una compatibilidad buena, C una compatibilidad pobre, D no recomendada su selección y – no se tienen datos de compatibilidad.

Tabla 30 Compatibilidad química de materiales. Fuente: (9).

	Acero inoxidable 316	Acero inoxidable 304	Acero al carbono
Butano	A	A	B
Isobutano	B	-	-
isopentano	A	A	B

Por otro lado, para la selección debe tener en cuenta el aspecto económico, por lo que en la tabla 31 se han reunido valores estimados del coste de los materiales a evaluar. Consta destacar que el coste de los metales y sus aleaciones cuenta con grandes fluctuaciones, sin embargo, un valor estimado sirve como orientación y criterio de selección.

Tabla 31. Resistencia a la corrosión de diferentes grados o tipos de aleaciones de aluminio austeníticas. Fuente: Elaborado a partir de (1).

Tipo o grado	Valor de la resistencia a la corrosión	Esfuerzo máximo permisible (ksi)	Coste (\$/lb)
Acero inoxidable 304	1,0	20	1,156
Acero inoxidable 316	1,25	20	1,721

Por consiguiente, teniendo en cuenta que tanto el acero inoxidable 304 como el 316 presentan compatibilidad con las sustancias del proceso, como presentan esfuerzos máximos permisibles adecuados, es el criterio del coste el que marca la diferencia en la elección del material a emplear. De este modo, debido a que presenta un coste significativamente inferior, se decide que el acero inoxidable 304 es el material seleccionado para la construcción.

5.5. ESPESOR DE PARED

Conocidas las dimensiones, se procede a realizar el cálculo del espesor mínimo requerido (t en m). Para ello se debe realizar el cálculo de la tensión radial y el esfuerzo longitudinal (expresiones [2.94] y [2.95]. Se establece como espesor mínimo el mayor espesor de ambos, al que se le debe agregar la corrección por corrosión permitida.

$$t_{radial} = \frac{P_i \cdot D_i}{2S \cdot E - 1,2P_i} \quad [2.94]$$

$$t_{longitudinal} = \frac{P_i \cdot D_i}{4S \cdot E - 0,8P_i} \quad [2.95]$$

Donde:

- P_i : presión interna
- D_i : diámetro interno
- S: máximo esfuerzo permisible (Pa). En la tabla 32 se muestran los valores para el Acero inoxidable 304.
- E: eficacia de la unión de soldadura, un valor de eficacia de soldadura de 1 es el máximo posible, implicando una radiografía completa, lo que supone coste de inspecciones y reparaciones elevados. Para este diseño se selecciona un factor de 0,85 correspondiente a una unión a tope doblemente soldada con exámenes puntuales en una soldadura tipo B. Se selecciona esta soldadura al presentar resultados equilibrados en términos de eficiencia y económicos.

Tabla 32 Valores del máximo esfuerzo permisible en función de la temperatura Adaptado de (1).

Material	Tensión máxima permisible a la temperatura °C				
	(MPa)				
	37,8	48,9	260	371,1	482,2
Acero inoxidable 304	137,9	103,421	88,94	80,67	4,46

Según la bibliografía consultada (1), el código de diseño ASME BPV Sección VIII, División 1, el espesor mínimo del recipiente varía en función del diámetro de este, los valores de espesor mínimo han sido recogidos en la tabla 33. Como el diámetro se encuentra en el intervalo de 3 a 3,5 metros, el espesor mínimo de la pared es de 12 mm. En consecuencia, si el espesor calculado es inferior 12 mm, este debe ser el valor de espesor mínimo empleado para el diseño.

Tabla 33 Espesor mínimo de la carcasa de un recipiente en función del diámetro de este. Adaptado de (1).

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

Por otro lado, al espesor mínimo obtenido, se le debe añadir un valor de espesor para la prevención de la corrosión. Determinar un valor exacto es complicado, por lo que en base la bibliografía (1), se establece que para sustancias corrosivas o condiciones severas de corrosión se emplea un valor de 4 mm, mientras que para el resto de las ocasiones un valor de 2 mm se considera suficiente.

Dado que el material elegido es AISI 360, y la temperatura de diseño 81,08 °C se obtiene un valor de S de 101,21 MPa. La elección del valor de soldadura se basa en la selección de un empalme con doble soldadura sometidas a un examen radiográfico completo, por lo que se obtiene E con valor igual a 1.

Segundo ASME BPV Code Sec. VIII D.1, el mínimo espesor de la pared debe ser 1,5mm sin incluir la corrosión permisible e independientemente de las dimensiones del recipiente y material de construcción, por lo que, si los valores obtenidos de espesor son menores que 1,5 mm, se debe emplear este valor como espesor al que se le debe sumar la corrosión permitida. En la tabla 34 se recogen los valores obtenidos.

Tabla 34. Espesores mínimos calculados.

Parámetro	Valor (mm)
t_{radial}	9,27
$t_{\text{longitudinal}}$	4,62
$t_{\text{corrosión}}$	2
$t_{\text{mínimo, calculado}}$	11,27

El mayor valor de espesor calculado es el obtenido en el esfuerzo radial (9,27 mm), al que se le debe sumar el valor de la corrosión, obteniendo un valor del espesor de 11,27 mm. Sin embargo, como se obtiene un valor inferior a 12 mm, valor mínimo del espesor acorde a la tabla 17, se selecciona un espesor de la carcasa de 12 mm.

5.6. DISEÑO DE LOS CABEZALES

Para la elección de cabezales, se debe tener en cuenta las condiciones de diseño, así como la economía. Se distinguen tres tipos de cabezales, descritos a continuación:

- Cabezales toriesféricos: Son los empleados comúnmente para presiones inferiores a 15 bar, dado que presentan la configuración más económica. Presentan una relación geométrica de 3:1, siendo ampliamente usados a nivel industrial ya que son sencillos de fabricar. Figura 32 a).
- Cabezales Elipsoidales: Son la opción más económica para su empleo a presiones superiores a 15 bar. Figura 32 b).
- Cabezales hemiesféricos: Su forma presenta una mayor resistencia, es decir, con un mismo espesor es capaz de aguantar mayores presiones. Sin embargo, su coste es mayor. Por estos motivos, son recomendados para presiones mayores a 50 bar. Figura 32 c).

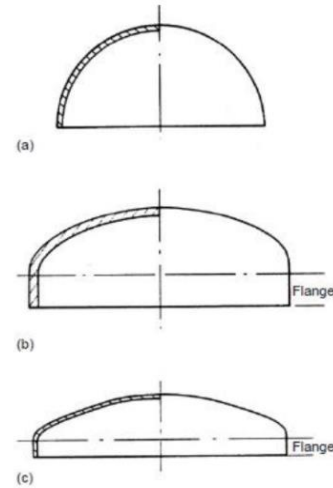


Figura 32 Cabezales a) hemisférico b) elipsoidal c) toriesférico. (1)

Se realiza el cálculo del espesor, para cada tipo de cabezal se realiza mediante las ecuaciones siguientes:

$$t_{toriesférico} = \frac{0,885P_i \cdot R_c}{SE - 0,1P_i} \quad [2.96]$$

$$t_{elíptico} = \frac{P_i \cdot D_i}{2SE - 0,2P_i} \quad [2.97]$$

$$t_{hemiesférico} = \frac{P_i \cdot D_i}{4SE - 0,4P_i} \quad [2.98]$$

Siendo R_c el radio de la corona del cabezal, considerado igual al diámetro del recipiente. Los resultados obtenidos se recogen en la tabla 35.

Tabla 35 Espesores calculados en función del tipo de cabezal.

Tipo de cabezal	Espesor cabezal (mm)
$t_{Toriesférico}$	16,36
$t_{Elíptico}$	9,24
$t_{Hemisférico}$	4,62

Dado que la presión de operación es inferior a 15 bar, teniendo presente la economía del proyecto, se establece que el cabezal más adecuado para el diseño es el **cabezal toriesférico**, para el cual se ha obtenido un espesor del cabezal de 16,36, sumándole la corrosión se obtiene un espesor de **18,36 mm**.

Teniendo en cuenta que el espesor obtenido para los cabezales es inferior al obtenido para el cuerpo de la columna, por lo que con el objetivo de unificar el espesor de ambas partes **se tomará el mayor espesor (18,36 mm) para cabezales y cuerpo de la columna.**

Para realizar el dimensionado de los cabezales toriesféricos se emplea el estándar DIN 28011. Los parámetros por dimensionar se muestran en la figura 33, de forma que se pueden calcular mediante las siguientes ecuaciones obtenidas de la fuente (10), ecuaciones de [2.99] a [2.103].

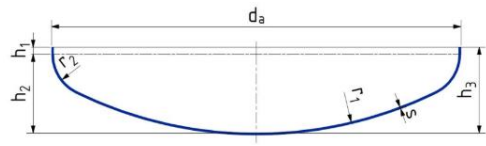


Figura 33 Dimensionamiento cabezal toriesférico.
Fuente (10).

$$r_1 = d_a \quad [2.99]$$

$$r_2 = 0,1 \cdot d_a \quad [2.100]$$

$$h_1 = 3,5 \cdot t_{\text{cabezal}} \quad [2.101]$$

$$h_2 = 0,1965d_o - 0,455 \cdot t_{\text{cabezal}} \quad [2.102]$$

$$h_3 = h_1 + h_2 \quad [2.103]$$

Donde:

- r_1 es el radio de la corona (m)
- d_a es el diámetro exterior del cabezal (m), para lo que se debe tener en cuenta el espesor calculado.
- r_2 es el radio de la articulación (m).
- h_1 es la altura del borde cilíndrico (m).
- h_2 altura de la corona (m).
- h_3 es la altura total del fondo interior (m).
- t_{cabezal} es el espesor del cabezal (m).

Los resultados obtenidos del dimensionamiento se recogen en la tabla 36.

Tabla 36 Dimensiones del cabezal toriesférico.

Parámetro	Valor
r_1 (m)	3,14
r_2 (mm)	313,67
h_1 (mm)	64,25
h_2 (mm)	608,01
h_3 (mm)	672,26

5.7. ALTURA DE LA COLUMNA

La altura de la columna de forma preliminar se calcula sumando el número de platos por el espaciado y el espesor de cada plato. A mayores, una altura adicional de 0,5 a 1 metro debe ser añadido en la parte superior de la columna para la separación del vapor y una altura de 1 a 2 metros en la parte inferior de la columna para la separación vapor-líquido (2). De este modo el cálculo de la altura de la columna se realiza mediante la ecuación [2.104].

$$h_{columna} = 0,6 \cdot (N_{total} - 1) + 3 \cdot 10^{-3} \cdot N_{totales} + (0,5 \text{ a } 1m) + (1 \text{ a } 2 m) \quad [2.104]$$

A mayores, a esta altura deben sumársele la altura de los cabezales (ecuación [2.105]).

$$h_{total,columna} = h_{columna} + h_{cabezales} \quad [2.105]$$

Como norma general, la altura de la columna debe ser inferior a 100 m, sin embargo, estos son diseños especiales, la mayoría de las columnas tiene una altura inferior a 60 m, especialmente para resistir condiciones adversas. Columnas de mayor altura deben ser divididas (2).

Para el cálculo de la altura de la columna se ha tomado un espaciado por cabezas de 0,75 metros y uno por colas de 1,5 metros, con la finalidad de obtener un correcto nivel de líquido y retorno del vapor. Como se recoge en la tabla 37, la altura total de la columna es de 35,7 metros.

Tabla 37 Resultados altura columna con y sin cabezales.

Parámetro	Valor
$h_{columna}$	33,61
$h_{cabezales}$	1,34
$h_{total,columna}$	34,95

5.8. AISLAMIENTO TÉRMICO

Un recubrimiento de la columna con aislante permite controlar las pérdidas de energía térmica. Para columnas de gran altura con temperatura de operación baja las pérdidas de calor pueden ser despreciables. Sin embargo, es importante conocer el material más apropiado y el espesor necesario del aislante para el posterior cálculo de cargas. En la figura 34 se observa un esquema de la sección transversal de la columna, donde se puede observar el aislante que la recubre.

De este modo, se debe realizar una elección del material a emplear, donde se debe tener en cuenta las necesidades del equipo, así como aspectos económicos.

La temperatura de diseño es de 81,08 °C (354,23 K), por lo que se ha seleccionado lana de fibra mineral como aislante, un aislante ampliamente usado.

Por motivos de seguridad, la temperatura exterior de la columna no debe superar los 50 °C, aún si la columna alcanza la temperatura de diseño (50 °F superior a la temperatura de operación) ya que de lo contrario constituiría un riesgo de quemadura ante un posible contacto. Las propiedades físicas necesarias para realizar el cálculo del espesor del aislante se recogen en la tabla 38.

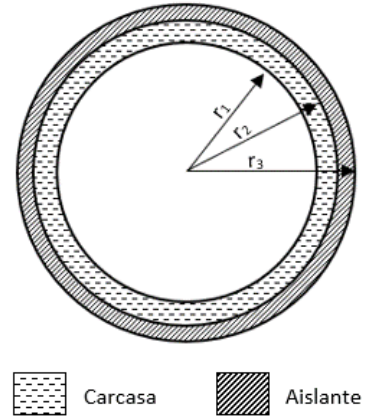


Figura 34 Esquema representativo del corte transversal de la columna. Fuente: Elaboración propia.

Tabla 38 Propiedades físicas del aire, carcasa y aislante.

Aire 300 K	
Parámetro	valor
ρ (kg/m ³)	1,1614
C_p (kJ/(kg·K))	1,007
M (kg/m·s).	$1,846 \cdot 10^{-5}$
k_{aire} (W/(m·K))	0,0263
Pr	0,707
v (m/s)	5
Acero inoxidable 304	
Parámetro	Valor
ρ (kg/m ³)	7854
$k_{\text{acero 304}}$ W/(m·K)	60,5
Aislante	
Parámetro	valor
ρ (kg/m ³)	100
K_{aislante} W/(m·K)	0,04427636

Para calcular el espesor del aislante, se realiza un planteamiento de la resistencia de los materiales al flujo de calor con un paralelismo con resistencias en serie, como se puede observar en la figura 34.

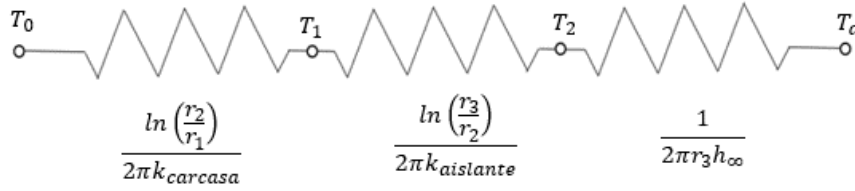


Figura 35 Esquema del circuito térmico equivalente. Fuente: Elaboración propia.

De este modo, La resistencia total a la transmisión del calor se obtiene mediante la ecuación [2.106].

$$R_{total} = \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2\pi k_{carcasa}} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2\pi k_{aislante}} + \frac{1}{2\pi r_3 h_{\infty}} \quad [2.106]$$

Donde r_1 , r_2 son el radio interno y externo de la carcasa (m), respectivamente y r_3 es el radio total de la columna (m), sumando el espesor del aislante al radio externo de la carcasa. Por otro lado, $k_{carcasa}$ y $k_{aislante}$ son los coeficientes de conducción de la carcasa y aislante, en W/(m·K), respectivamente. Mientras que h_{∞} representa el coeficiente de convección del aislante en el medio (W/(m·K)), pudiendo ser calculado siguiendo la ecuación [2.107].

$$h_{\infty} = \frac{N_{uD} k_{aislante}}{D} \quad [2.107]$$

A su vez, el término N_{uD} (Nusselt) puede ser calculado mediante la correlación de Churchill y Bernstein Ecuación [2.108], valida siempre y cuando $Re_D \cdot Pr > 0,2$.

$$N_{uD} = 0,3 + \frac{0,62 \cdot Re_D^{1/2} \cdot Pr^{1/3}}{\left[1 + (0,4/Pr)^{2/3}\right]^{1/4}} \cdot \left[1 + \left(\frac{Re_D}{282000}\right)^{5/8}\right]^{4/5} \quad [2.108]$$

Siendo:

- Pr el número de Prandtl. Para el aire en condiciones ambiente se toma el valor de 0,707.
- Re_D es el número de Reynolds, obtenido mediante la ecuación [2.109], que relación la densidad del aire, ρ (kg/m³), la velocidad del aire, v (m/s), el diámetro interno de la columna, D (m), y la viscosidad, μ (kg/m·s).

$$Re_D = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \quad [2.109]$$

De este modo, mediante la ecuación [2.110] se obtiene el calor cedido al entorno, por cada metro de altura de la columna:

$$\frac{Q}{L} = \frac{(T_0 - T_a)}{R_{total}} \quad [2.110]$$

Donde T_0 y T_a son las temperaturas del fluido en el interior de la columna y la temperatura ambiente, respectivamente. De este modo, igualando el resultado con la ecuación [2.111], donde se expresa el calor calculado entre el interior del equipo y el aislante, de forma que la única incógnita es el radio del aislante, r_3 .

$$\frac{Q}{L} = \frac{(T_0 - T_2)}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2\pi k_{carcasa}} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2\pi k_{aislante}}} \quad [2.111]$$

Donde T_2 es la temperatura del aislante. De este modo, los resultados obtenidos se recogen en la tabla 39.

Tabla 39 Parámetros obtenidos para el cálculo del coeficiente de convección, h_∞

Parámetro	valor
Re_D	975173,35
Nu_D	1205,80
$Re_D \cdot Pr$	689447,56 > 0,2
h_∞ (W/m ² ·K)	10,23
T_0 (K)	353,23
T_a (K)	300
T_2 (K)	323,15
r_1 (m)	1,550
r_2 (m)	1,568
r_3 (m)	1,577
$t_{aislante}$ (mm)	8,83

De este modo, se obtiene para garantizar una temperatura del aislante de 50 °C se necesita un espesor del aislante, $t_{aislante}$, de **8,83 mm**.

5.9. CÁLCULO DE LAS CARGAS

5.9.1. CARGAS POR PESO

Las cargas por peso son aquellas cargas aportadas por el propio peso de la estructura y sus componentes. De este modo, empleando la ecuación [2.112], se calcula el peso de la columna vacía.

$$W_v = C_w \cdot \pi \cdot \rho_m \cdot D_m \cdot g \cdot (H_v + 0,8 \cdot D_m) \cdot t \cdot 10^{-3} \quad [2.112]$$

Siendo W_v el peso total de la carcasa en N, C_w es un factor para el empleo de boquillas, por lo que se considera 1,15. ρ_m es la densidad del material con el que se ha construido el recipiente (kg/m^3), D_m es el diámetro externo del recipiente (m) y t el espesor de la carcasa (mm).

Por otro lado, el peso que aportan los platos se puede calcular empleando la ecuación [2.113].

$$P_{\text{platos}} = N \cdot 1,2 \cdot \pi \cdot \frac{D_c^2}{4} \quad [2.113]$$

Y en último lugar el peso aportado por el aislante se calcula mediante el empleo de la ecuación [2.114].

$$P_{\text{aislante}} = V_{\text{aislante}} \cdot \rho_{\text{aislante}} \cdot g \quad [2.114]$$

Donde en V_{aislante} es el volumen del aislante (ecuación [2.115]) en m^3 y g la constante de gravedad $9,8 \text{ m/s}^2$.

$$V_{\text{aislante}} = 2 \cdot \pi \cdot r_{\text{aislante}} \cdot L_{\text{aislante}} \cdot t_{\text{aislante}} \quad [2.115]$$

Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 40.

Tabla 40 Resultados obtenidos del cálculo del peso aportado por los platos y el aislante.

Parámetro	Valor
C_w	1,15
$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	7854
$W_v \text{ (N)}$	600424,46
$P_{\text{platos}} \text{ (N)}$	480,03
$P_{\text{aislante}} \text{ (N)}$	3000,90

5.8.2. CARGAS POR VIENTO

En columnas de gran altura instaladas al aire libre debe calcularse las cargas que soporta la columna debido al viento, ya que en estas circunstancias la columna actúa como una viga en voladizo como se puede observar en la figura 36. De este modo, el momento flector correspondiente, M_x en N·m, se calcula siguiendo la ecuación [2.116].

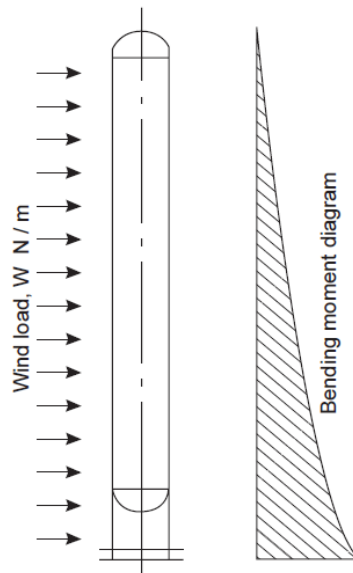


Figura 36 Esquema representativo de las cargas de viento en una columna de altura elevada. Fuente: (1).

$$M_x = \frac{W_v \cdot H_v}{2} \quad [2.116]$$

Donde W es la carga por unidad de longitud en N/m, que puede ser calculado empleando la ecuación [2.117].

$$W = P_x \cdot D_o \quad [2.117]$$

Siendo D_o el diámetro externo del recipiente en metros (espesor de la carcasa y aislante incluidos) y P_x la presión dinámica del aire en N/m², que puede ser calculada mediante la ecuación [2.118], donde se tiene en cuenta la superficie cilíndrica de la columna y la velocidad del viento, u_w en km/h.

$$P_x = 0,05 \cdot u_w^2 \quad [2.118]$$

De este modo, en la tabla 41 se recogen los resultados obtenidos de los diferentes parámetros involucrados en el cálculo de las cargas por viento en la columna de destilación.

Tabla 41 Resultados obtenidos del cálculo de las cargas de viento.

Parámetro	Valor
u_w (km/h)	160
P_x (N/m ²)	1280
H_v (m)	34,95
W (N)	4037,60
M_x (N·m)	2,68·10 ⁶

5.8.3. ESFUERZOS PRIMARIOS

El cálculo de las tensiones longitudinales y circunferenciales (σ_L y σ_h , respectivamente, en unidades de N/m²) debidas a la presión de operación, P en N/m², siguen las siguientes ecuaciones ([2.119] y [2.120]):

$$\sigma_L = \frac{P \cdot D_c}{4 \cdot t} \quad [2.119]$$

$$\sigma_h = \frac{P \cdot D_c}{2 \cdot t} \quad [2.120]$$

Donde t es el espesor del recipiente en m. Por otro lado, la tensión directa debido al peso del recipiente, su contenido y cualquier accesorio, σ_w en N/m², se calcula mediante el empleo de la ecuación [2.121]. La tensión será de tracción (positiva) para los puntos por debajo del plano de los soportes del recipiente y compresivo (negativo) para los puntos por encima de los soportes. La tensión de peso muerto normalmente solo será significativa en comparación con la magnitud de las otras tensiones, en vasos altos.

$$\sigma_w = \frac{W_{v,max}}{\pi \cdot (D_i + t) \cdot t} \quad [2.121]$$

Donde $W_{v,max}$ es el peso total soportado por el recipiente en N en el plano considerado, por lo que se tiene en cuenta el peso del contenido de la columna, suponiendo que esta se llena de agua (suponiendo densidad del agua, ρ_{agua} , igual a 1000kg/m³), acorde a la ecuación [2.122].

$$W_{v,max} = W_v + P_{platos} + P_{aislante} + \left(\pi \cdot \frac{D_c^2}{4} \cdot H \right) \cdot \rho_{agua} \cdot 9,8 \quad [2.122]$$

Por otro lado, los esfuerzos flectores son aquellos resultantes a los que está sometido el recipiente. Los esfuerzos de flexión, σ_b en N/m², serán de compresión o tracción, dependiendo de la ubicación y están dados por la siguiente ecuación ([2.123]):

$$\sigma_b = \pm \frac{M_x}{I_p} \cdot \left(\frac{D_i}{2} + t \right) \quad [2.123]$$

Donde M_x es el momento de flexión total en el plano que se está considerando es el segundo momento de área del recipiente con respecto al plano de flexión. Donde I_p es el segundo momento del área en el plano de flexión m⁴, definida por la ecuación [2.124].

$$I_p = \frac{\pi}{64} \cdot (D_o^4 + D_i^4) \quad [2.124]$$

Donde D_i son el diámetro interno de la conducción (m), mientras que D_o es el diámetro de la conducción teniendo en cuenta su espesor (m). De este modo, el esfuerzo longitudinal resultante σ_z , se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$\sigma_z = \sigma_L + \sigma_w \pm \sigma_b \quad [2.125]$$

Donde se debe tener en cuenta que σ_w ejerce una tensión compresiva, y por lo tanto su valor es negativo. De este modo, los resultados obtenidos se recogen en la tabla 42.

Tabla 42 Valores de los esfuerzos primarios calculados.

Parámetro	Valor
D_1 (m)	3,1
D_o (m)	3,12
P (N/m ²)	532000
σ_L (N/m ²)	$2,25 \cdot 10^7$
σ_h (N/m ²)	$4,49 \cdot 10^7$
$W_{v,max}$	$3,19 \cdot 10^6$
σ_w	$1,78 \cdot 10^7$
I_p (m ⁴)	0,11
σ_b (N/m ²)	$3,88 \cdot 10^7$
σ_z (N/m ²) Viento a favor	$7,91 \cdot 10^7$
σ_z (N/m ²) Viento en contra	$-3,41 \cdot 10^7$

5.8.4. ESFUERZOS DE COMPRESIÓN Y ESTABILIDAD ELÁSTICA

El esfuerzo máximo de compresión del recipiente, σ_c (N/m²), puede ser calculado mediante la ecuación [2.126]. Por otro lado, el esfuerzo de compresión máximo en la pared de un recipiente, σ_{cc} (N/m²), no debe exceder el dado por la ecuación [2.127] o el esfuerzo de diseño máximo permisible para el material, el que sea menor. Para un diseño detallado, el código ASME BPV Secc. VIII y se debe seguir el procedimiento recomendado en el código.

$$\sigma_c = \sigma_b + \sigma_w \quad [2.126]$$

$$\sigma_{cc} = 2 \cdot 10^{10} \cdot \left(\frac{t_{carcasa}}{D_o} \right) \quad [2.127]$$

En la tabla 43 se muestran los resultados obtenidos, donde se observa que la condición estipulada de que $\sigma_c < \sigma_{cc}$ se cumple satisfactoriamente.

Tabla 43 Resultados del los esfuerzos de compresión del recipiente

Parámetro	Valor
σ_{cc} (N/m ²)	1,18·10 ⁸
σ_c (N/m ²)	5,66E·10 ⁷
Criterio	
$\sigma_c < \sigma_{cc}$	Aceptado

5.8.5. ESFUERZOS PRINCIPALES

Las tensiones principales vienen dadas por las ecuaciones [2.128] y [2.129].

$$\sigma_1 = \frac{1}{2} \cdot \left(\sigma_h + \sigma_z + \sqrt{(\sigma_h - \sigma_z)^2 + 4 \cdot t^2} \right) \quad [2.128]$$

$$\sigma_2 = \frac{1}{2} \cdot \left(\sigma_h + \sigma_z - \sqrt{(\sigma_h - \sigma_z)^2 + 4 \cdot t^2} \right) \quad [2.129]$$

La tercera tensión, la tensión radial (σ_3 en N/m²), que normalmente puede ser despreciada para recipientes de pared fina, como aproximación, se puede asumir como la mitad de la carga de presión (ecuación [2.130]). Teniendo en cuenta que σ_3 es compresiva, su valor es negativo.

$$\sigma_3 = \frac{1}{2} \cdot P \quad [2.130]$$

Los resultados obtenidos se recogen en la tabla 44.

Tabla 44 Valores obtenidos del cálculo de los esfuerzos principales.

Parámetro	Valor	
	Viento a favor	Viento en contra
σ_1 (N/m ²)	$7,91 \cdot 10^7$	$4,49 \cdot 10^7$
σ_2 (N/m ²)	$4,49 \cdot 10^7$	$-3,41 \cdot 10^7$
σ_3 (N/m ²)	$2,66 \cdot 10^5$	

5.8.6. VALOR MÁXIMO DEL ESFUERZO PERMITIDO

El valor del esfuerzo máximo permitido, S , depende de la teoría de fallo adoptada en el método de diseño. El esfuerzo cortante máximo se emplea normalmente par el diseño del recipiente a tensión. Empleando este criterio el esfuerzo máximo de la tensión, S (N/m²), en cualquier punto de toma para propósitos de diseño como el valor numérico más grande obtenido de las ecuaciones [2.131] a [2.133].

$$\sigma_1 - \sigma_2 \quad [2.131]$$

$$\sigma_1 - \sigma_3 \quad [2.132]$$

$$\sigma_2 - \sigma_3 \quad [2.133]$$

Para que el diseño sea adecuado el valor obtenido de esfuerzo máximo debe ser inferior al esfuerzo máximo permitido del material, S_{material} (N/m²). Los resultados obtenidos se recogen en la tabla 45, donde se puede observar que el criterio es cumplido satisfactoriamente.

Tabla 45 Valores obtenidos para la evaluación del esfuerzo máximo permitido.

Parámetro	Valor	
	Viento a favor	Viento en contra
$\sigma_1 - \sigma_2$ (N/m ²)	$3,41 \cdot 10^7$	$7,91 \cdot 10^7$
$\sigma_1 - \sigma_3$ (N/m ²)	$7,88 \cdot 10^7$	$4,47 \cdot 10^7$
$\sigma_2 - \sigma_3$ (N/m ²)	$4,47 \cdot 10^7$	$-3,44 \cdot 10^7$
S (N/m ²)	$7,88 \cdot 10^7$	$7,91 \cdot 10^7$
S _{material} (N/m ²)	$1,38 \text{E} \cdot 10^8$	
Criterio		
S < S _{material}		Aceptado

5.9. BOQUILLAS Y ACCESORIOS DE LA COLUMNA

La columna de destilación cuenta con una corriente de alimentación, se obtiene una primera corriente de salida, de producto, por cabezas mientras que se obtiene una segunda corriente de salida por colas. Además, cuenta con una corriente de reflujo del líquido y otra de retorno de vapor. De este modo, son necesarias al menos cinco boquillas.

Por otro lado, será necesario dotar a la columna de al menos una boca de hombre cada 10 o 20 platos para labores de mantenimiento. Se recomienda que el diámetro de las bocas de hombre esté comprendido entre 0,4 y 0,6 metros. Además, será necesario dotar a la columna de accesorios de control, por lo que se necesita situar dos perforaciones para la colocación de un controlador del nivel de líquido y un controlador de temperatura de la columna por colas, así como otras dos perforaciones para la implementación de un controlador de presión y temperatura por cabezas (11).

6. DISEÑO DEL SOPORTE

Las columnas de destilación son recipientes de gran altura en disposición vertical, por lo que generalmente emplean soportes del tipo falda (figura 37), al ser los recomendados para columnas sujetas a cargas de viento. Los soportes tipo falda consisten en una carcasa cilíndrica o cónica soldada a la base de la columna de destilación, de forma que una brida en la parte inferior de la falda del soporte transmite la carga a los cimientos.

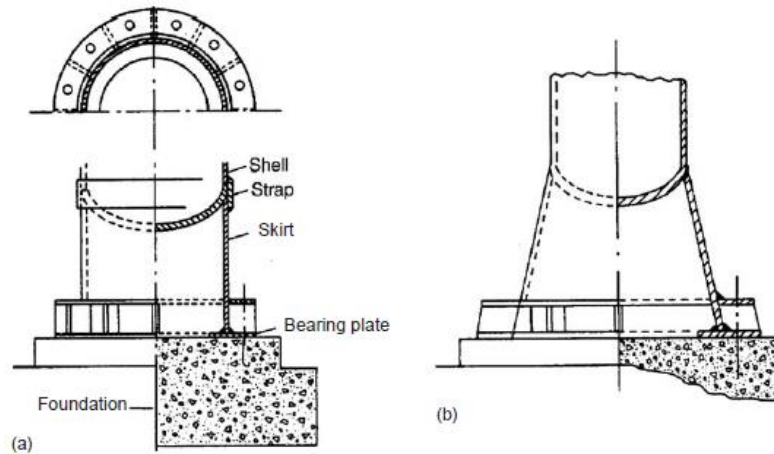


Figura 37 Diseños típicos de soportes de tipo falda. Fuente: (1).

La falda puede ser soldada al fondo del recipiente, soldado al exterior de la carcasa o soldado a ras con la carcasa, siendo este último el preferido. De este modo, el espesor del soporte debe ser el suficiente para soportar las cargas provocadas por el peso de la columna, así como las cargas debidas al viento.

En concordancia, se debe realizar el cálculo del esfuerzo de tensión, $\sigma_s(tensivo)$ en N/m^2 , y compresión, $\sigma_s(compresivo)$ en N/m^2 , que se definen con la ecuación [2.134] y [2.135].

$$\sigma_s(tensivo) = \sigma_{bs} - \sigma_{ws} \quad [2.134]$$

$$\sigma_s(compresivo) = \sigma_{bs} + \sigma_{ws} \quad [2.135]$$

Donde σ_{bs} es el esfuerzo de pandeo en la falda (N/mm^2), calculado con la ecuación [2.136], mientras que σ_{ws} es el esfuerzo debido al peso muerto (N/mm^2), calculada mediante la ecuación [2.137].

$$\sigma_{bs} = \frac{4 \cdot M_s}{\pi \cdot (D_s + t_{sk}) \cdot t_{sk} \cdot D_s} \quad [2.136]$$

$$\sigma_{ws} = \frac{W_{v,max}}{\pi \cdot (D_s + t_{sk}) \cdot t_{sk}} \quad [2.137]$$

Siendo:

- M_s máximo momento flector evaluado en la base de la falda (N·m)
- $W_{v,max}$ es el peso total del recipiente en las peores condiciones de carga de peso muerto (N) calculado mediante la ecuación [2.138].
- D_s diámetro interno de la falda en la base (m).
- t_{sk} espesor de la falda (m).

$$M_{v,max} = M_v + P_{platos} + P_{aislante} + \left(\pi \cdot \frac{D_c^2}{4} \cdot H \right) \cdot \rho_{agua} \cdot g \quad [2.138]$$

Por lo tanto, acorde a la bibliografía consultada (1), el espesor del soporte debe ser suficiente para que en las peores condiciones de cargas viento y peso muerto, las desigualdades [2.139] y [2.140] se cumplan. Además, se debe tener en cuenta que el espesor mínimo no debe ser inferior a 6 mm.

$$\sigma_s(tensivo) \leq S \cdot E \cdot \text{sen}(\theta_s) \quad [2.139]$$

$$\sigma_s(compresivo) < 0,125 \cdot E_y \cdot \left(\frac{t_{sk}}{D_s} \right) \cdot \text{sen}(\theta_s) \quad [2.140]$$

Siendo S el esfuerzo máximo permisible para el material seleccionado (N/m²), E la eficacia de soldadura, E_y el módulo de Young (N/m²) y θ_s es el ángulo de la base de la falda, comprendido generalmente entre los 80° y 90°.

De este modo, para la realización de los cálculos pertinentes al diseño del soporte tipo falda se ha seleccionado acero al carbono como el material de construcción escogido. Además, para una primera estimación se escoge el valor mínimo del espesor par un recipiente de diámetro mayor a 3 metros (12 mm), al que se le añade una corrosión de 2 mm. Los resultados obtenidos se recogen en la tabla 46. Como se puede observar, con un espesor de 14 mm se cumple el criterio de aceptación segundo la bibliografía consultada (1), por lo que este es el espesor seleccionado.

Tabla 46 Resultados obtenidos para el criterio de aceptación del diseño del soporte tipo falda.

Parámetro	Valor	Parámetro	Valor
σ_{bs} (N/m ²)	$2,44 \cdot 10^7$	S (N/m ²)	$8,89 \cdot 10^7$
σ_{ws} (N/m ²)	$2,29 \cdot 10^7$	E	0,85
θ_s (°)	90	E_y (N/m ²)	$1,95 \cdot 10^{11}$
t_{sk} (m)	0,014		
Criterio de aceptación			
$\sigma_s(tensivo)$	$1,51 \cdot 10^6$	< $S \cdot E \cdot sen(\theta_s)$	$6,76 \cdot 10^7$
$\sigma_s(compresivo)$	$4,73 \cdot 10^7$	< $S \cdot E \cdot sen(\theta_s)$	$9,68 \cdot 10^7$

7. VÁLVULA DE ALIVIO

Para la garantizar la seguridad de la columna de destilación T-301 ante la posible sobrepresión, se debe instalar un dispositivo de alivio de presión. De este modo, se diseña una válvula de alivio acorde con la sección VIII del código ASME BPV, cumpliendo las indicaciones del estándar API 520.

El dispositivo de alivio debe estar diseñado de forma que se active cuando la presión aumenta hasta un valor un 10% superior al de operación (o superior en 20kPa, se escoge el mayor valor). Al ser el objeto de diseño una columna de destilación, encontramos una corriente de vapor por cabezas.

Para proceder con el diseño, se debe determinar si hay flujo crítico en la boquilla de la válvula, siendo el flujo crítico el máximo flujo que puede haber de forma que se corresponde con la velocidad máxima del sonido en la boquilla del sistema de alivio. Se determina que existe flujo crítico si la presión P_{cf} , resulta mayor o igual a la presión aguas abajo del equipo.

Para ello se emplea la ecuación [2.141], donde se calcula la presión crítica, P_{cf} , en función de la presión de entrada a la válvula de alivio P_1 , calculada mediante la ecuación [2.142] y el cociente entre calores específicos a presión constante y a volumen constante $\left(\frac{C_p}{C_v}\right)$, representado por γ . Este último parámetro se ha obtenido mediante el simulador *Aspen HYSYS*.

$$\frac{P_{cf}}{P_1} = \left[\frac{2}{\gamma + 1} \right]^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} \quad [2.141]$$

$$P_1 = (20 - 1) \cdot 1,1 + 1 \quad [2.142]$$

En la siguiente tabla se muestran los resultados del cálculo de la presión crítica y los parámetros necesarios para su obtención.

Tabla 47. Cálculo de la presión crítica.

Parámetro	Valor
$P_1 (bar)$	7,04
γ	1,142
$P_{cf} (bar)$	4,06

Como se puede apreciar, existirá flujo crítico, puesto que la presión crítica obtenida es mayor a la atmosférica. En estas condiciones existe flujo crítico y el área de descarga del dispositivo de alivio se determina mediante las siguientes expresiones:

$$A \text{ (mm}^2\text{)} = \frac{M}{C \cdot K_d \cdot P_1 \cdot K_b \cdot K_c} \cdot \sqrt{\frac{T \cdot Z}{M_m}} \quad [2.143]$$

$$C = 0,03948 \cdot \sqrt{\gamma \cdot \left(\frac{2}{\gamma + 1}\right)^{\frac{(\gamma+1)}{(\gamma-1)}}} \quad [2.144]$$

Siendo:

- M es el caudal másico especificado para la válvula, el cual se toma igual al caudal másico de entrada $\left(\frac{kg}{h}\right)$.
- P_1 es la presión aguas arriba (kPa) y ya se ha obtenido mediante la ecuación x.
- K_d es el coeficiente de descarga y su valor es de 0,975 para una válvula de alivio de presión.
- K_b es el factor de corrección por contrapresión que se asume 1 para flujo crítico.
- K_c es el factor de corrección de combinación que se asume 1 por no existir discos de ruptura aguas arriba de la columna.
- T es la temperatura de descarga de la válvula, se escoge la temperatura más elevada que tiene lugar en el equipo ($^{\circ}C$).
- Z es el factor de compresibilidad en las condiciones de entrada de la mezcla a la unidad.
- M_m es la masa molecular de la mezcla $\left(\frac{g}{mol}\right)$.

Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 48.

Tabla 48. Parámetros necesarios para el dimensionamiento de la válvula y área efectiva obtenida.

Parámetro	Valor
$M \text{ (kg)}$	134152,88
C	87,98
K_d	0,97
K_b	1
K_c	1
$T(K)$	354,23
Z	0,87
$M_m \left(\frac{g}{mol}\right)$	58,12
$A(mm^2)$	548,84

Conocida el área de descarga, se puede escoger la válvula adecuada para el sistema de alivio de la columna T-301, escogiendo una válvula cuyo orificio proporcione un área de descarga igual o superior a la calculada. De esta manera, se ha recurrido a un catálogo de válvulas cargadas por resorte, mostrado en la figura 38.

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, 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 38 Catálogo de válvulas cargadas por resorte. Fuente: (12).

Por consiguiente, se determina que la válvula apropiada para la aplicación es la válvula J de estilo JOS/JBS, que cuenta con un área efectiva total de 830 mm².

8. BIBLIOGRAFÍA

1. SINNOTT, R. *Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design*. s.l. : Elsevier, 2008. 978-0-7506-8423-1.
2. SMITH, ROBIN. *Chemical Process Design and Integration*. United Kingdom : John Wiley & Sons, Ltd, 2016. ISBN: 9781119990147.
3. SUELO SOLAR. Temperatura agua ciudades. [En línea] [Consultado el: 27 Abril 2021] Disponible en: <https://suelosolar.com/guia/acs-solar/temperatura-agua-ciudades>.
4. INCROPERA, F.P et al. *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*. Danvers : John Wiley & Sons Inc. 6ª edición, 2007.
5. NATIONAL INSTITUTE OF STANDARDS AND TECHNOLOGY. Libro web de química del NIST. Butane. [En línea] [Consultado el: 15 Marzo 2020.] Disponible en: <https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C106978&Mask=4&Type=ANTOINE&Plot=on>.
6. NATIONAL INSTITUTE OF STANDARDS AND TECHNOLOGY. Libro Web de química del NIST. Isobutane. [En línea] [Consultado el: 15 Marzo 2020.] Disponible en: <https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C75285&Mask=4&Type=ANTOINE&Plot=on>.
7. WANKAT, P. C. *Separation Process Engineering: Includes Mass Transfer Analysis*, 3ª edición. Massachusetts : Prentice Hall, 2011. ISBN: 978-0-13-138227-5.
8. ASHBY, M.F. *Materials Selection in Mechanical Engineers Handbook*. Oxford : Elsevier, 2005. ISBN: 0-7506-6168-2.
9. MATELCO Automatización Industrial S.L. Compatibilidad química de diferentes materiales. [En línea] [Consultado el: 05 Mayo 2021.] Disponible en: <http://www.matelco.com/admin/UploadFiles/Matelco%20-%20Tabla%20de%20compatibilidades.pdf>.
10. SLAWINSKI. Fondo tori esférico conforme DIN 28011. [En línea] [Consultado el: 09 Mayo 2021.] Disponible en: <https://www.slawinski.es/productos/fondo-toro-esferico/>.
11. KISTES, HENRY Z. DISTILLATION OPERATION. *Gravity Lines and Instrument and Access Connections*. [En línea] McGraw-Hill Education: New York, 1990. Disponible en: <https://www-accessengineeringlibrary-com.ezbusc.usc.gal/content/book/9780070349100/chapter/chapter5>.
12. CROSSBY VALVE INC. *Crossby Pressure Relief Valve Engineering Handbook*. Massachusetts : Crosby Valve Inc, 1997.

ANEXO III.
ESTUDIO DE
VIABILIDAD
ECONÓMICA

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN	3
2. INVERSIÓN INICIAL	3
3. COSTES DE EXPLOTACIÓN	4
3.1. MATERIAS PRIMAS	4
3.2. COSTE DE UTILIDADES	4
3.3. COSTE DE MANO DE OBRA DIRECTA	5
3.4. COSTE DE MANO DE OBRA INDIRECTA	5
3.5. COSTE DE MANTENIMIENTO	5
3.6. COSTE DE SEGUROS, PUBLICIDAD, ETC.	5
3.7. RESUMEN COSTES DE EXPLOTACIÓN	6
4. COSTE DE GESTIÓN.....	6
5. INGRESOS POR VENTAS.....	7
6. PRÉSTAMO	7
7. PAGO DEL PRÉSTAMO	7
8. AMORTIZACIÓN DE LOS EQUIPOS.....	9
9. BENEFICIOS ANTES DE IMPUESTOS (BAT)	9
10. IMPUESTO DE SOCIEDADES.....	9
11. FLUJOS DE CAJA.....	10
12. VALOR ACTUAL NETO (VAN)	12
13. TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)	12
14. PLAZO DE RECUPERACIÓN (PAYBACK)	13
15. DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS	13
16. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.....	14
17. BIBLIOGRAFÍA.....	16

1. INTRODUCCIÓN

Mediante la elaboración de este anexo se lleva a cabo un estudio de viabilidad económica con la finalidad de evaluar la rentabilidad del proyecto de la planta de isomerización de butano, es decir, si su estabilidad y perspectivas en el mercado son económicamente favorables.

Para realizar una correcta evaluación del proyecto se deben tener en cuenta diferentes factores como son la inversión inicial necesaria, los costes anuales, el prestamos facilitado, así como su devolución, y las perspectivas de ingresos a generar.

De este modo, se determinan los flujos de caja, es decir, los ingresos y gastos y se calculan el VAN (Valor Actual Neto), TIR (Tasa Interna de Retorno) y el plazo de recuperación de la inversión, conocido como *Payback*. Por último, para evaluar la estabilidad económica del proyecto se lleva a cabo el estudio de sensibilidad de este.

Para realizar la estimación del préstamo solicitado y su devolución, se emplea el modelo de interés francés, ya que, aunque en Europa existen dos tendencias, la del empleo del modelo francés y el alemán, en España predomina el modelo del país vecino, caracterizado por un pago de interés anual constante.

2. INVERSIÓN INICIAL

El desembolso inicial necesario para la planta de producción objeto del presente proyecto, se descompone por el coste fijo o inmovilizado, capital circulante y costes previos a la puesta en marcha. Los costes asociados al amortizado y capital circulante han sido calculados en el documento V Presupuesto, mientras que los costes previos a la puesta en marcha se desglosan y estiman como se muestra a continuación:

- Organización, gestión del proyecto y dirección de obra, 2,5% sobre el inmovilizado.
- Licencias y permisos, 4,0% sobre el inmovilizado.
- Pruebas de puesta en marcha, 1,5% sobre el inmovilizado.

Los valores desglosados correspondientes a la inversión inicial se muestran en la siguiente tabla 1.

Tabla 1 Costes correspondientes a la inversión inicial. Fuente: Elaboración propia.

Concepto	Coste (€/año)
Amortizado	17.105.305,98
Capital circulante	1.187.664,80
Costes previos	
- Organización, gestión del proyecto y dirección de obra	1.368.424,48
- Licencia y permisos	684.212,24
- Pruebas de puesta en marcha	256.579,59
Coste total inversión inicial (€)	19.414.522,29

3. COSTES DE EXPLOTACIÓN

3.1. MATERIAS PRIMAS

Los costes de las materias primas del proceso, el butano e hidrógeno, se recogen en la tabla 2, donde se ha calculado su coste anual.

Tabla 2 Coste anual de material primas.

	Butano	hidrogeno
Precio (€/kg)	0,60	1,19
Caudal (kg/h)	9.606,93	45,62
Caudal (kg/año)	76.086.885,60	361.310,40
Precio año (€/año)	46.002.131,03	429.959,38
Coste materias primas (€/año)	46.432.090,41 €	

3.2. COSTE DE UTILIDADES

Tiendo en cuenta que la definición del proyecto no es alta, por lo que no se han desarrollado el consumo de utilidades detalladamente, se establece que el coste de utilidades de la planta puede ser estimado aplicando un 25% sobre el coste de materias primas. De este modo, realizando el cálculo correspondiente se obtiene que el coste de utilidades asciende a 11.608.022,60 €/año.

3.3. COSTE DE MANO DE OBRA DIRECTA

Para el cálculo de la mano de obra directa se ha tenido en cuenta que, acorde con la capacidad de producción de la planta, se han considera 4 operadores por puesto, 3 puestos y 3 turnos. De este modo, los trabajadores se organizan en turnos de 8 horas, cobrando una media de 37500 €, un valor algo inferior al sueldo medio anual registrado por la FEIQUE (1) en el sector de industria química en el año 2019 (38.147 €). Por consiguiente, realizando el cálculo correspondiente se obtiene que los costes de mano de obra directa ascienden a 1.350.000,00 €/año.

3.4. COSTE DE MANO DE OBRA INDIRECTA

Los costes anuales dirigidos a personal no adscrito directamente a las tareas productivas, como porteros, personal de seguridad, etc., se estiman aplicando un 15% sobre el valor obtenido de la mano de obra directa (2). Realizando el cálculo correspondiente se ha obtenido que los costes destinados a la mano de obra indirecta son 202.500,00 €/año.

3.5. COSTE DE MANTENIMIENTO

Los costes anuales dirigidos al pago de seguros, publicidad, etc., se estiman aplicando un 1% sobre el valor obtenido del inmovilizado. Estos costes incluyen el mantenimiento de la planta y los equipos que en esta se dispongan (2), realizando el cálculo correspondiente se ha obtenido que los costes destinados al mantenimiento son 1.368.424,478 €/año.

3.6. COSTE DE SEGUROS, PUBLICIDAD, ETC.

Los costes anuales dirigidos al mantenimiento se estiman aplicando un 8% sobre el valor obtenido del inmovilizado. Estos costes incluyen el gasto destinado a distintos seguros necesarios o recomendados para una planta química de estas características, como son los seguros sobre almacenes e instalaciones, así como la publicidad que sea llevada a cabo (2), realizando el cálculo correspondiente se ha obtenido que los costes destinados a esta partida son 171.053,06 €/año.

3.7. RESUMEN COSTES DE EXPLOTACIÓN

En la tabla 3 se muestra el desglose de los diferentes costes de explotación valorados.

Tabla 3 Desglose de los costes de explotación. Fuente: Elaboración propia.

Costes de explotación	%	Base	Coste (€/año)
Coste materia prima	-	-	46.432.090,41
Coste servicios auxiliares	25	Coste materia prima	11.608.022,60
Coste mano de obra directa	-	-	1.350.000,00
Coste mano de obra indirecta	15	Sobre la mano de obra directa	202.500,00
Coste de mantenimiento	8	Sobre el inmovilizado	1.368.424,48
Seguros, publicidad, etc.	1	Sobre el inmovilizado	171.053,06
TOTAL			61.132.090,55

4. COSTE DE GESTIÓN

Dentro de los costes de gestión, nos encontramos los gastos administrativos, correspondientes a los sueldos del gerente y subordinados, gastos de oficina de gerencia y similares, los gastos de comerciales, que incluye los gastos derivados de la venta del producto y los gastos de investigación, que comprende las tareas de investigación llevadas a cabo en la propia empresa. Para su estimación, se han tomado los porcentajes y la base de aplicación detallada en la tabla 4, donde también se muestran los resultados del cálculo correspondiente del coste total de gestión.

Tabla 4 Desglose de los costes de gestión. Fuente: Elaboración propia.

Costes de gestión	%	Base	Coste (€/año)
Coste administrativo	3	Costes fabricación	435.868,41
Coste de comerciales	10	Costes fabricación	1.452.894,71
Coste de investigación	1	Costes fabricación	145.289,47
TOTAL			2.034.052,59

5. INGRESOS POR VENTAS

Los ingresos de la planta de isomerización de butano proceden de la venta del isobutano producido, de este modo, en la tabla 5 se muestra la capacidad de producción de la planta, así como los beneficios obtenidos.

Tabla 5 Beneficios obtenidos de la venta de isobutano.

Parámetro	Valor
Precio (€/kg)	0,955
Caudal (kg/h)	8951,4
Caudal (kg/año)	70895088
Beneficio de la venta (€/año)	67704809,04

6. PRÉSTAMO

Para la implantación y construcción de la planta se necesita solicitar un préstamo que cubra la totalidad de los costes correspondientes a la inversión inicial necesaria, lo que supone un importe de 19.414.522,29 €.

7. PAGO DEL PRÉSTAMO

La devolución de préstamos se realiza de forma fraccionada, destinando una fracción de los beneficios anuales para el pago del préstamo solicitado. En el proyecto de estudio, se emplea el sistema de interés francés, mediante la cual la deuda se devuelve en pagos anuales constantes. La tasa de interés anual equivalente (TAE) aplicada es del 5,20%, obtenido de los valores de crédito industrial ofrecidos por la línea ICO (3), mientras que se considera el plazo de devolución 20 años. De este modo, la cuota anual, R (€), se calcula mediante la ecuación 1.

$$R = P \cdot \left[\frac{i \cdot (1 + i)^n}{(1 + i)^n - 1} \right] \quad [1]$$

Siendo:

- P capital prestado (€).
- i tasa de interés anual equivalente, conocido como TAE.
- n número de años en los que se devuelve el préstamo.

Mediante la ecuación 2 se obtiene el cálculo de los intereses anuales (I) para el año n, mientras que el capital vivo (CV) o deuda restante en cada momento, se calcula mediante la ecuación 3. En cuanto a la amortización (A), que se corresponde con la cantidad de la cuota anual destinada a la devolución del préstamo, se emplea la ecuación 4 para su cálculo.

$$I_k = CV_{k-1} \cdot i \quad [2]$$

$$CV_k = CV_{k-1} - R + I_k \quad [3]$$

$$A_k = R - I_k \quad [4]$$

Partiendo del valor del préstamo como capital vivo en el año 0, los resultados obtenidos se recogen en la tabla 6.

Tabla 6 Pagos del préstamo solicitado. Fuente: Elaboración propia.

Año	Capital Vivo	Amortización	I (Interés anual)	Cuota anual
0	19.414.522,29 €			
1	18.839.556,75 €	574.965,54 €	1.009.166,87 €	1.584.132,41 €
2	18.234.704,50 €	604.852,25 €	979.280,16 €	1.584.132,41 €
3	17.598.412,04 €	636.292,47 €	947.839,94 €	1.584.132,41 €
4	16.929.045,09 €	669.366,95 €	914.765,46 €	1.584.132,41 €
5	16.224.884,45 €	704.160,64 €	879.971,76 €	1.584.132,41 €
6	15.484.121,54 €	740.762,91 €	843.369,49 €	1.584.132,41 €
7	14.704.853,77 €	779.267,77 €	804.864,64 €	1.584.132,41 €
8	13.885.079,66 €	819.774,11 €	764.358,30 €	1.584.132,41 €
9	13.022.693,70 €	862.385,96 €	721.746,44 €	1.584.132,41 €
10	12.115.480,91 €	907.212,79 €	676.919,62 €	1.584.132,41 €
11	11.161.111,20 €	954.369,71 €	629.762,70 €	1.584.132,41 €
12	10.157.133,36 €	1.003.977,85 €	580.154,56 €	1.584.132,41 €
13	9.100.968,74 €	1.056.164,61 €	527.967,79 €	1.584.132,41 €
14	7.989.904,69 €	1.111.064,05 €	473.068,36 €	1.584.132,41 €
15	6.821.087,53 €	1.168.817,16 €	415.315,25 €	1.584.132,41 €
16	5.591.515,25 €	1.229.572,28 €	354.560,13 €	1.584.132,41 €
17	4.298.029,81 €	1.293.485,44 €	290.646,96 €	1.584.132,41 €
18	2.937.309,00 €	1.360.720,82 €	223.411,59 €	1.584.132,41 €
19	1.505.857,91 €	1.431.451,08 €	152.681,32 €	1.584.132,41 €
20	0,00 €	1.505.857,91 €	78.274,49 €	1.584.132,41 €
TOTAL		19.414.522,29 €	12.268.125,83 €	31.682.648,12 €

8. AMORTIZACIÓN DE LOS EQUIPOS

Ciertos medios empelados en la producción van perdiendo su utilidad debido al desgaste físico químico, envejecimiento técnico u obsolescencia, entre otras cosas. De este modo, se debe tener en cuenta la amortización de estos, en este caso, se calcula un valor de amortización mediante la siguiente ecuación:

$$A = \frac{\text{Inversión inicial}}{\text{Años de vida del proyecto}} \quad [5]$$

En concordancia, se obtiene un valor para la amortización de 970.726,11 €/año.

9. BENEFICIOS ANTES DE IMPUESTOS (BAT)

Los beneficios antes de impuestos se calculan como el resultado de restarle a los ingresos calculados los costes variables (CV), intereses del préstamo (IP) y amortización(A), para cada año del proyecto (j). De este modo, se puede calcular el BAT empleando ecuación 6

$$BAT_j = IT_j - CV_j - IP_j - A \quad [6]$$

10. IMPUESTO DE SOCIEDADES

Al beneficio obtenido antes de impuestos (BAT) se le debe aplicar el impuesto de sociedades que la planta debe cotizar. El valor del impuesto de sociedades se encuentra actualmente en un 25% (4), de este modo, los impuestos a pagar pueden ser calculados siguiendo la ecuación 7.

$$\text{Impuestos}_j = BAT_j \cdot 25\% \quad [7]$$

11. FLUJOS DE CAJA

Se denominan flujos de caja a las entrada y salidas de dinero en un periodo de tiempo determinado, comúnmente un año. Para la evaluación económica del proyecto se deben calcular los flujos de caja durante su vida útil, en este caso se consideran 20 años. Además, se debe tener en cuenta el desembolso inicial, reflejado en el año 0.

Para el cálculo del flujo de caja correspondiente a cada año, se deben tener en cuenta los diferentes ítems que implican movimiento de dinero asociado al proyecto, de este modo se consideran como positivos todos aquellos que impliquen una entrada de dinero o cobro, mientras que todos aquellos que impliquen salida de dinero o pago se tomarán como negativo.

Como se trata de un análisis económico a lo largo de diferentes años, se debe tener en cuenta que el valor del dinero varía con el tiempo, de forma que el valor actual del dinero siempre es mayor que su valor futuro. Teniendo en cuenta esto, para el cálculo de las entradas y salidas de dinero se debe mover el valor del dinero en el tiempo, por lo que se debe aplicar la ley de capitalización compuesta, donde se relación en valor actual y futuro en relación del año, j , y la tasa de inflación i . Esta relación se muestra en la ecuación 8.

$$\text{Valor futuro} = \text{Valor actual} \cdot (1 + i)^j \quad [8]$$

Siendo i el valor de la inflación, y j el año para el que se calcula el valor del dinero futuro. Los resultados del calculo de los flujos de caja se muestran en la tabla 7.

Tabla 7 Flujos de caja correspondientes a los 20 años de vida del proyecto. Fuente: Elaboración propia.

Año	Coste variable	interés préstamo	Ingresos por ventas	Amortización	BAT (€)	Impuestos	Flujo de caja	Acumulado
0								-19.414.522,29
1	-63.166.143,14	-1.009.166,87	67.704.809,04	-970.726,11	2.558.772,92	-639.693,23	1.919.079,69	-17.495.442,60
2	-65.061.127,44	-979.280,16	69.735.953,31	-970.726,11	2.724.819,60	-681.204,90	2.043.614,70	-15.451.827,90
3	-67.012.961,26	-947.839,94	71.828.031,91	-970.726,11	2.896.504,60	-724.126,15	2.172.378,45	-13.279.449,45
4	-69.023.350,10	-914.765,46	73.982.872,87	-970.726,11	3.074.031,20	-768.507,80	2.305.523,40	-10.973.926,05
5	-71.094.050,60	-879.971,76	76.202.359,05	-970.726,11	3.257.610,58	-814.402,64	2.443.207,93	-8.530.718,12
6	-73.226.872,12	-843.369,49	78.488.429,83	-970.726,11	3.447.462,10	-861.865,52	2.585.596,57	-5.945.121,55
7	-75.423.678,28	-804.864,64	80.843.082,72	-970.726,11	3.643.813,69	-910.953,42	2.732.860,27	-3.212.261,28
8	-77.686.388,63	-764.358,30	83.268.375,20	-970.726,11	3.846.902,16	-961.725,54	2.885.176,62	-327.084,66
9	-80.016.980,29	-721.746,44	85.766.426,46	-970.726,11	4.056.973,61	-1.014.243,40	3.042.730,21	2.715.645,55
10	-82.417.489,70	-676.919,62	88.339.419,25	-970.726,11	4.274.283,82	-1.068.570,96	3.205.712,87	5.921.358,42
11	-84.890.014,39	-629.762,70	90.989.601,83	-970.726,11	4.499.098,63	-1.124.774,66	3.374.323,97	9.295.682,39
12	-87.436.714,82	-580.154,56	93.719.289,88	-970.726,11	4.731.694,39	-1.182.923,60	3.548.770,79	12.844.453,18
13	-90.059.816,26	-527.967,79	96.530.868,58	-970.726,11	4.972.358,41	-1.243.089,60	3.729.268,81	16.573.721,99
14	-92.761.610,75	-473.068,36	99.426.794,64	-970.726,11	5.221.389,42	-1.305.347,35	3.916.042,06	20.489.764,05
15	-95.544.459,07	-415.315,25	102.409.598,48	-970.726,11	5.479.098,04	-1.369.774,51	4.109.323,53	24.599.087,58
16	-98.410.792,85	-354.560,13	105.481.886,43	-970.726,11	5.745.807,34	-1.436.451,84	4.309.355,51	28.908.443,09
17	-101.363.116,63	-290.646,96	108.646.343,02	-970.726,11	6.021.853,31	-1.505.463,33	4.516.389,99	33.424.833,07
18	-104.404.010,13	-223.411,59	111.905.733,32	-970.726,11	6.307.585,48	-1.576.896,37	4.730.689,11	38.155.522,18
19	-107.536.130,44	-152.681,32	115.262.905,31	-970.726,11	6.603.367,44	-1.650.841,86	4.952.525,58	43.108.047,76
20	-110.762.214,35	-78.274,49	118.720.792,47	-970.726,11	6.909.577,52	-1.727.394,38	5.182.183,14	48.290.230,90

12. VALOR ACTUAL NETO (VAN)

El VAN se define como una medida de rentabilidad económica que emplea términos absolutos, calculando la diferencia entre la inversión inicial y la suma de los flujos de caja descontados, ecuación 9.

$$VAN = -K + \sum_{j=1}^n \frac{R_j}{(1+i)^j} \quad [9]$$

Donde K es el desembolso inicial (€), R_j es el flujo de caja generado en el año j e i es la tasa de descuento de referencia, en este estudio se ha tomado el valor del 9% de tasa de descuento.

De este modo, el VAN nos proporciona un valor mediante el cual se puede determinar si un proyecto es rentable o no; si el resultado del VAN es mayor que 0, la inversión obtiene beneficios mayores al capital invertido, y por lo tanto la inversión en el proyecto puede ser aceptada. Si por el contrario el VAN es menor a 0, el proyecto no es rentable, y por lo tanto debe ser rechazado.

En el presente estudio, en los 20 años considerados, se ha obtenido un VAN de 7.310.160,98 €.

13. TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

Para definir la rentabilidad en términos relativos se emplea el TIR, se trata de un criterio de aceptación o rechazo del proyecto mediante la comparación de este con la tasa de descuento k. De este modo, si se obtiene un valor del TIR superior a la tasa de descuento, la implantación del proyecto es aceptada, mientras que si es inferior se rechaza debido a la falta de rentabilidad de este.

Para realizar el cálculo, se emplea la expresión empleada para el cálculo del Van (ecuación 6), solo que en este caso el valor del VAN es igual a 0, y la incógnita a despejar es la tasa de actualización.

$$VAN = -K + \sum_{j=1}^n \frac{R_j}{(1+i)^j} \quad [6]$$

Para el proyecto se ha obtenido un valor del TIR del 13,02%.

14. PLAZO DE RECUPERACIÓN (PAYBACK)

Estudiando los valores de los flujos de caja, se puede determinar el tiempo que se tarda en recuperar la versión inicial, es decir, el tiempo que se tarda en conseguir que el valor del flujo de caja acumulado sea mayor a cero. El Payback del proyecto debe ser inferior a la vida útil del mismo.

De este modo, en la siguiente figura se representan los flujos de caja acumulados para la vida útil del proyecto. Se observa que antes del año 9 la suma de los flujos de caja netos anteriores a dicho año superan al valor de la inversión inicial.

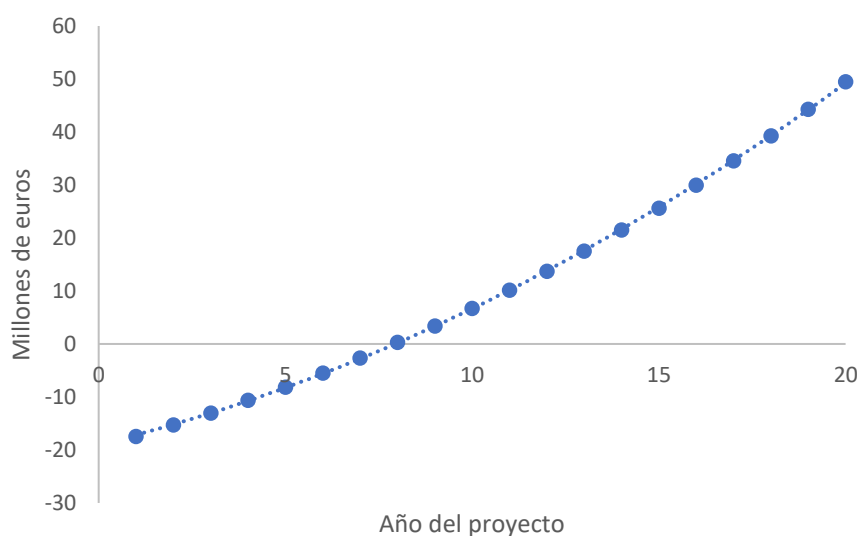


Figura 1 Tiempo de retorno (Payback) para el proyecto. Fuente: Elaboración propia,

15. DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS

Para el presente proyecto, se ha realizado el cálculo de tres indicadores económicos para llevar a cabo la evaluación del proyecto, analizando los resultados se obtiene que: el VAN es superior a 0, por lo que obtiene una rentabilidad mayor al 9% deseado. Concretamente, acorde al TIR, la rentabilidad de la planta asciende al 13,02%, además el Payback obtenido muestra una recuperación de la inversión inicial al noveno (9) año.

Por todo ello, se ha determinado que los tres indicadores económicos empleados para la evaluación del proyecto muestran la rentabilidad de la planta, y por lo tanto su viabilidad. Se debe tener presente que el presente proyecto se basa en un presupuesto de clase 5, por lo que su incertidumbre es elevada. Por consiguiente, en etapas posteriores el presupuesto y evaluación económica del proyecto debe ser recalculadas, de forma que la rentabilidad y viabilidad económica del proyecto se puede ver afectada e incluso ver comprometida.

16. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Se realiza un análisis de sensibilidad con el objetivo de determinar cómo afectan las variaciones en el precio del producto y materias primas en la rentabilidad del proceso. Para ello se estudian su efecto en el VAN, TIR y Payback. En añadido, también se determina como afecta un aumento o disminución del coste del amortizado. Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 8.

Tabla 8 Análisis de sensibilidad. Fuente: Elaboración propia.

Precio C ₄	Precio H ₂	Precio i-C ₄	Inmovilizado	VAN (€)	TIR (%)	Payback
+3%	0%	0%	0%	-7713355,49	4,11	15
-3%	0%	0%	0%	32349355,1	25,16	5
0%	+3%	0%	0%	7169743,53	12,95	9
0%	+10%	0%	0%	6842102,83	12,78	9
0%	-10%	0%	0%	7778219,14	13,27	8
0%	0%	-3%	0%	-9897032,28	2,52	17
0%	0%	+3%	0%	24517354,24	21,51	6
+3%	0%	+3%	0%	9493837,78	14,16	8
-3%	0%	-3%	0%	5126484,19	11,86	9
0%	0%	0%	+15%	439427,37	9,2	11
0%	0%	0%	-15%	14180894,59	17,76	7

Acorde a los resultados obtenidos, se han obtenido las siguientes conclusiones:

- El precio del hidrógeno no tiene un gran impacto en la rentabilidad del proceso. En la tabla se observa que ante una alteración del $\pm 10\%$ en el precio del hidrógeno el VAN y el TIR no se ven ampliamente afectados.
- El precio del butano tiene un gran impacto en la rentabilidad de la planta. Al subir un 3% el precio del butano se observa que, aunque se recupera la inversión inicial, el proyecto no obtiene la rentabilidad esperada. Por otro lado, si se disminuye su coste, la rentabilidad del proyecto aumenta notablemente.
- El precio del isobutano tiene un gran impacto en la rentabilidad de la planta. Al disminuir un 3% el precio del isobutano se observa que, aunque se recupera la inversión inicial, el proyecto no obtiene la rentabilidad esperada. Por otro lado, si se aumenta su precio, la rentabilidad del proyecto aumenta notablemente.
- Siempre que se mantenga la de variación del precio de butano e isobutano proporcional, la planta seguirá siendo rentable.
- Las variaciones del coste de amortizado constan de significancia, sin embargo, si debido a imprevistos el coste de amortizado se ve aumentado un 15%, el proyecto seguirá contando con rentabilidad.

Consta destacar que el precio de butano e isobutano están altamente relacionados, por lo que las tendencias en el mercado que siguen ambas sustancias son proporcionales, siendo la casuística de alteración de precio de una de las sustancias de forma aislada altamente improbable. Por consiguiente, se deduce que el proyecto es viable.

Por otro lado, cabe mencionar la posibilidad de venta de subproductos. En la planta se produce isopentano con un 71,5% de pureza, se trata por tanto de una pureza insuficiente para su venta, sin embargo, cabe la posibilidad de implementar una columna de destilación que consiga una pureza apta para su comercialización. Si se encontrara un comprador interesado, y resultada económicamente viable, se podría llevar a cabo la purificación y venta de isopentano, aumentando por lo tanto los beneficios del proyecto.

Por último, se debe tener en cuenta que este proyecto no consta con un grado elevado de definición, como ya se ha mencionado en el apartado anterior, por lo que la rentabilidad del mismo puede verse variada tras proceder a su definición.

17. BIBLIOGRAFÍA

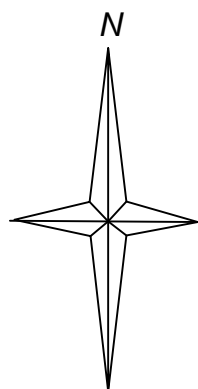
1. FEDERACIÓN EMPRESARIAL DE LA INDUSTRIAQUÍMICA ESPAÑOLA. Radiografía del sector químico Español 2021. [En línea] [Consultado el: 12 de Junio de 2021] Disponible en: <https://www.feique.org/pdfs/radiografiasectorial.pdf>.
2. SINNOTT, R.K. *Chemical Engineering Design*. SI Edicion. s.l. : Butterworth-Heinemann, 2019. ISBN: 9781119990147.
3. INSTITUTO DE CRÉDITO OFICIAL. Empresas y emprendedores. [En línea] [Consultado el: 12 de Junio de 2021] Disponible en: <https://www.ico.es/web/ico/ico-empresas-y-emprendedores/-/lineasICO/view?tab=tipolInteres>.
4. AGENCIA TRIBUTARIA. Manual práctico de sociedades 2019. [En línea] [Consultado el: 10 de Junio de 2021] Disponibe en: https://www.agenciatributaria.es/static_files/AEAT/DIT/Contenidos_Publicos/CAT/AYUWEB/Biblioteca_Virtual/Manuales_practicos/Sociedades/Manual_Sociedades_2019.pdf.

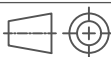
DOCUMENTO II.

PLANOS

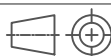
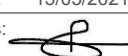
ÍNDICE

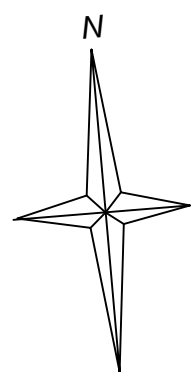
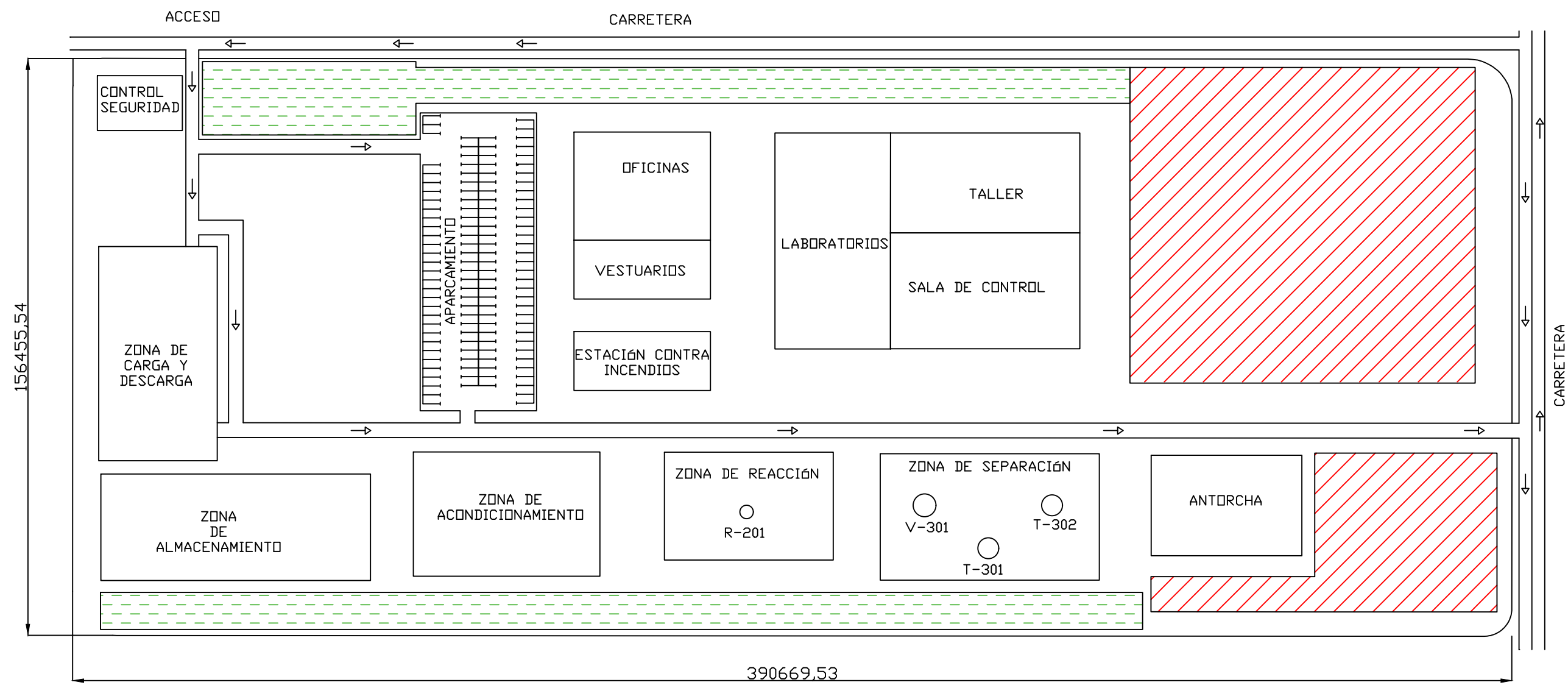
- PLANO 1. PLANO D ESITUACIÓN.
- PLANO 2. PLANO DE EMPLAZAMIENTO.
- PLANO 3. PLANO DE IMPLANTACIÓN.
- PLANO 4. DIAGRAMA DE FLUJO (PFD).
- PLANO 5. DIAGRAMA D EINSTRUMENTACIÓN Y TUBERÍAS (P&ID).
- PLANO 6. PLANO DE CONSTRUCCIÓN REACTOR R-201.
- PLANO 7. PLANO DE CONSTRUCCIÓN COLUMNA DE DESTILACIÓN T-301.



LEYENDA	MODIFICACIONES		ESCOLA TÉCNICA SUPERIOR DE ENXENERÍA - UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE COMPOSTELA		Plano nº: 1
			PLANTA DE ISOMERIZACIÓN DE BUTANO MEDIANTE LA TECNOLOGÍA ISOMALK-3		
			PLANO DE SITUACIÓN		ESCALA:
	 PARCELA SELECCIONADA		Fecha: 20/05/2021	Dibujado por: Lorena Iglesias Torres Gabriel Padín González	1:25000
		Firmas:  			



		MODIFICACIONES		ESCOLA TÉCNICA SUPERIOR DE ENXEÑERÍA - UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE COMPOSTELA		Plano nº: 2	
LEYENDA				PLANTA DE ISOMERIZACIÓN DE BUTANO MEDIANTE LA TECNOLOGÍA ISOMALK-3			
				PLANO DE EMPLAZAMIENTO			
 PARCELA SELECCIONADA				Fecha: 15/05/2021		Dibujado por: Lorena Iglesias Torres Gabriel Padín González	
				Firmas:  			
						ESCALA:	
						1:2500	



				MODIFICACIONES		ESCOLA TÉCNICA SUPERIOR DE ENXEÑERÍA - UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE COMPOSTELA		Plano nº: 3	
LISTADO DE EQUIPOS DISEÑADOS			LEYENDA			PLANTA DE ISOMERIZACIÓN DE BUTANO MEDIANTE LA TECNOLOGÍA ISOMALK-3			
						PLANO DE IMPLANTACIÓN		ESCALA:	
REACTOR DE ISOMERIZACIÓN		R-201	ESPACIO DISPONIBLE PARA AMPLIACIONES	ZONAS VERDES		Fecha: 31/05/2021	Dibujado por: Lorena Iglesias Torres Gabriel Padín González	1:1250	
COLUMNA DE DESTILACIÓN		T-301			Firmas:				

S-101 A/B
Soplante

E-101
Intercambiador de calor

P-101 A/B
Bomba

S-102 A/B
Soplante

C-101
Compresor

C-102
Compresor

E-102
Intercambiador de calor

E-103
Intercambiador de calor

R-201
Reactor

E-201
Intercambiador de calor

VLV-301
Válvula

E-301
Intercambiador de calor

V-301
Tanque flash

E-302
Intercambiador de calor

T-301
Deisobutanizadora

E-303
Condensador

E-304
Caldera

P-301 A/B
Bomba

V-302
Tanque de reflujo

VLV-302
Válvula

T-302
Desbutanizadora

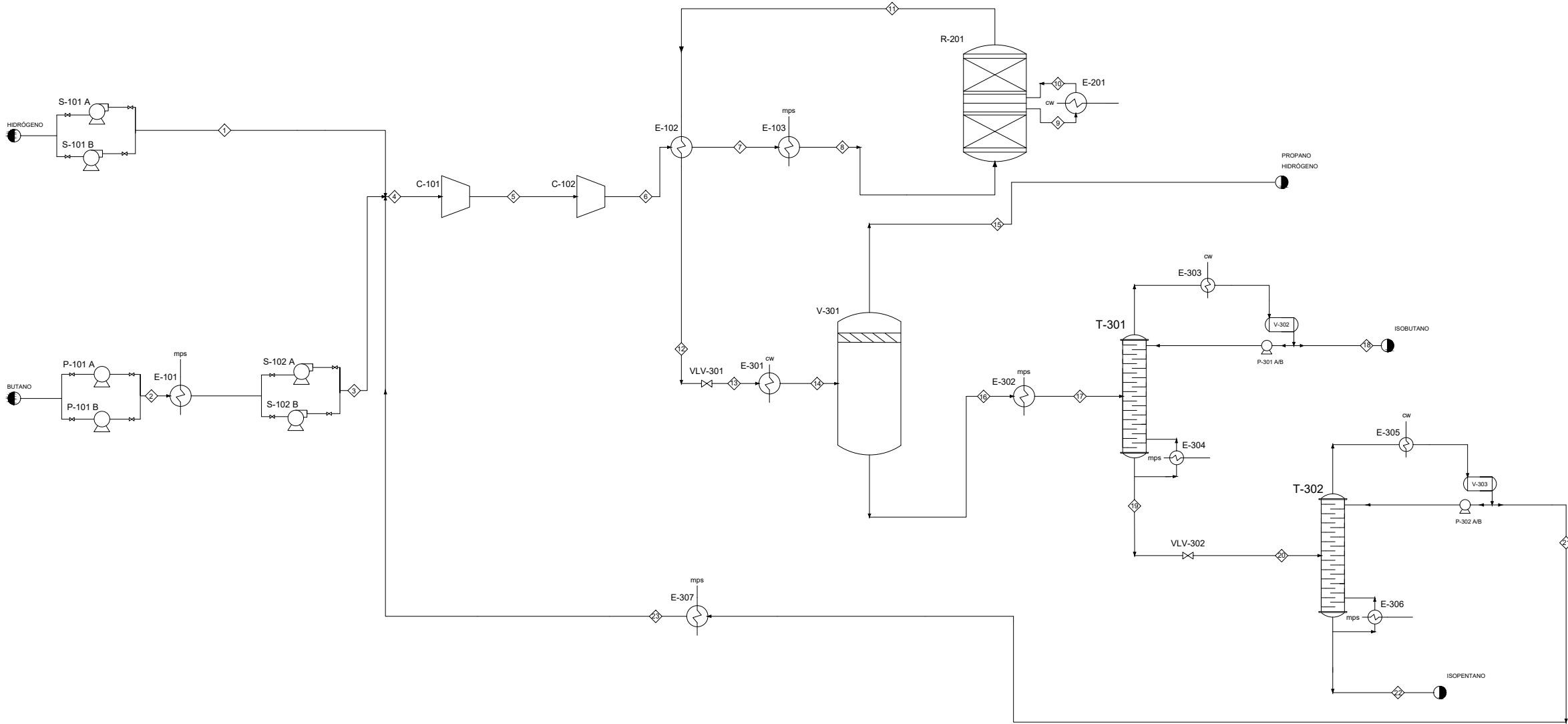
E-305
Condensador

E-306
Caldera

P-302 A/B
Bomba

V-303
Tanque de reflujo

E-307
Intercambiador de calor



Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
Temperatura (°C)	25	25	26,06	28,15	83,7	119,2	170	200	222	200	213,33	188,6	188,6	40	40	40	46	40,19	53,21	53,21	46,53	67,85	32
Presión (bar)	2,5	2,5	2,5	2,5	10	20	20	20	20	20	20	20	5,3	5,3	5,3	5,3	5,3	5,3	5,3	4,5	4,5	4,5	4,5
Fracción de vapor	1	0	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0,078	1	0	0	0	0	0	0	0	1
Caudal másico total (kg/h)	45,62	9606,93	9606,93	19078,35	19078,35	19078,35	19078,35	19078,35	19078,35	19078,35	19078,35	19078,35	19078,35	19078,35	269,34	18809,01	18809,01	8995,08	9813,92	9813,92	9425,81	388,12	9425,81
Caudal molar total (kmol/h)	22,64	325,84	325,84	350,08	350,08	350,08	350,08	350,08	350,08	350,08	350,08	350,08	350,08	350,08	27,45	322,63	322,63	154,78	167,84	167,84	162,15	5,69	162,15

Flujo molar (kmol/h)																							
Componente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
Hidrógeno	22,64	0	0	22,64	22,64	22,64	22,64	22,64	22,64	22,64	22,64	22,64	22,64	22,64	22,64	0	0	0	0	0	0	0	0
Propano	0	0	0	0	0	0	0	0	2,93	2,93	4,07	4,07	4,07	4,07	3,98	0,09	0,09	0,09	0	0	0	0	0
Isobutano	0	0	0	1,55	1,55	1,55	1,55	1,55	112,99	112,99	156,33	156,33	156,33	156,33	0,77	155,56	155,56	154,01	1,55	1,55	1,55	0	1,55
Butano	0	325,84	325,84	325,84	325,84	325,84	325,84	325,84	208,54	208,54	162,92	162,92	162,92	162,92	0,06	162,86	162,86	0,68	162,18	162,18	160,56	1,62	160,56
Isopentano	0	0	0	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	2,97	2,97	4,11	4,11	4,11	4,11	0	4,11	4,11	0	4,11	4,11	0,04	4,07	0,04

UTILIDADES

cw: Agua de refrigeración

mps: Vapor de media presión

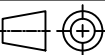
MODIFICACIONES

ESCOLA TÉCNICA SUPERIOR DE ENXENERÍA - UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE COMPOSTELA

Plano nº: 4

PLANTA DE ISOMERIZACIÓN DE BUTANO MEDIANTE LA TECNOLOGÍA ISOMALK-3

DIAGRAMA DE FLUJO



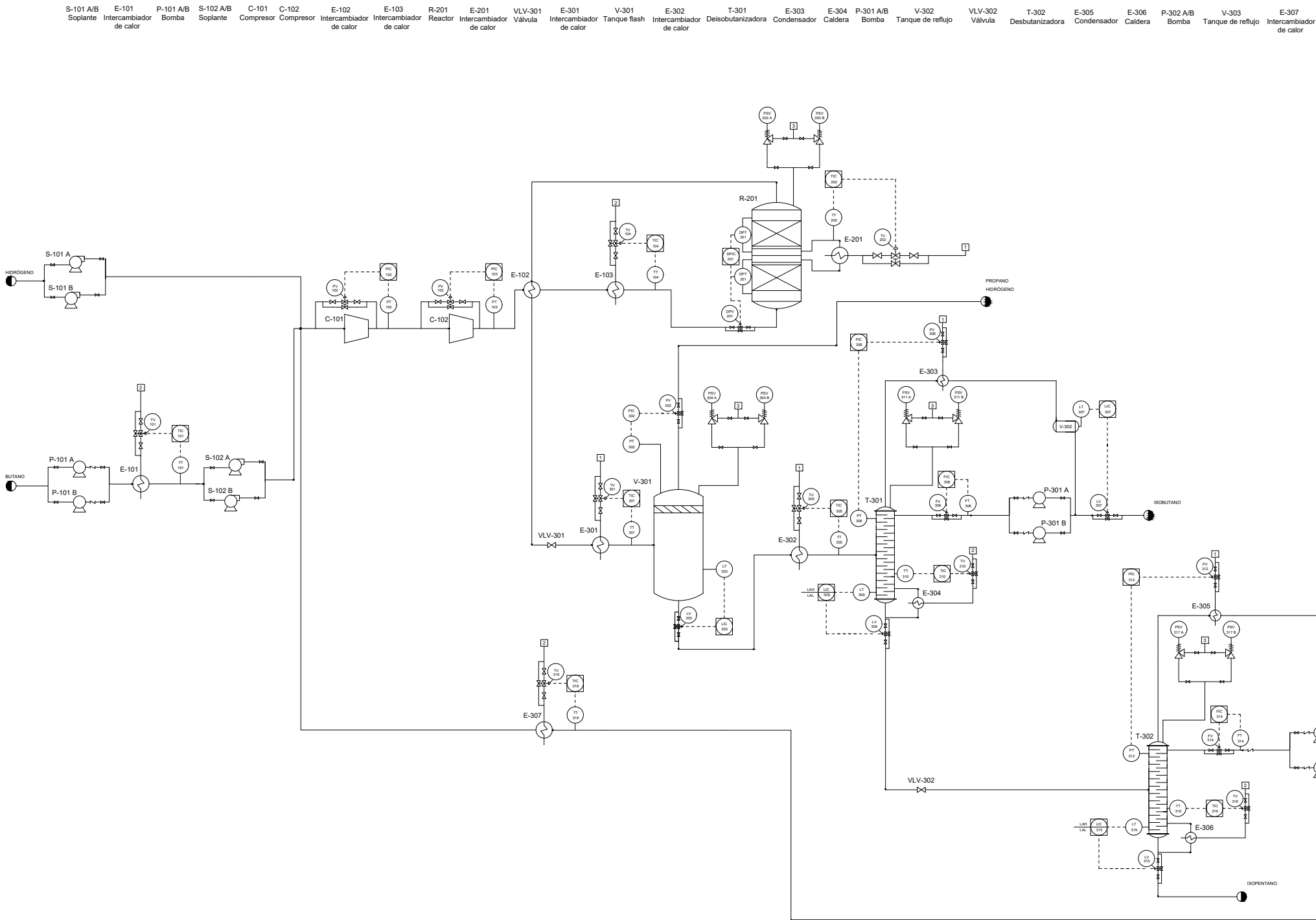
ESCALA:

Fecha: 10/05/2021

Firmas:

Dibujado por: Lorena Iglesias Torres
Gabriel Padín González

S/E



PLANOS DE REFERENCIA

NOMENCLATURAS

- 1 Agua de refrigeración
- 2 Vapor de media presión
- 3 Antorcha

NOMENCLATURAS CONTROL



A: Sección del proceso
B: Número del lazo
X: Variable controlada
Y: Letras secundarias

X		Y	
T	Temperatura	L	Bajo
F	Caudal	H	Alto
P	Presión	C	Controlador
D	Diferencial	I	Indicador
L	Nivel	A	Alarma
		T	Transmisor
		V	Válvula

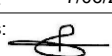
LEYENDA LÍNEAS

- Línea de proceso
- - - Señal

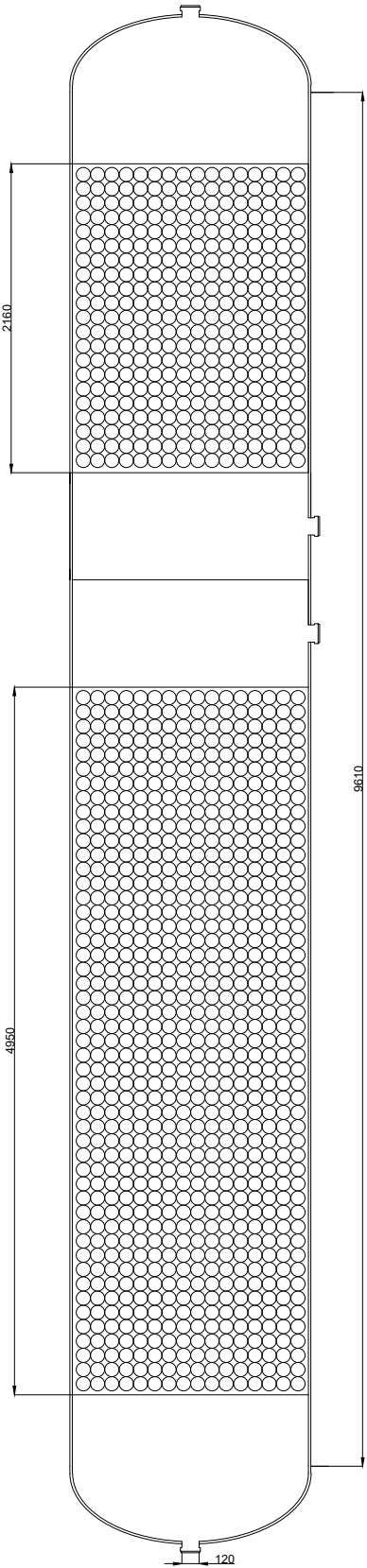
VÁLVULAS

- ⊞ Válvula de control
- ⊞ Válvula manual
- ⊞ Válvula manual de control
- ⊞ Válvula antirretorno

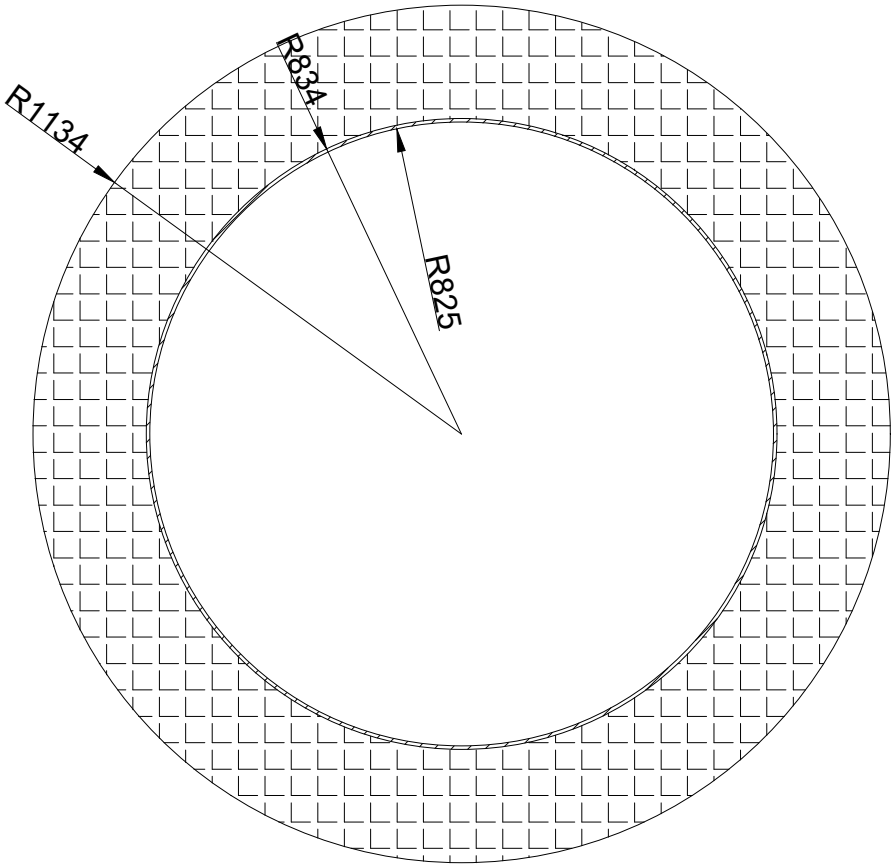
Reactor R-201		Columna T-301	
Peso de catalizador (kg)	49.013,56	Número de platos	53
Presión de operación (bar)	20	Presión de operación (bar)	5,3
Altura contando cabezales (m)	10,58	Altura contando cabezales (m)	33,61
Diámetro interno (m)	1,65	Diámetro interno (m)	3,1

MODIFICACIONES		ESCOLA TÉCNICA SUPERIOR DE ENXEÑERÍA - UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE COMPOSTELA		Plano nº: 5
		PLANTA DE ISOMERIZACIÓN DE BUTANO MEDIANTE LA TECNOLOGÍA ISOMALK-3		
		P&ID		
				ESCALA:
		Fecha: 7/06/2021	Dibujado por: Lorena Iglesias Torres Gabriel Padín González	
		Firmas:  		

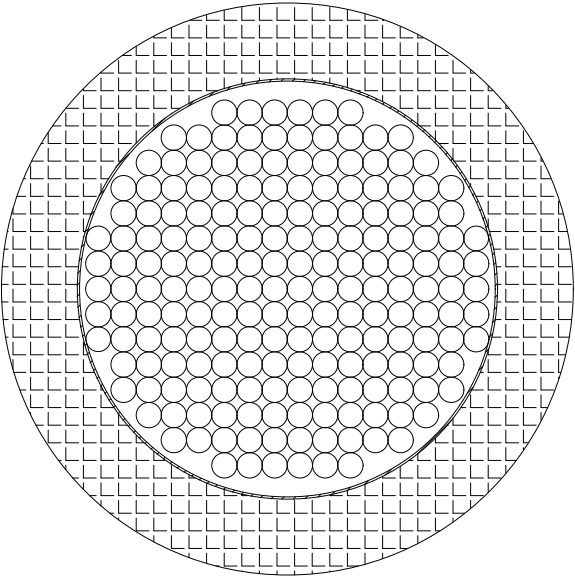
ESCALA 1:50



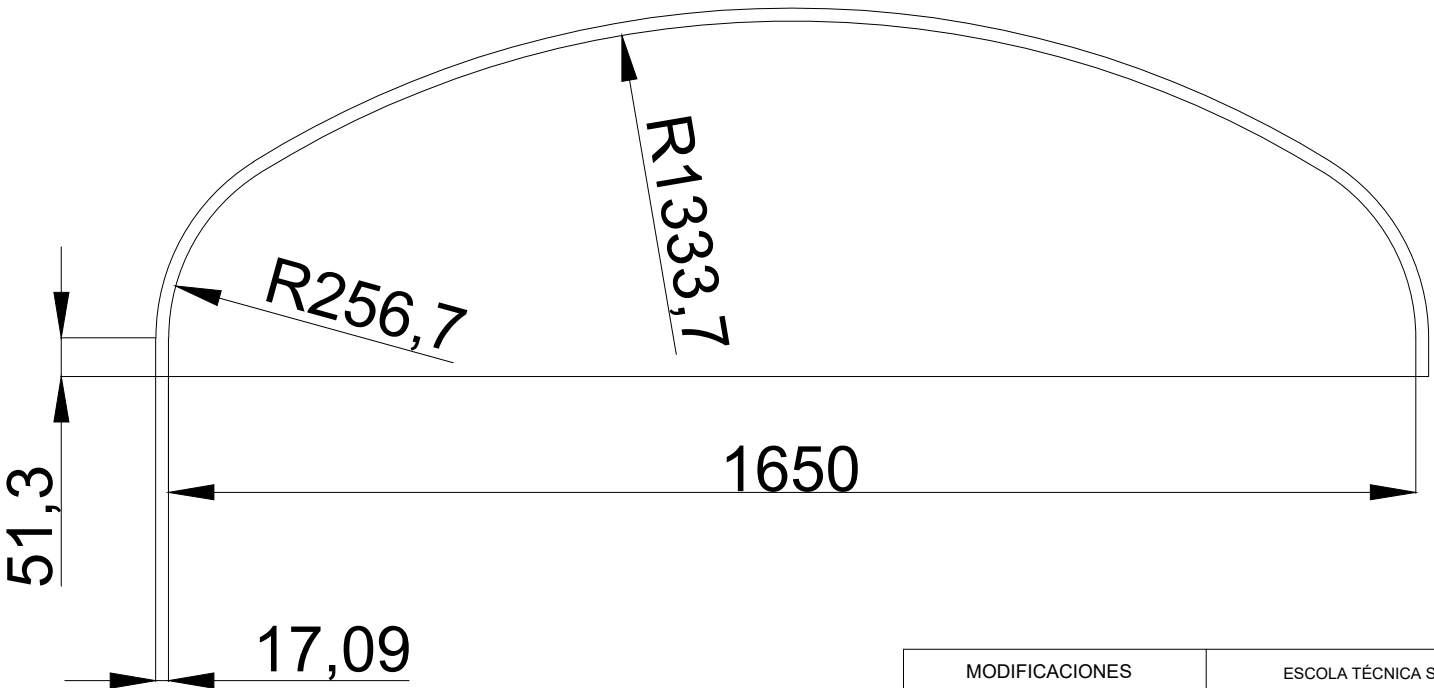
ESCALA 1:20



ESCALA 1:30



ESCALA 1:10



DATOS DE DISEÑO

CÓDIGO DE DISEÑO: ASME BPV SEC. VIII

MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:
ACERO DE BAJA ALEACIÓN A387 Gr22

SOPORTE: TIPO FALDA
ACERO DE BAJA ALEACIÓN A387 Gr22

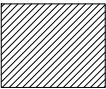
CARACTERÍSTICAS

PARÁMETRO	VALOR
Presión de operación (bar)	20
Masa total de catalizador (kg)	49.013,56
Temperatura de operación (°C)	200
Caudal másico (kg/h)	19.078,35
Altura (m)	10,58
Diámetro interno (m)	1,65
Espesor aislante (m)	0,3

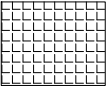
LEYENDA



Partículas de catalizador



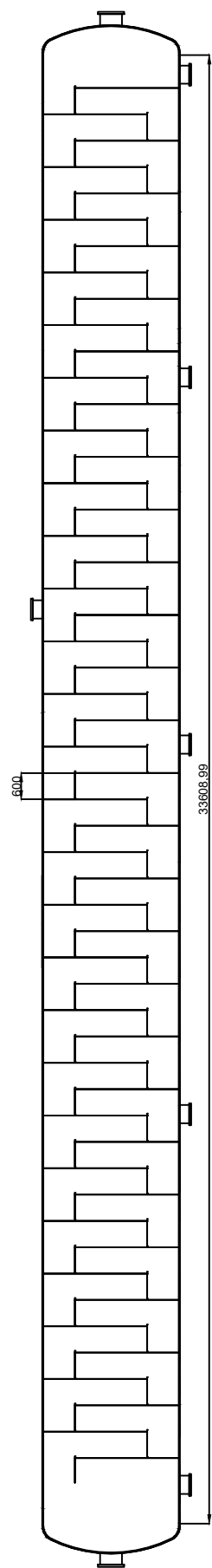
Acero de baja aleación



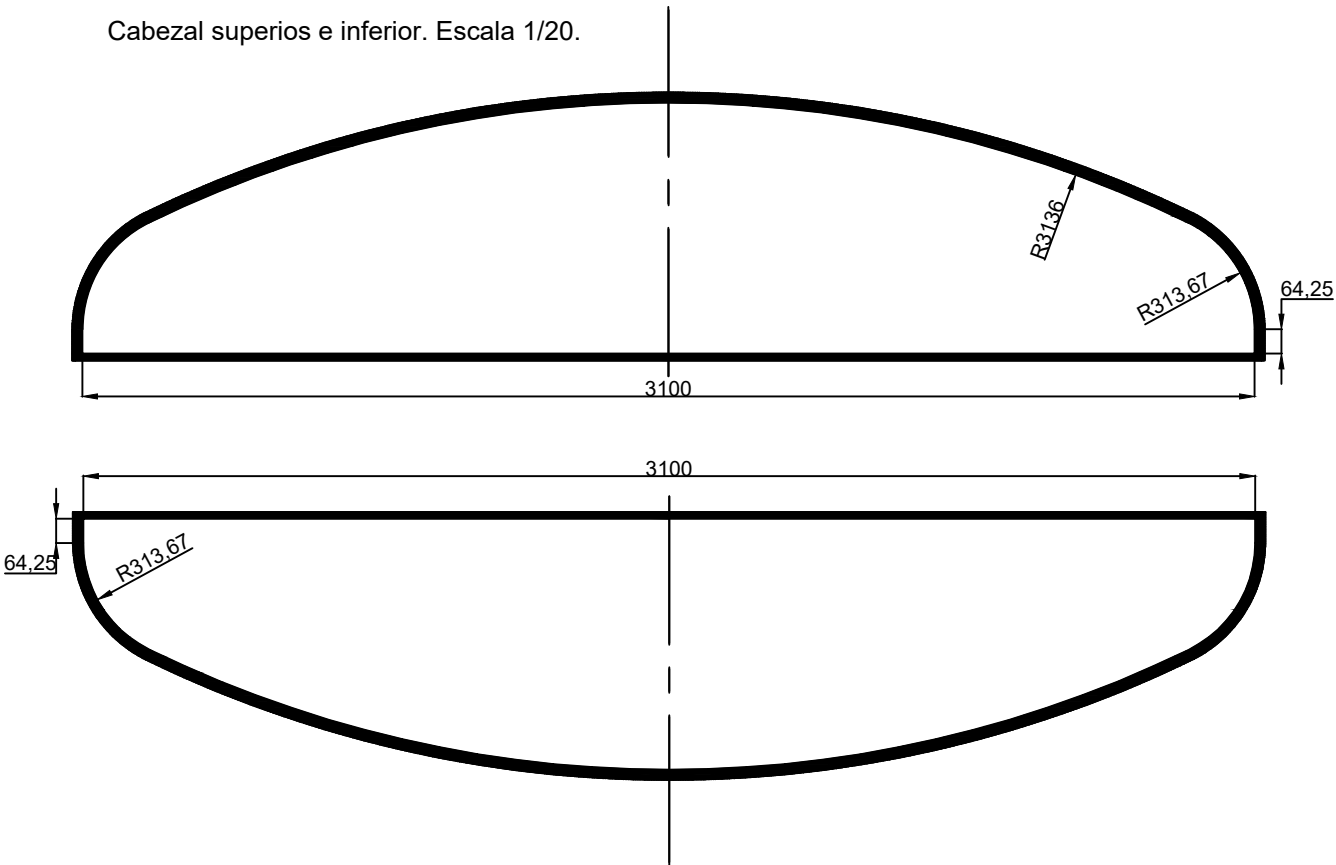
Capa de aislante

MODIFICACIONES	ESCOLA TÉCNICA SUPERIOR DE ENXENERÍA - UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE COMPOSTELA		Plano nº: 6
	PLANTA DE ISOMERIZACIÓN DE BUTANO MEDIANTE LA TECNOLOGÍA ISOMALK-3		
	PLANO DE CONSTRUCCIÓN REACTOR R-201		ESCALA:
	Fecha: 3/06/2021	Dibujado por: Lorena Iglesias Torres Gabriel Padín González	
	Firmas:		

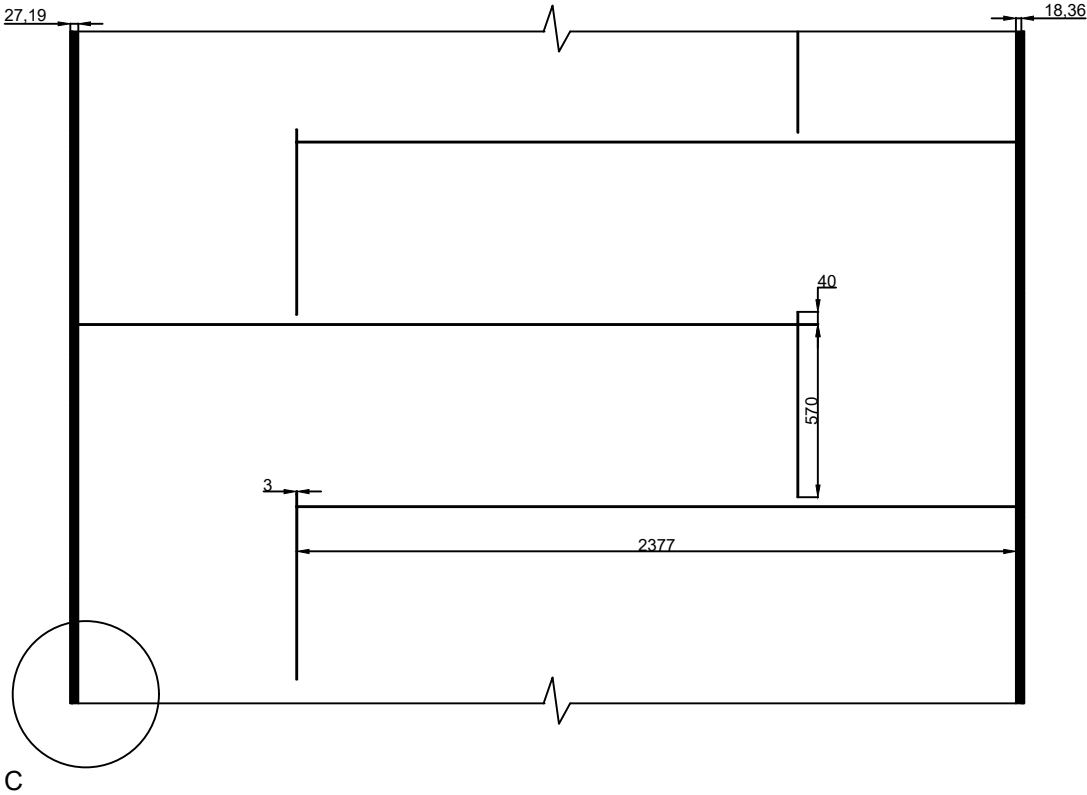
Columna de destilación.
Escala 1/20.



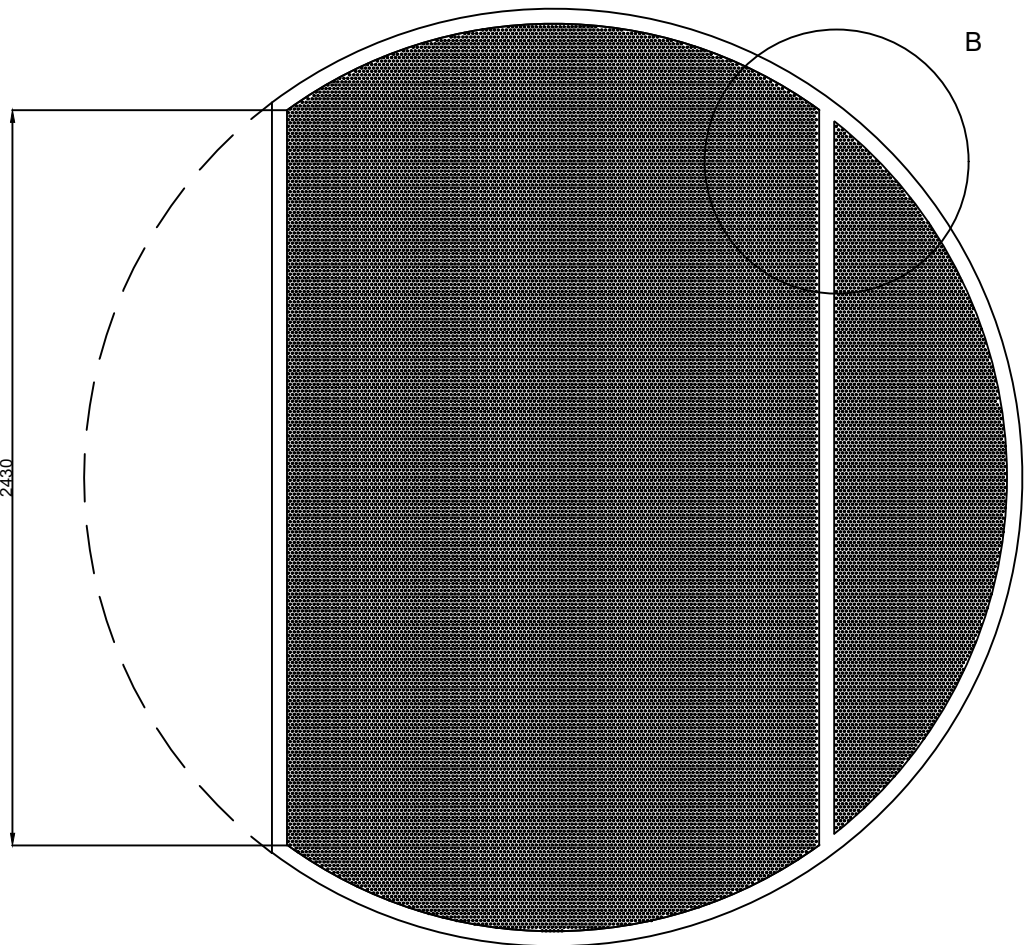
Cabezal superios e inferior. Escala 1/20.



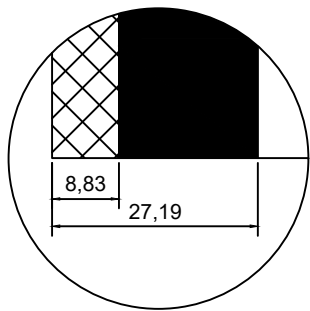
Detalle A de la columna. Escala 1/25.



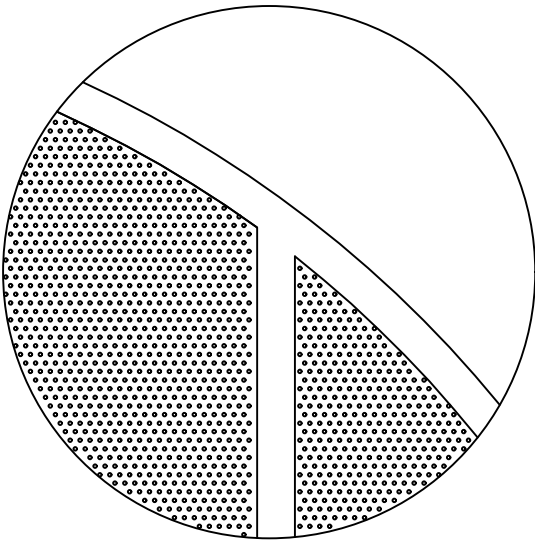
Plato perforado. Escala 1/25.



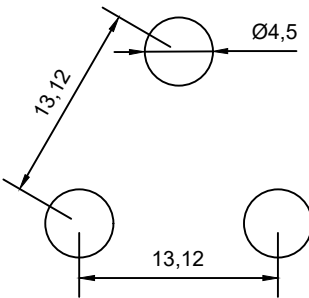
Detalle C. Escala 1/1.



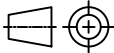
Detalle B. Escala 1/10.



Detalle Pitch (Disposición triangular). Escala 2/1.



LEYENDA	
	ESPESOR AISLANTE
	ESPESOR COLUMNA

MODIFICACIONES		ESCOLA TÉCNICA SUPERIOR DE ENXENERÍA - UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE COMPOSTELA		Plano nº: 7
		PLANTA DE ISOMERIZACIÓN DE BUTANO MEDIANTE LA TECNOLOGÍA ISOMALK-3		
		Plano de construcción columna destilación T-301		ESCALA:
Fecha: 22/05/2021		Dibujado por: Lorena Iglesias Torres		
Firmas: 				

DOCUMENTO III.
ESTUDIOS CON
ENTIDAD PROPIA

ÍNDICE

1. ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL	3
1.2. OBJETO Y DESCRIPCIÓN	3
1.3. EVALUACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS DEL PROYECTO	5
1.3.1. JUSTIFICACIÓN DE LA LOCALIZACIÓN DE LA INSTALACIÓN	5
1.3.2. JUSTIFICACIÓN DE LAS SOLUCIONES TECNOLÓGICAS ADOPTADAS	5
1.4. DESCRIPCIÓN DEL INVENTARIO AMBIENTAL DEL PROCESO. CLAVES ECOLÓGICAS E INTERACCIONES AMBIENTALES.....	6
1.4.1. MEDIO FÍSICO	6
1.4.3. RUIDO AMBIENTAL.....	17
1.4.4. MEDIO PERCENTUAL-PAISAJE	18
1.4.5. MEDIO SOCIOECONÓMICO	18
1.5. IDENTIFICACIÓN Y VALORACIÓN DE IMPACTOS	20
1.5.1. METODOLOGÍA.....	20
1.5.2. VALORACIÓN DE IMPACTOS.....	20
1.5.3. FACTORES AMBIENTALES	21
1.5.4. ACCIONES DEL PROYECTO	22
1.5.5. VALORACIÓN GLOBAL. MATRIZ DE LEOPOLD.	22
1.5.5.4. MATRIZ DE LEOPOLD.....	25
1.6. MEDIDAS PREVENTIDAS Y CORRECTORAS	28
1.6.1. FASE DE CONSTRUCCIÓN	28
1.6.2. FASE DE EXPLOTACIÓN.....	30
1.6.3. FASE DE DESMANTELAMIENTO.....	31
1.7. PROGRAMA DE SEGUIMIENTO Y VIGILANCIA AMBIENTAL.....	31
1.7.1. OBJETO Y ALCANCE	31
1.7.3. DESCRIPCIÓN DE LAS ACTIVIDADES DE SEGUIMIENTO.....	32
1.8. VULNERABILIDAD DEL PROYECTO.....	33
1.8.1. RIESGOS ASOCIADOS A INUNDACIONES	34
1.8.2. RIESGOS ASOCIADOS FENÓMENOS SÍSMICOS.....	35
1.8.3. RIESGOS ASOCIADOS VIENTOS HURACANADOS	35
1.9. RESUMEN Y CONCLUSIONES	36
2. ESTUDIO DE SEGURIDAD Y SALUD ¹	36
3. BIBLIOGRAFÍA.....	37

1. ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL

1.2. OBJETO Y DESCRIPCIÓN

Con el objetivo de protección al medio ambiente es necesario llevar a cabo el estudio de impacto ambiental (E.I.A) del proyecto de la planta de producción de isobutano mediante la isomerización de butano en el polígono de Constantí, en Tarragona. De este modo, en la evaluación ambiental se debe identificar y valorar de forma rigurosa los posibles impactos ambientales de las diferentes fases implicadas en el proyecto, implementando criterios de sostenibilidad que permitan una correcta evaluación de proyectos que permita la prevención de los impactos ambientales estableciendo mecanismos de eficaces de corrección o compensación de los mismos.

La Ley 21/2013 del 9 de diciembre, de evaluación ambiental, establece la obligación de realizar una correcta evaluación ambiental en todo plan proyecto o programa que pueda tener efectos significativos sobre el medio ambiente antes de su adopción aprobación o autorización o presentación de la declaración responsable, así como sus bases que rigen su elaboración garantizando la protección ambiental, relatadas a continuación (1):

- La integración de los aspectos medioambientales en la elaboración y en la adopción, aprobación o autorización d ellos planes, programas y proyectos
- El análisis y la selección de las alternativas que resulten ambientales viables.
- El establecimiento de las medidas que permitan prevenir, corregir y, en su caso, compensar los efectos adversos sobre el medio ambiente.
- El establecimiento de las medidas de vigilancia, seguimiento y sanción necesarias para cumplir con las finalidades de esta ley.

En el artículo 5 se define el concepto de impacto o efecto significativo como cualquier alteración de carácter permanente o de larga duración de uno o varios de los siguientes factores: la población, la salud humana, la flora, la fauna, la biodiversidad, la geodiversidad, la tierra, el suelo, el subsuelo, el aire, el agua, el clima, el cambio climático el paisaje o los bienes materiales.

El presente estudio se enmarca en el Grupo 5: Industria química, petroquímica, textil y papelera; recogido en el apartado 1)

El proyecto objeto de esta actuación es la construcción de una planta de isomerización de butano en Tarragona, con una capacidad de isomerización de 150.000 toneladas/año de butano, lo que es equivalente a la producción de 71241 toneladas/año de isobutano, considerando una producción en continuo de 330 días al año, operando 24 horas diarias, de modo que los días restantes días se reserven para el mantenimiento, revisiones de equipos y limpieza.

Se trata por lo tanto de una construcción de nueva obra, emplazada en la provincia de Tarragona, concretamente en el polígono industrial de Constantí. El polígono se encuentra a menos de 10 kilómetros del mar y menos de 5 kilómetros del aeropuerto de Reus.

Por otro lado, el proyecto cuenta con las siguientes etapas:

- Pretratamiento, se realiza un pretratamiento de la alimentación fresca previa a la etapa de reacción. Se realiza un aumento de la presión y temperatura del butano e hidrógeno alimentado, con el objetivo de conseguir las condiciones óptimas para la posterior reacción.
- Reacción química, se lleva a cabo en el reactor la isomerización de butano en presencia de hidrógeno, una reacción exotérmica con una selectividad del 95% y conversión en el reactor del 50%.
- Tren de separación, mediante una secuenciación de destilaciones se lleva a cabo la separación del isobutano del resto de productos secundarios y materia prima sin reaccionar, obteniendo un producto de isobutano con pureza del 99,5%. Además, se realiza la separación de butano que se recirculará al reactor.

En concordancia, para la fase de explotación se estima un consumo de materia prima conforme la capacidad de producción especificada. La demanda de energía se corresponde con la energía requerida para la operación de la planta, estimando un pico máximo en la puesta en marcha de la planta. En cuanto al agua consumida, se corresponde con las operaciones de refrigeración, siendo el agua el refrigerante seleccionado para varios intercambiadores de calor, mientras que el resto del consumo se corresponde con tareas de limpieza y consumo en oficinas.

En cuanto a residuos generados, estos son expuestos a continuación:

- Residuos: En la fase de construcción se generan residuos orgánicos procedentes de la adecuación del terreno y residuos inorgánicos procedentes de la edificación. En la fase de explotación se producen residuos peligrosos procedentes de operaciones de mantenimiento y operaciones auxiliares, mientras que residuos inertes son obtenidos de actividades de reparación, reforma o mejora.
- Ruido: Durante la construcción se pueden generar altos niveles de ruido procedente de la diferente maquinaria empleada. Por otro lado, los equipos que produzcan un mayor ruido implicados en la fase de explotación se situarán en el interior del edificio aplicando medidas de atenuación pertinentes cumpliendo la vigente legislación.
- Vertidos: las aguas residuales sanitarias, de proceso, de limpieza o aguas pluviales son tratadas acorde a su naturaleza y vertidas al medio respetando los límites de vertido de la legislación vigente.
- Emisiones: Se producen emisiones de hidrogeno, que pueden estar contaminadas con propano (offgas). En la caldera destinada a la producción de vapor de media presión se producen emisiones gaseosas. Se emplea una chimenea para la salida controlada de emisiones respetando a efectos la legislación respectiva.

1.3. EVALUACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS DEL PROYECTO

Para llevar a cabo la evaluación de las alternativas del proyecto se debe considerar tanto las alternativas tecnológicas seleccionadas como el emplazamiento de la instalación. De este modo, a continuación, se realizará una evaluación de ambos términos.

1.3.1. JUSTIFICACIÓN DE LA LOCALIZACIÓN DE LA INSTALACIÓN

La planta de isomerización de butano se ubica en la comarca de Tarragonés, provincia de Tarragona, situado en el polígono industrial de Constantí. La parcela seleccionada para su emplazamiento cuenta con una planta rectangular con 61069 m² de extensión, tal y como se muestra en el plano de implantación nº3.

El emplazamiento se ha seleccionado en concordancia con las necesidades de distribución y facilidades de comunicación que faciliten minimizar los gastos de transporte de suministro de materias primas y transporte del producto. De este modo, la localización seleccionada se encuentra a 5 kilómetros del complejo industrial de Repsol.

La parcela cuenta con comunicación viaria con conexión a por carretera TP-7211, TP-7225 y C-422, situada a menos de 5 kilómetros de la autopista internacional AP7. En cuanto a la red ferroviaria se encuentra una terminal de contenedores Renfe integrada en el propio polígono con dirección A Roda de Bara y ciudad de Reus, mientras que las estaciones más cercanas con la estación de Reus a 6 km y la estación de Tarragona a 10 km. La comunicación marítima y aérea son también favorables, situándose a 10 km del puerto de Tarragona, a menos de 5 km del aeropuerto de Reus y a 94 del aeropuerto de Barcelona.

En cuanto a la infraestructura, la parcela cuenta con distribución de red interior de gas natural, servicio de saneamiento, recogida de basuras y red de incendios.

1.3.2. JUSTIFICACIÓN DE LAS SOLUCIONES TECNOLÓGICAS ADOPTADAS

Acorde a la Directiva de Prevención y Control Integrado de la Contaminación (IPP) se definen las Mejores Técnicas Disponibles (MTDs o BAT por sus siglas en inglés) como aquellas que constituyen la fase más avanzada y eficiente que permita reducir o eliminar las emisiones en el medio ambiental.

En los documentos denominados BREF (BAT References Documents) se recogen las MTDs divididas en función de los sectores de actividad industrial de aplicación. El objetivo de estos documentos es constituir la referencia europea oficial en el análisis y selección de las MTDs aplicables a la industria.

Para la planta de isomerización de butano mediante la tecnología ISOMALK-3, objeto de este proyecto, se aplica el documento *Mejores técnicas disponibles documento de referencia para la*

refinería de aceite y gas natural, de marzo de 2015, fuente (2). En el citado documento, capítulo 2 apartado 16 se recogen las MTDs para procesos de isomerización.

Además, las MTDs también pueden ser aplicadas para conseguir una mayor eficacia en otras etapas del proyecto, en el caso del proyecto objeto de este estudio se han analizado mediante la aplicación de los BREF destacados a continuación:

- Documento de Referencia en el tratamiento común y sistemas de gestión para el agua y gases residuales en el sector químico, de octubre 2016, fuente (3).
- Documento de Referencia en Gestión de Residuos, fuente (4)
- Documento de Referencia de Incineración de Residuos, fuente (5)

1.4. DESCRIPCIÓN DEL INVENTARIO AMBIENTAL DEL PROCESO. CLAVES ECOLÓGICAS E INTERACCIONES AMBIENTALES

La finalidad del presente apartado es realizar una descripción de la situación preoperacional del entorno donde se realizará el emplazamiento de la planta de isomerización de butano, consiguiendo una valoración del entorno y su alteración tras la construcción de la planta. De este modo, se consigue realizar una evaluación del impacto ambiental producción al llevar a cabo el proyecto.

Para llevar a cabo una correcta evaluación se deben estudiar elementos ambientales correspondientes al medio físico, medio biótico, medio perceptual o paisaje, elementos culturales y gestión territorial y elementos socioeconómicos.

1.4.1. MEDIO FÍSICO

1.4.1.1. CLIMA

Los elementos componentes del clima característico del área de emplazamiento puede verse afectado por el proyecto. En la fase de construcción puede favorecerse la sedimentación y dispersión de partículas sedimentales, por lo que es necesario la realización de un estudio del clima. Para la realización del estudio se han empleado datos obtenidos de AEMET (Agencia Estatal de Meteorología).

El área de estudio forma parte del clima mediterráneo litoral sur, por lo que se trata de un clima marítimo con temperaturas cálidas en verano y suaves en invierno, registrando temperatura máxima media anual de 29,4°C en el mes de agosto y una temperatura mínima media anual de 3,9°C, registrados en el mes de Enero (media de 14°C y mínima de 3,9°C), los datos se recogen en la figura 1.

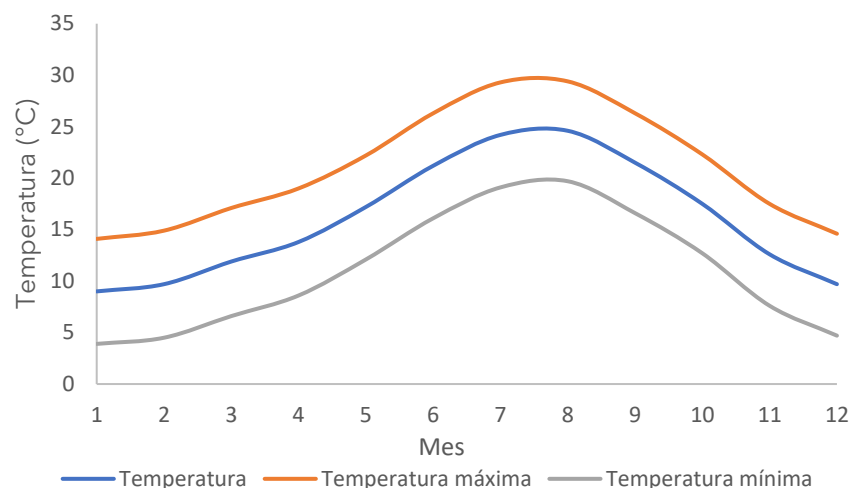


Figura 1 Temperaturas medias recogidas en el Aeropuerto de Reus. Fuente: Elaboración propia a partir de (6).

En cuanto a las precipitaciones y humedad relativa, los datos medios registrados por AEMET se recogen en la tabla 1, donde destaca septiembre como mes más lluvioso, 74 mm de media, mientras que julio se establece como el menos lluvioso, con 15 mm registrados con tan solo dos días de media de precipitación superior a 1 mm.

Tabla 1 Precipitación y humedad relativa registrada en el Aeropuerto de Reus. Fuente (6).

Mes	Media		
	Precipitación (mm)	Días de precipitación superior a 1 mm	Humedad relativa (%)
Enero	29	4	70
Febrero	28	3,5	68
Marzo	28	3,8	67
Abril	37	5	66
Mayo	54	5,4	66
Junio	25	3,1	63
Julio	15	2	63
Agosto	42	3,6	66
Septiembre	77	5,1	70
Octubre	75	6	73
Noviembre	53	4,4	72
Diciembre	36	4,1	72

Para completar una visión global de la climatología de área próxima al aeropuerto de Reus se recogen en la tabla 2 los datos medios anuales de los días medios al mes que se han registrado cielos despejados o diferentes inclemencias climáticas.

Tabla 2 Datos medios anuales de inclemencias climáticas registradas en el aeropuerto de Reus. Fuente: (6).

Mes	Número de horas de sol	Número de días despejados	Media			
			Días de niebla	Días de tormenta	Días de nieve	Días de helada
Enero	157	7,2	0,3	0,2	0,2	5,7
Febrero	162	5,4	1,3	0,1	0,1	2,9
Marzo	197	6,0	1,9	0,3	0,1	0,8
Abril	222	3,9	0,8	0,5	0,0	0,0
Mayo	251	4,2	0,4	1,5	0,0	0,0
Junio	274	6,3	0,2	1,4	0,0	0,0
Julio	306	9,4	0,1	1,3	0,0	0,0
Agosto	265	6,2	0,2	2,6	0,0	0,0
Septiembre	209	4,8	0,4	3,1	0,0	0,0
Octubre	182	3,9	0,3	1,9	0,0	0,0
Noviembre	157	5,4	0,7	0,6	0,0	1,3
Diciembre	145	5,7	6,7	0,3	0,0	3,6

Por último, la dirección del viento predominantes es la del norte, seguida de los vientos del sur (figura 2).



Figura 2 Dirección y distribución de la fuerza del viento mensuales. Fuente: (7).

1.4.1.2. CALIDAD AIRE

1.4.1.2.1. Legislación vigente

Los objetivos de calidad del aire garantizan una protección y mejora de la calidad atmosférica, asegurando la prevención y efectos negativos sobre la salubridad humana y medio ambiente. Para este fin, se elabora el Real Decreto 102/2011, de 28 de enero, que transpone la Directiva 2008/50/CE referente a la calidad de aire ambiente y una atmósfera más limpia en el territorio europeo.

Las medidas correspondientes son recogidas en la Directiva 2008/50/CE de 21 de mayo de 2008 cuentan por objeto (8):

- Evitar, prevenir o reducir los efectos nocivos para la salud humana y el medio ambiente en conjunto.
- Establecer las medidas para evaluar la calidad del aire ambiente en los estados miembros basándose en métodos y criterios comunes.
- Obtener información sobre la calidad del aire ambiente con el fin de ayudar a combatir la contaminación atmosférica y otros prejuicios y controlar la evolución a largo plazo y las mejoras resultantes de las medidas nacionales y comunitarias.
- Asegurar que esa información sobre calidad del aire ambiente se halla a disposición de los ciudadanos.
- Mantener la calidad del aire, cuando sea buena, y mejorarla en los demás casos.
- Fomentar el incremento de la cooperación entre los Estados miembros para reducir la contaminación atmosférica.

Para asegurar la calidad del aire, los valores de concentración objetivo y por lo tanto valor límite los principales contaminantes de la calidad del aire, mostrados en la tabla 3, deben cumplirse. Se consideran los principales contaminantes a vigilar: el dióxido de azufre, el dióxido de nitrógeno, el monóxido de carbono, el plomo, benceno, y partículas (PM10).

Tabla 3 Valores límite de contaminantes. Fuente: (8).

Período medio	Valor límite	Fecha en la que debe alcanzarse
Dióxido de azufre		
1 hora	350 µg/m ³	1 de enero de 2005
1 día	125 µg/m ³	1 de enero de 2005
Dióxido de nitrógeno		
1 hora	200	1 de enero de 2010
Año civil	40	1 de enero de 2010
Benceno		
Año civil	5 µg/m ³	1 de enero de 2010
Monóxido de carbono		

Media diaria de las medias móviles octohorarias	10 mg/m ³	1 de enero de 2005
Plomo		
Año civil	0,5 µg/m ³	1 de enero de 2005
PM10		
1 día	50 µg/m ³	1 de enero de 2005
Año civil	40 µg/m ³	1 de enero de 2005

1.4.1.2.2. Calidad preoperacional

En cuanto a la calidad del aire en el área de ubicación del proyecto, debe garantizarse el valor de las concentraciones de contaminantes por debajo del límite mostrados en la tabla 2. De este modo, en la figura 3 se muestra el mapa de tarragona con algunas de sus principales estaciones de medición de calidad del aire.

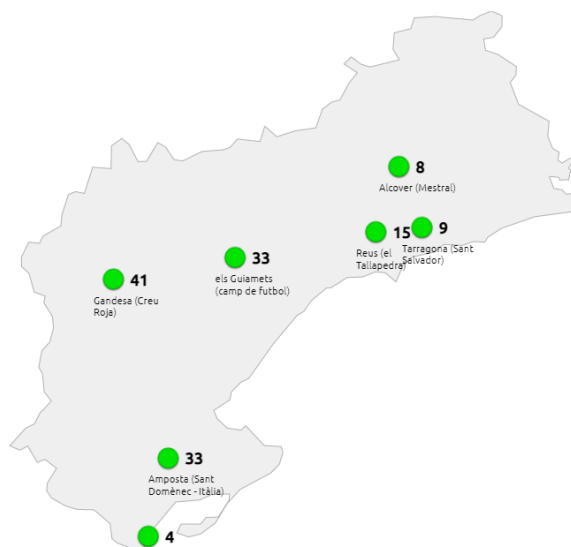


Figura 3 Mapa calidad del aire en Tarragona. Fuente: (9).

Las más próximas a la ubicación del proyecto son las estaciones de Reus y Constantí, por lo que los valores registrados por dichas estaciones serán de nuestro interés. Por consiguiente, en la tabla 4 se recogen los valores obtenidos a fecha del 1 de junio de 2021. Se observa que los valores límite de emisión son satisfactoriamente cumplidos, obteniendo un ICA (índice de Calidad del Aire) de 21 y 41, valores por debajo de 50 de ICA muestran una calidad del aire satisfactoria, no supone un riesgo para la salud o este es pequeño.

Tabla 4 Datos de la calidad del aire en Constantí y Reus. Fuente: (9) y (10).

Estación	ICA	O3	NO2	SO2	PM10	CO
Constantí (Gaudí)	21	83 µg/m ³	8 µg/m ³	17 µg/m ³		
Reus (el Tallapedra)	41	41 µg/m ³	16 µg/m ³		16,14 µg/m ³	200 µg/m ³

Consta destacar que no se han registrado medidas de cadmio, arsénico, benceno en las estaciones de referencia, dado que no se esperan emisiones significativas de los mismos.

1.4.1.3. GEOLOGÍA Y MORFOLOGÍA

La llanura del Tarragonés se originó a partir de los movimientos de distensión que tuvieron lugar a principios del Mioceno en la periferia de los relieves surgidos en el movimiento alpino y que originaron la Depresión Prelitoral Catalana (11).

Su extensión puede ser dividida en dos grandes sectores separados por el río Francolí. De este modo, el sector occidental se caracteriza por una topografía uniforme mientras que el sector oriental presenta un terreno irregular y de mayor altura, sin embargo, en ningún punto del municipio se sobrepasan cotas superiores a los 200 metros (Figura 4).

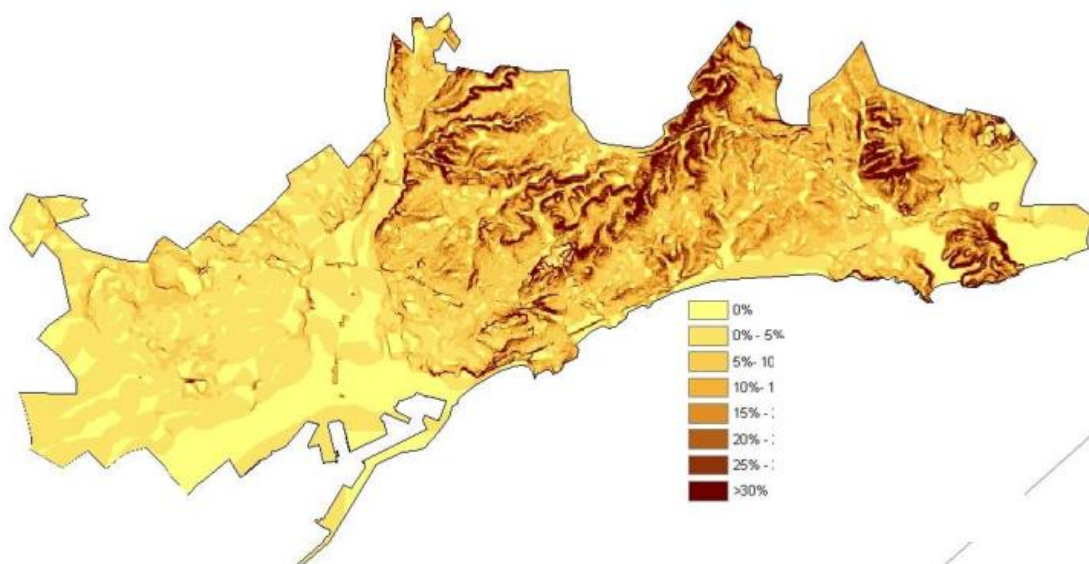


Figura 4 Mapa topográfico Tarragona. Representación del % de pendiente. Fuente: (11).

Desde el punto de vista geomorfológico, la zona de estudio corresponde a una depresión rellena de materiales terciarios y cuaternarios con terrenos geológicos del Cenozoico. En la figura 5 se representa la superficie del municipio indicando el material superficial predominante. Se observa que por toda la superficie se puede encontrar grava (con arenas y arcillas).

Concretamente, por el sector del levante se observa un claro predominio litológico de las arcillas y calcarenitas. Por otro lado, en el centro del municipio se observa una franja en sentido oblicuo formada por litología caliza y marga (11).

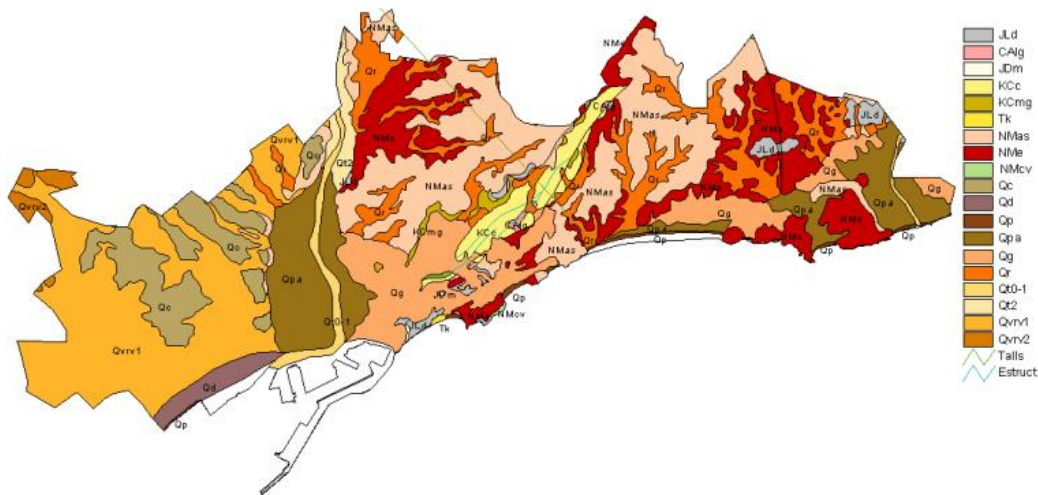


Figura 5 Mapa geológico del municipio de Tarragona. Fuente: (11).

Para una correcta lectura de la leyenda de la figura 5 se debe emplear la tabla 5, donde se muestra el significado de cada término.

Tabla 5 Litología presente en el mapa geológico en el municipio de Tarragona. Fuente: (11).

Epígrafe	Litología predominante	Era	Periodo
JLd	dolomías	Mesozoico	Jurásico
CAlg	Arenisca		Cretácico
JDm	Caliza marga		Jurásico
kCc	Caliza		Cretácico
KCmg	Marga		
Tk	Margocaliza		Triásico
NMas	Arcilla	Cenozoico	Neógeno
NMe	Calcarenitas		
NMcv	Conglomerado		
Qc	Cal		Cuaternario
Qd			
Qpa			
Qg	Grava		
Qr			
Qt0-1			
Qt2			
Qvrv1			
Qvrv2			

1.4.1.4. HIDROLOGÍA

Los recursos hídricos presentes en el municipio de Tarragona se pueden dividir en aguas subterráneas, acuíferos presentes, y aguas superficiales, principales cursos fluviales y cuenca hidrográfica.

Comenzando por las aguas subterráneas, en el municipio se encuentran el acuífero aluvial del río Francolí y el acuífero pliocuaternarios del Camp de Tarragona, figura 6, incluidas en las masas de aguas subterráneas de Braix Francolí, con una extensión total de 179 km² con tipología litológica no aluvial (11). Concretamente, la parcela seleccionada se encuentra sobre el Acuífero del Baix Francolí.

Acorde a estudios realizados por la Agencia Catalana del Agua (ACA), esta masa se considera de riesgo asociado, al tener concentraciones medias de nitratos, sulfatos, cloruros, organoclorados y metales notablemente elevadas. Además, también cuenta con riesgo de inclusión salina, al ser detectados valores de salinidad por encima de los 1100 mg/l (11).

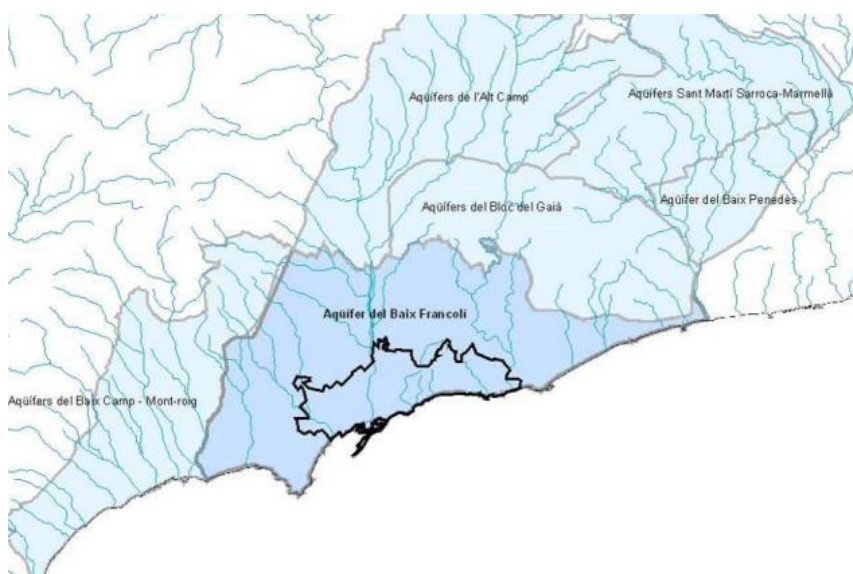


Figura 6 Aguas subterráneas (Acuíferos) municipio Tarragona. Fuente: (11).

En cuanto a las aguas superficiales, se distinguen cuatro cuencas hidrográficas: Rieras del Baix camp, cuenca del Francolí, cuenca de la Punta de la Mora y cuenca del Gaià, ordenado de oeste a este, figura 7.

La cuenca del Francolí cuenta con una superficie de 853 km² y una longitud de 60 km. Sin embargo, cuenta con un régimen fluvial mediterráneo con un caudal y precipitación media anual de 525 mm, de forma que a pesar de constituir uno de los principales ríos de la comarca, este

no es capaz de cubrir las necesidades de la población. Lo mismo ocurre con el Gaià, caracterizado por un régimen de cuenca pluvial irregular.

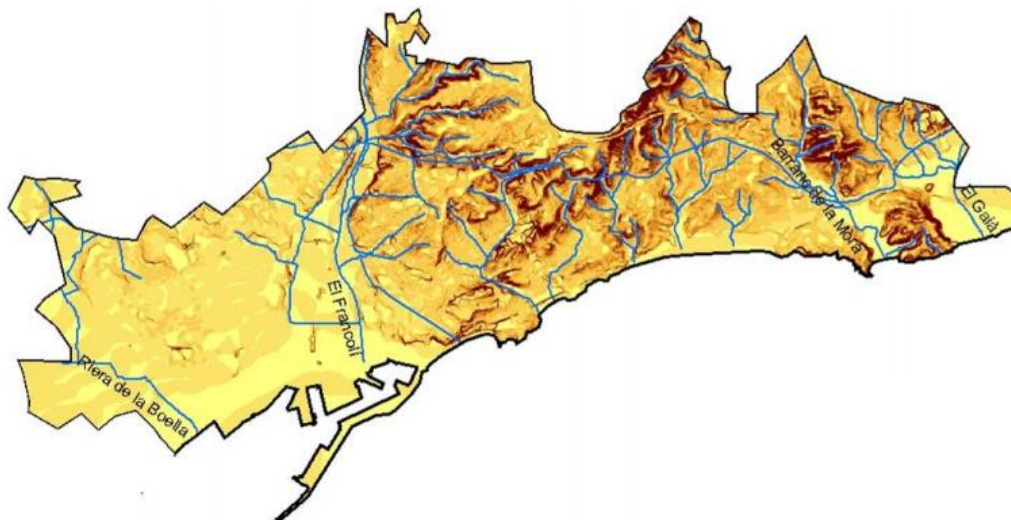


Figura 7 Principales cursos fluviales municipio de Tarragona. Fuente: (11).

Por otro lado, la calidad de las aguas superficiales se observa que en los años 2006-2007 presentaron una notable mejora de calidad, llegando a considerarse una calidad buena, respecto a los años anteriores. Se observa una conductividad moderada, con niveles de cloruros y fosfatos buenos, materia en suspensión dentro del límite establecido y con niveles de oxígeno disuelto superiores a 6 mg/l con un % de oxígeno saturado superior al 80%, permitiendo un desarrollo equilibrado de la fauna del medio acuático. Los datos obtenidos por Agencia Catalana del Agua se recogen en la tabla 6.

Tabla 6 Calidad fisicoquímica de las aguas superficiales del Francolí. Fuente: (11).

Amonio (mg/l)	Cloro (mg/l)	Conductividad (μ S/cm)	Fosfatos (mg/l)	Nitratos (mg/l)	Nitritos (mg/INO ₂)	pH	%saturación de oxígeno	Sulfatos (mg/l)	Tª Agua (°C)
0,22	65,52	1032,60	0,27	15,82	0,31	8,02	130,75	296,40	17,12

1.4.2. MEDIO BIÓTICO

1.4.2.1. hàbitats naturales

El paisaje vegetal actual del municipio es el resultado de la combinación de factores abióticos y bióticos, siendo de gran importancia la acción antrópica. Como ocurre en casi la totalidad de áreas habitadas, el ser humano ha modificado el entorno, moldeándolo en función de sus

necesidades, lo que provoca que la vegetación presente sea en general especies típicas del ecosistema con intensa degradación antrópica.

El paisaje dominante es el mediterráneo, con una variedad diversa: zonas húmedas a orillas de los ríos, acequias y canales, zonas subhúmedas, zonas de pinares, zonas de cultivos y zonas costera. Se puede observar una gran diferenciación, en primer lugar, la zona de poniente se caracteriza por zonas urbanas e industriales, mientras que la zona de levante se observa un predominio de zonas boscosas, malezas y matorrales. El hábitat predominante se conforma por ciudades, pueblos y áreas industriales, representando un 44,21% del área municipal, seguidos por el hábitat formado por bosques aciculifolios, que representan el 15,62% del área municipal y por lo tanto el segundo hábitat predominante. También destacan los bosques y matorrales mediterráneos y submediterráneos, con un porcentaje del área municipal del 11,25% (11). La representación de los hábitats presentes en el municipio de Tarragona se observa en la figura 8.

En cuanto a la vegetación autóctona, destacan maquia litoral de carrasco y palmito, encinar litoral, en cuanto a la vegetación de ribera se caracteriza por la presencia de alamedas litorales o con vinca, salcedas de sarga y olmos. Sin embargo, su presencia se ha ido disminuyendo debido a la acción humana (11).

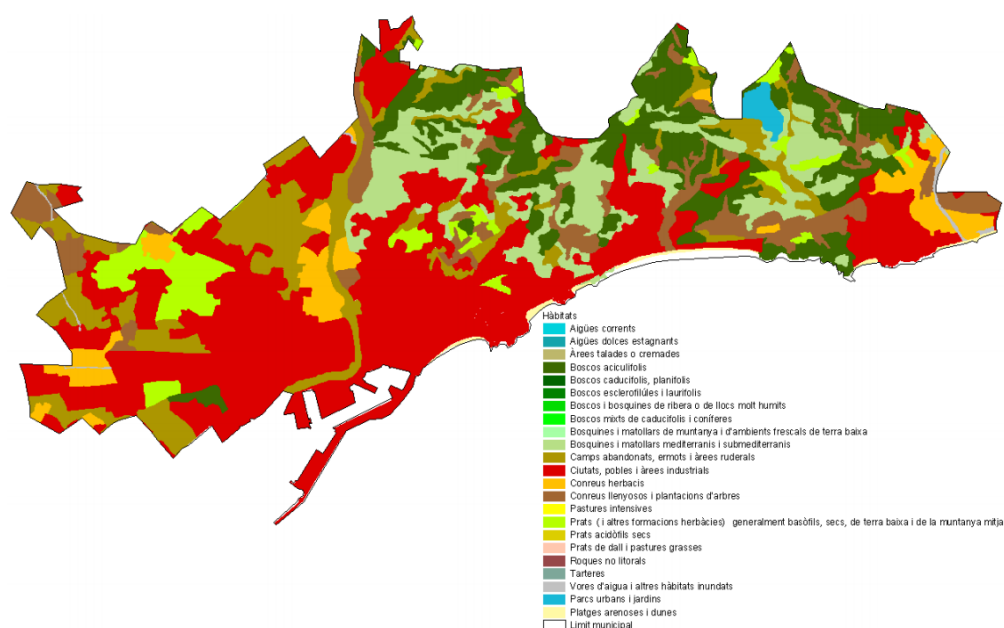


Figura 8 Habitats de Tarragona. Fuente: (11).

1.4.2.2. FAUNA

En cuanto a la fauna, de igual forma que con los hábitats, ha sido modificada de forma artificial por la acción el ser humano, provocando su deterioro. Se pueden realizar una agrupación de la fauna en las siguientes zonas: forestal, llanura, Márgenes fluviales y acantilados-litorales.

Zonas forestales: ubicadas al noroeste del municipio, presentan variedad de hábitats con gran variedad de especies vegetales y animales. Además, se pueden encontrar áreas de cultivo, urbanas y abandonadas de forma intercalada. Entre las principales especies de fauna se pueden encontrar las siguientes (11):

- Aves protegidas por la Ley 12/2006: El alcotán, un ave nidificante que habita el sector central, el azor, ave nidificante que habita grandes masas forestales del sector central, se trata de una especie en situación delicada, próxima a considerarse amenazada. Por otro lado, se encuentra el búho chico, esta ave habita zonas arboladas y nidifica en el sector de poniente. Por último, el chotacabras pardo habita zonas donde se combina arbolado y matorral mediterráneo con zonas abiertas, donde se alimenta. Se puede encontrar por todo el municipio.
- Ave contemplada en la Directiva de Aves, Anexo I: la culebrera, se trata de un ave forestal migratoria que caza en matorrales y cultivos y anida en grandes masas forestales, concretamente muestra una preferencia por áreas de pinar mediterráneo, encinares, alcornocales y en menor medida robledales y hayedos.
- Mamíferos: En cuanto a los mamíferos carnívoros, destacan la garduña, el tejón y la comadreja. Por otro lado, entre los omnívoros destacan la ardilla común, típica de pinares de pino blanco y pino piñonero, y el erizo común o erizo europeo, habitante de zonas húmedas de los sectores mediterráneos. La principal amenaza de estos mamíferos es el tráfico rodado. El erizo, la comadreja y la ardilla se encuentran dentro de las especies protegidas por la Ley 12/2006.

Zonas de Llanura: se caracterizan por ser zonas abiertas, con una amalgama de comunidades vegetales antrópicas, cultivos agrícolas y vegetación ruderal de caminos, campos, zonas urbanas, etc. Entre la fauna existente destaca:

- Aves: el abejaruco y el verdugo, un ave en peligro de regresión en la comunidad autónoma. también se pueden hallar especies como la codorniz, la perdiz, la lavandera blanca común, el verdecillo, el jilguero y el verderón. En las zonas más humanizadas se puede advertir la presencia del gorrión común, el gorrión molinero, la golondrina vulgar, el avión común y el vencejo.
- Especies protegidas (Ley 12/2006): mochuelo común, la lechuza, el águila culebrera, el cernícalo, el halcón peregrino, el águila perdicera.

Márgenes fluviales: Las desembocaduras de los ríos Gaià y Francolí se puede observar una gran variedad de fauna, destacando las especies que se muestran a continuación:

- Aves: el martín pescador, presente en ríos, arroyos o estanques (especie vulnerable), el aguilucho lagunero, el pájaro estival, el carricero común, el carricero tordal, el avetorillo y el martinete (Sector central), la garza real y la carga imperial.
- Especies protegidas (Ley 12/2006): el rascón, el avetorillo y el sendero pequeño.
- Anfibios: los lugares con un mínimo de agua líquida constituyen lugares idóneos para la reproducción de algunos anfibios. De este modo, se puede encontrar diversas especies como la salamandra, el sapo común, el galápago europeo o el galápago leproso.

Acantilados-litorales: se distingue por la presencia de fauna como la que se destaca a continuación.

- Aves: El cormorán moñudo, el Charrán patinegro, el charrancito común, la gaviota de Audouin y la gaviota sombría.
- Especies protegidas: El sendero patinegro, amenazada debido a la destrucción de su habitat, y el roquero solitario.

1.4.2.3. ESPACIOS DE INTERÉS NATURAL. RED NATURA 2000.

La red Natura 2000 es una red Europea de espacios naturales protegidos, cuyo objetivo es la conservación de la biodiversidad. En el municipio de Tarragona podemos encontrar dos espacios de Red Natura 2000: las costas del Tarragonés (ES5140007) y el Rio Gaià (Es5140019) (11).

Se tratan de espacio de humedales litorales, que ocupan un 1,9% del espacio del municipio, formado en un 85% por sector marino y un 15% por sector terrestre. En la figura 9 se ilustra su ubicación y extensión.

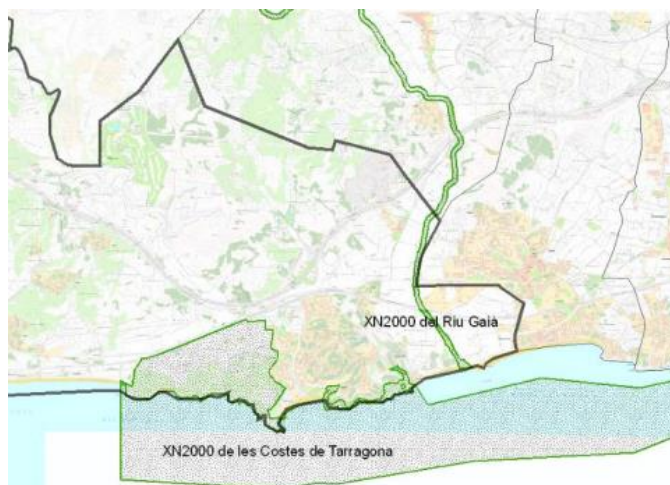


Figura 9 Espacios de la Red Natura 2000 del municipio de Tarragona. Fuente: (11).

1.4.3. RUIDO AMBIENTAL

Una correcta gestión ambiental del ruido permite evitar, prevenir y disminuir la contaminación acústica, mejorando su calidad en el territorio donde se aplica. Para ello, se elaboran mapas estratégicos y planes de acción como los instrumentos que permitan llevar a cabo dicha gestión.

Acorde a la Directiva 2002/49/CE, artículo 8, los estados miembros deben elaborar planes de acción encaminados a controlar y reducir, si fuese necesario, el ruido y sus efectos. En la comunidad de Cataluña la actividad acústica se regula mediante el 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, disponible en (12).

1.4.4. MEDIO PERCENTUAL-PAISAJE

Siendo el medio percentual el estudio del paisaje. Se realiza un análisis del área de estudio, área donde se emplaza la planta de isomerización de butano, observando que, al tratarse de un emplazamiento en un polígono industrial, su implantación no supone un gran impacto en el medio percentual de la zona.

1.4.5. MEDIO SOCIOECONÓMICO

Para la realización de la descripción del medio socioeconómico se han tomado como referencia los datos obtenidos del Instituto de Estadística de Cataluña. De este modo, Tarragona es un municipio situado a 68 m de altitud con 57,88 km² de superficie con una población en el 2020 de 136496 habitantes, lo que resulta en una densidad poblacional de 2358,3 habitantes/km² (13).

1.4.5.1. DEMOGRAFÍA

El crecimiento de población en el municipio de Tarragona es favorable, en 2019 se ha registrado un ratio de crecimiento total de 17,04, siendo la mayor parte debido al crecimiento migratorio. El desglose de natalidad, mortandad, crecimiento natural y migratorio puede verse en la tabla 7.

Tabla 7 Crecimiento de la población en 2019. Fuente: (13).

Parámetro	Valor (tasa bruta por 1000 habitantes)
Tasa bruta de natalidad	8,10
Tasa bruta de mortalidad	7,94
Crecimiento natural	0,16
Crecimiento migratorio	16,90
Crecimiento total	17,04

La estructura demográfica se distribuye de forma casi paritaria, con un 51,16% de mujeres (69.830) frente a un 48,84% de hombres (66.666), datos del año 2020. En cuanto a la distribución por edad, en la figura 10 se muestra la pirámide generacional correspondiente al mismo año, se observa que la población se concentra en el intervalo de edad 30-55 años.

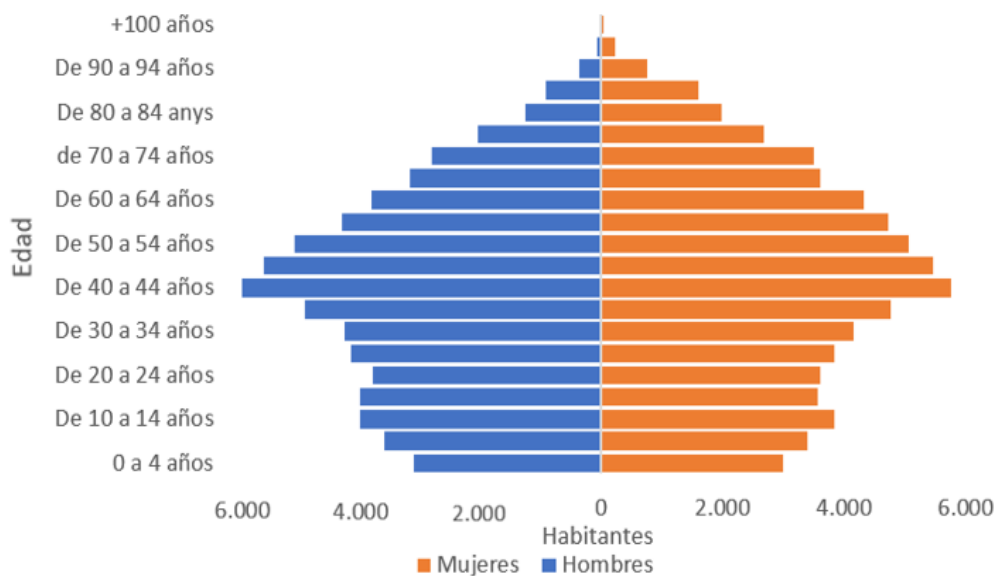


Figura 10 Pirámide de población de Tarragona, año 2020. Fuente: Elaboración propia a partir de (13).

1.4.5.2. SITUACIÓN DE LA POBLACIÓN ACTIVA.

Un elemento necesario para la correcta contextualización del medio socioeconómico se debe evaluar la población activa. De este modo, en la tabla 8 se muestra el paro por sectores registrado por el Instituto de Estadística de Cataluña en 2020.

Tabla 8 Paro registrado por sectores (medias anuales), a 2020. Fuente: (13).

2020 (medias anuales)	Municipio
Agricultura	198,1
Industria	652,2
Construcción	933,8
Servicios	6.979,9
Sin empleo anterior	701,9
Total	9.466,0

1.5. IDENTIFICACIÓN Y VALORACIÓN DE IMPACTOS

1.5.1. METODOLOGÍA

Para un análisis de impacto ambiental adecuado se debe tener en cuenta el emplazamiento de la Planta de Isomerización, que se emplaza en el polígono industrial de Constantí. De este modo, su emplazamiento se encuentra en un área urbanizada, contando con una estructura de acceso garantizado para todo tipo de vehículos, sin necesidad de nueva obra.

El empleo de la Matriz de Leopold permite la realización de un estudio de impacto ambiental propiciando el análisis de las diferentes acciones del proyecto asociadas a las diferentes fases asociadas al proyecto (fase de construcción, fase de explotación, fase de demolición), en relación con diferentes factores ambientales estructurados en físicos, biológicos y socioeconómicos. De este modo, En la matriz de Leopold se observan dos entradas simultáneas, en las columnas se sitúan las posibles acciones del hombre que causen cualquier alteración del medio ambiente, mientras que en las filas se corresponden con los diferentes factores susceptibles de ser alterados.

Por consiguiente, se trata de un modelo de evaluación cualitativo, ya que deja la evaluación de la magnitud e impacto al criterio de la persona encargada de su realización, de forma que proporciona una aproximación general de los riesgos ambientales que supone el proyecto de estudio.

En concordancia, lo primero a definir para la elaboración de la Matriz de Leopold es la definición de los indicadores de impacto, es decir, las acciones que se llevan a cabo en el proyecto que puedan causar cambios, ya sean reversibles o irreversibles en el medio ambiental, ya se sea físico, biológico o socioeconómico. A continuación, se debe definir los posibles factores ambientales que se vean modificados divididos en la categoría de factores físicos, factores biológicos o factores socioeconómicos.

1.5.2. VALORACIÓN DE IMPACTOS

De este modo, acciones del proyecto y factores ambientales susceptibles se relacionan entre sí en función de su relación en un sistema de causa y efecto. Para su evaluación se puntúa cada causa-efecto en función de su magnitud y su importancia.

Se define como magnitud a la valoración del impacto o alteración potencial a ser provocada, grado extensión o escala, de forma que refleja la intensidad del impacto en su esencia, es decir, sin considerar la extensión del efecto. El rango de puntuación varía de 1 a 5, siendo 1 una baja magnitud y 5 una muy alta magnitud. Además, se antepone un signo positivo (+) o negativo (-) en función si el efecto asociado a la causa es positivo o negativo para el entorno.

Por otro lado, la importancia es independiente de la magnitud y se define como la ponderación del impacto reflejando su extensión o alcance desde el punto de vista cuantitativo, su valor puede ir de 1 a 5, siendo 5 el máximo valor de la importancia y 1 la mínima.

Para la evaluación ambiental de este proyecto se ha llevado a cabo la Matriz de Leopold simplificada, evaluada en la fase de construcción, fase y explotación y fase de derribo, el resultado obtenido se recoge en la Tabla 1, donde pueden ser observados los factores ambientales y socioeconómicos considerados.

1.5.3. FACTORES AMBIENTALES

1.5.3.1. FACTORES AMBIENTALES FÍSICOS

- **Suelo:** En las diferentes acciones del proyecto el suelo puede verse afectado modificando su tasa de erosión o su estructura.
- **Atmósfera:** El proyecto puede modificar la calidad del aire, al producir emisiones a la atmósfera al producirse un aumento de los niveles de inmisión de partículas o un aumento de niveles de inmisión de gases. Por otro lado, se puede producir una variación en el ruido, aumento de los niveles sonoros.
- **Agua:** la hidrología superficial y subterránea pueden verse alteradas en cuanto a turbidez y toxicidad, produciendo una disminución de la calidad del agua por contaminación durante las diferentes fases del proyecto.
- **Paisaje:** La calidad o fragilidad del paisaje puede verse afectada.

1.5.3.2. FACTORES AMBIENTALES BIOLÓGICOS

- **Flora:** Se debe valorar la afectación de la flora en calidad tanto de estructura y composición como de hábitat.
- **Fauna:** La afectación a la fauna implica una variación en el hábitat.

1.5.3.3. FACTORES SOCIOECONÓMICOS

- **Población:** Cambios en la población debido a la migración
- **Territorio:** El uso de la tierra implica un factor socioeconómico que debe ser valorado.
- **Economía:** La generación de empleo varía por efecto del proyecto, por lo que su impacto debe ser estudiado.

- **Cultura:** La posibilidad de que el proyecto se emplace de forma que pueda tener un impacto cultural al alterar un sitio arqueológico debe ser contemplada.

1.5.4. ACCIONES DEL PROYECTO

Las diferentes acciones del proyecto pueden suponer diferentes acciones susceptibles a causar impactos en los factores identificados en el punto 1.5.3. A continuación, se discuten las acciones del proyecto identificadas correspondientes a cada fase:

- **Fase de construcción:** en la fase de construcción se han identificado como acciones susceptibles a causar impactos la tala y desbroce el acondicionamiento del terreno, la cimentación y estructuras, la instalación de obra y el tránsito de vehículos pesados.
- **Fase de explotación:** durante la fase de explotación se identificaron como acciones susceptibles a causar impacto la ocupación del terreno, la depuración de aguas residuales, emisiones a la atmósfera, tránsito de vehículos y el manejo de lodos y residuos.
- **Fase de desmantelamiento:** como última fase del proyecto se encuentra el desmantelamiento, por lo que debe ser incluido en el estudio. En esta fase se han identificado las siguientes acciones: el cierre de las instalaciones, el desmantelamiento de las instalaciones, el funcionamiento de la maquinaria, la emisión de contaminantes y la generación de residuos.

1.5.5. VALORACIÓN GLOBAL. MATRIZ DE LEOPOLD.

1.5.5.1. FASE DE CONSTRUCCIÓN

- Factores ambientales físicos

El principal impacto sobre el factor ambiental físico relativo a la fase de construcción se encuentra en el ruido producido en la tala y desbroce, acondicionamiento del terreno, cimentación y estructura y el tránsito de vehículos pesados. Las labores características de la obra civil, montaje y funcionamiento de equipos, provocando un aumento de los niveles sonoros en el entorno. Sin embargo, a la hora de evaluar el aumento de ruido se debe tener en cuenta la lejanía de la parcela industrial seleccionada del núcleo urbano.

En cuando a la alteración de la calidad del aire, este está principalmente ligado a los trabajos de tala y desbroce, acondicionamiento del terreno y cimentación, donde se puede propiciar el aumento de pequeñas cantidades de polvo, partículas sólidas y gases de combustión a la atmósfera, debido a la manipulación, carga, descarga de residuos de construcción, así como los procedentes de la circulación de vehículos.

Por otro lado, se considera que en la fase de construcción una disminución de la calidad de las aguas, tanto superficiales como subterráneas, es poco probable. Comenzando por las aguas superficiales, acorde a la ubicación de la parcela, se considera que la probabilidad de que pequeñas partículas procedentes de la fase de construcción acaben en cursos fluviales es baja. En cuanto a las aguas subterráneas, se debe evaluar la posibilidad de que vertidos de líquidos accidentales, sin embargo, su afectación se considera poco probable.

La tasa de erosión del suelo puede verse afectada durante la fase de construcción modificando su forma por sustracción o adición directa. Constituye así una afección directa. Sin embargo, se considera un impacto temporal, además se trata de una parcela dentro de un polígono industrial, por lo que el impacto causado no es elevado. También se puede ver afectado debido al tránsito de vehículo pesados, implicando un impacto negativo.

En cuanto al paisaje, debido a la ubicación de la instalación en un polígono industrial, solo se ha encontrado un pequeño impacto negativo temporal debido a la maquinaria empleada e instalaciones de obra necesarias en la fase de estudio.

- Factores ambientales biológicos

Las acciones relativas a la obra civil y montaje de equipos pueden ahuyentar la fauna presente o cercana al área de implantación de la planta. Sin embargo, la zona de implantación no es un área propicia para la reproducción de especies, por lo que se considera un impacto negativo pequeño. Lo mismo ocurre con la flora, la tala y desbroce y acondicionamiento del terreno conlleva la eliminación de flora presente en la parcela seleccionada. La vegetación esperada no es abundante, formada por hierba y pequeñas plantas silvestres que hayan surgido de la falta de cuidado del terreno, por lo que el impacto no es elevado.

- Factores socioeconómicos

La fase de construcción de la planta puede proporcionar una nueva oferta de empleo durante el tiempo que dure la preparación y construcción. De este modo, puede verse una migración temporal durante los meses de obra. Por otro lado, se debe tener en cuenta el impacto positivo de darle uso a un terreno desocupado.

1.5.5.2. FASE DE EXPLOTACIÓN

- Factores ambientales físicos

En cuanto a las emisiones que afectan a la calidad del aire, durante el proceso la corriente residual de propano es llevada a quemadores, donde se produce una reacción de combustión que libera dióxido de carbono y agua. Además, se debe tener en cuenta las emisiones de dióxido de carbono, proveniente de las calderas de obtención de vapor de media presión. De este modo, se produce un impacto negativo en el medio, manteniendo siempre los niveles dentro de los valores marcados por la legislación vigente.

En cuanto al ruido generado durante el funcionamiento de la planta, se han identificado como principales focos de ruidos los siguientes:

- Bombas de trasiego para la descarga de las materias primas. La potencia sonora de las bombas será inferior a 85 dB.
- Tráfico de camiones cisterna. Estas operaciones serán realizadas en periodo diurno.

Tanto la contaminación del suelo como el riesgo de contaminación de las aguas subterráneas yace en el riesgo de vertidos de carácter accidental, siendo la fuente de contaminación posible la lubricación de las bombas del sistema, que contarán con bandejas protectoras, situados en un suelo de hormigón, por lo que se considera riesgo no significativo.

Asimismo, el paisaje puede verse afectado de forma negativa al introducir elementos discordantes en el paisaje, lo que disminuye el valor estético. Sin embargo, la ubicación no es próxima a ningún lugar de interés paisajístico que se pueda ver afectado, y se ubica en un entorno industrial, por lo que su afectación al paisaje se ve mitigada.

- Factores ambientales biológicos

La incrementación de la contaminación acústica y tráfico rodado puede introducir molestias sobre la fauna existente en las proximidades de la instalación. Sin embargo, debe tenerse presente que el emplazamiento se encuentra en un polígono industrial, por lo que no es probable que se produzca un impacto elevado en la fauna, al no pronosticar la existencia de especies faunísticas de interés en las proximidades.

- Factores socioeconómicos

Se estima un alto impacto positivo en el sector servicios al aumentar la oferta laboral, y migración. Por otro lado, en la calidad de vida de la población del entorno no se estiman impactos, al estimarse una alteración mínima debido al aumento de tráfico, o aumento de ruido. Factores que se ven mitigados al tener en cuenta la distancia entre la zona habitada y la parcela seleccionada, ubicada en un polígono industrial.

1.5.5.3. FASE DE DESMANTELAMIENTO

- Factores ambientales físicos

Al igual que en la fase de construcción, el principal impacto sobre el factor ambiental físico relativo se encuentra en el ruido producido. Las labores características del derribo, desmontaje y funcionamiento de equipos provocan un aumento de los niveles sonoros en el entorno. A la hora de evaluar el aumento de ruido se debe tener en cuenta la lejanía de la parcela industrial seleccionada del núcleo urbano.

En cuando a la alteración de la calidad del aire, este está principalmente ligada a los trabajos de acondicionamiento del terreno y donde se puede propiciar el aumento de pequeñas cantidades de polvo, partículas sólidas y gases de combustión a la atmósfera, debido a la manipulación, carga, descarga de residuos de construcción, así como los procedentes de la circulación de vehículos. Por otro lado, al cesar el funcionamiento de la planta de producción se dejan de emitir las emisiones ligadas a su funcionamiento, lo que implica un impacto positivo.

Por otro lado, se considera una disminución de la calidad de las aguas, tanto superficiales como subterráneas, poco probable. En cuanto a las aguas subterráneas, se debe evaluar la posibilidad de que vertido de líquidos accidentales, sin embargo, su afectación se considera poco probable.

La tasa de erosión del suelo puede verse afectada debido al tránsito de vehículo pesados, implicando un impacto negativo. En cuanto al paisaje, debido a la ubicación de la instalación en un polígono industrial, solo se han encontrado un pequeño impacto negativo temporal debido a la maquinaria empleada e instalaciones de obra necesarias en la fase de desmantelamiento.

- Factores ambientales biológicos

En la fase de desmantelamiento se puede producir un impacto negativo en la fauna presente al aumentar el tráfico de maquinaria pesada implicada en el derribo de la instalación. Sin embargo, este impacto es temporal. Por otro lado, tras el derribo de la instalación, se toman medidas para la restauración de la flora existente de forma previa a la construcción de la instalación, aportando un impacto positivo de mayor duración al previamente descrito.

- Factores socioeconómicos

En primer lugar, las labores de desmantelamiento y restauración de la flora implican nuevos puestos de trabajo temporales. Sin embargo, por otro lado, el cierre de la instalación conlleva un impacto negativo.

1.5.5.4. MATRIZ DE LEOPOLD

Como se ha expuesto en el apartado 1.5.1 Metodología, se ha realizado la valoración e impactos mediante La Matriz de Leopold. En la tabla 9 se muestra La Matriz de Leopold realiza a partir de los factores ambientales y acciones del proyecto identificadas. Los impactos se han evaluado como se ha descrito en el apartado 1.5.1 Metodología.

Tabla 9 Matriz de Leopold sobre las tres fases de evaluación: construcción, explotación y derribo.

ACCIONES DEL PROYECTO FACTORES AMBIENTALES			FASE DE CONSTRUCCIÓN										FASE DE EXPLOTACIÓN										FASE DE DESMANTELAMIENTO											
			Tala y desbroce		Acondicionamiento del terreno		Cimentación y estructuras		Instalaciones de obra		Tránsitos de vehículos pesados		Ocupación del terreno		Depuración de aguas residuales		Emisiones a la atmósfera		Tránsito de vehículos		Mantenimiento		Manejo de lodos y residuos		Cierre de las instalaciones		Desmantelamiento de las instalaciones		Funcionamiento de la maquinaria		Emisión de contaminantes		Generación residuos	
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	M	I	M	I	M	I	M	I		
FÍSICO	SUELO	Tasa de erosión			-2	2	-1	1			-2	2							-2	1														
		Estructuras					-1	2			-3	2							-1	1							-1	1						
	ATMOSFERA	Calidad del aire	-1	1	-1	2	-2	1			-1	1	-2	1			-2	1	-1	2	-2	2					2	2	-2	2	2	1	-2	3
		Ruido	-2	1	-2	1	-4	3			-2	1	-1	1													3	2	-2	2	3	3	-2	3
	AGUA	Turbidez	-1	1																														
		Toxicidad																																
	PAISAJE	Calidad	-1	1	1	1	-1	1	-1	1			-1	2																				
BIOLÓGICO	FLORA	Estructura y composición					-2	2			-2	1													1	1								
		Habitat			-2	1	-2	1			-1	1													1	1								
	FAUNA	Habitat			-1	1					-2	1													1	1								
SOCIO ECONÓMICO	POBLACIÓN	Migración			1	1	1	1	1	1			3	3							3	3	2	2	-2	3	-2	2						
	TERRITORIO	Uso de la Tierra	4	4									1	1											-4	4	-1	1						
	ECONOMÍA	Generación de Empleo	2	2	2	2	4	3	3	2	2	2	4	4							4	4	4	3	-4	4	2	2	2	2				
	CULTURA	Sitio Arqueológico																																

Los impactos identificados en la tabla 9, se han cuantificado el número de impactos positivos, número de impactos negativos, mostrando el resultado del impacto por factor ambiental y el impacto final del proyecto, que, como se puede observar resulta positivo.

Tabla 10 Cálculo del impacto del proyecto. Fuente: Elaboración propia.

ACCIONES DEL PROYECTO			N° INDICADORES POSITIVOS	N° INDICADORES NEGATIVOS	IMPACTO POR SUBCOMPONENTE	IMPACTO POR COMPONENTES	IMPACTO TOTAL DEL PROYECTO
FACTORES AMBIENTALES							
Criterios de Valoración							
FISICO	SUELO	Tasa de erosión	0	4	-11	-60	10
		Estructuras	0	4	-10		
	ATMOSFERA	Calidad del aire	2	10	-20		
		Ruido	2	7	-14		
	AGUA	Turbidez	0	1	-1		
		Toxicidad	0	0	0		
	PAISAJE	Calidad	1	4	-4		
BIOLÓGICO	FLORA	Estructura y composición	1	2	-5	-11	
		Habitat	1	3	-4		
	FAUNA	Habitat	1	2	-2		
SOCIO ECONÓMICO	POBLACIÓN	Migración	6	2	15	81	
	TERRITORIO	Uso de la Tierra	2	2	0		
	ECONOMÍA	Generación de Empleo	10	1	66		
	CULTURA	Sitio Arqueológico	0	0	0		
INDICADORES con MAGNITUD POSITIVA			26				
INDICADORES con MAGNITUD NEGATIVA				42			
SUMA DE PRODUCTOS (M x I)					10		

1.6. MEDIDAS PREVENTIDAS Y CORRECTORAS

Con el objetivo de disminuir los impactos identificados producidos por la instalación, se definen una serie de medidas correctoras preventivas, de forma que se optimice la viabilidad de las actuaciones y su integración en el entorno.

Consta mencionar que durante la fase de construcción se ha estipula la asignación de un responsable medioambiental cuyo objeto de trabajo sea la vigilancia y registro de incidencias que surjan durante esta fase.

1.6.1. FASE DE CONSTRUCCIÓN

1.6.1.1. MEDIDAS PREVENTIVAS Y PROTECTORAS

En el presente apartado se exponen las medidas protectoras consideradas para la fase de construcción del proyecto. Las medidas han sido agrupadas según el elemento del medio. Se han tomado como referencia para la elaboración de este apartado la bibliografía (14) y (15).

1.6.1.1.1. Calidad del suelo y calidad del agua

Para permitir una prevención y protección de la calidad del suelo se establece lo siguiente (14):

- Realizar un estudio geotécnico de la zona de implantación previo al inicio de la fase de construcción, en el que se determine las características del suelo, así como el nivel freático.
- Se formarán a los trabajadores en el ámbito ambiental con el objeto de disminuir vertidos al suelo y agua de hormigón, residuos, etc.
- Se realizarán revisiones periódicas a la maquinaria para garantizar el correcto funcionamiento y minimizar posibles pérdidas de lubricante, combustible, etc.
- Se designará un área específica para, en caso de necesidad, realizar el cambio de aceite, reparaciones y lavados de maquinaria. Debido a la composición de los residuos generados de dichas actividades, residuos de aceite y combustible entre otras sustancias, se dotará al área delimitada de suelo impermeable y murete perimetral de contención y recogida de efluentes. Los residuos recogidos serán almacenados en el punto limpio hasta su posterior recogida por un gestor de residuos peligrosos autorizado.
- Se minimizará el tiempo de exposición el suelo.
- Se minimizará la zona designada para el acopio de materiales de montaje procedente de las excavaciones.
- Se minimizará el consumo de agua en la medida de lo posible realizando una planificación de las actividades, optimizando su uso. Siempre que sea posible, se empleará agua no potable para las actividades de la obra.

- Las aguas sanitarias se depositarán en un tanque enterrado hasta su vaciado por un gestor autorizado.

1.6.1.1.2. Calidad aire

- Se evitará el almacenaje de materiales finos en zonas desprotegidas del viento para impedir la dispersión de partículas. Además, se realizará la instalación de barreras de protección contra el viento: apantallamientos, techado de almacenes, toldos o lonas, sistemas de aspersión, etc.
- Se regarán las zonas de trabajo y zonas de carga o paso de vehículos para minimizar en medida de lo posible la dispersión de partículas procedente del suelo. Además, se controlará la velocidad de paso de las vías de acceso a la instalación.
- Se evitará en medida de lo posible el movimiento de tierra en situaciones de viento fuerte.

1.6.1.1.3. Ruido

- Se establecerá un mantenimiento regular de la maquinaria para reducir los ruidos. Además, se emplearán silenciadores en escapes de vehículos y equipos móviles.
- Las actividades que generen contaminación sonora se realizarán durante el día.
- Se comprobará de forma previa al inicio de la obra que la maquinaria ha pasado inspecciones técnicas.
- Se comprobará mediante mediciones periódicas las emisiones sonoras generadas.

1.6.1.1.4. Fauna y flora

- Se minimizará el desbroce de la superficie a lo estrictamente necesario proyectado para la obra.
- Señalización y delimitado de las zonas de obra y accesos.
- Empleo de vallado o cierre perimetral que proteja a la fauna existente de posibles atropellos, intoxicación por ingesta de químicos y demás peligros en las labores de obra.

1.6.1.1.5. Paisaje

- Localización en medida de lo posible de las instalaciones de obra, maquinaria e instalaciones auxiliares en áreas donde se minimice el impacto visual.
- Se buscará mantener en el mejor estado posible maquinaria, señalizaciones, luminarias, vehículos y zona de obra, estableciendo limpiezas cuando sea necesario.

1.6.1.1.6. Medio socioeconómico

- Se dará preferencia a seleccionar mano de obra local, favoreciendo la economía de la población de la zona.

- Se intentará minimizar el tiempo de obra para minimizar el posible malestar generado en la población.
- En medida de lo posible, se programará el transporte en función del tráfico registrado, favoreciendo horarios con menor tránsito de tráfico con el objeto de minimizar atascos.

1.6.1.2. Medidas correctoras

El objetivo de las medidas correctoras es la mitigación de los impactos residuales, en este caso para la fase de construcción una vez terminada. A continuación, se definen las medidas correctoras para su aplicación tras la fase de construcción (14):

- Limpieza del material acumulado, préstamos o desperdicios.
- Desmantelamiento de las instalaciones provisionales de obra.
- Restitución de las zonas afectadas en medida de lo posible.
- Restitución de los caminos o cualquier tipo de infraestructura que haya resultado dañada.
- Rehabilitación de los daños efectuados a las propiedades durante la construcción en el caso de haberse generado.

1.6.2. FASE DE EXPLOTACIÓN

En el presente apartado se exponen las medidas protectoras consideradas para la fase de explotación del proyecto. Las medidas han sido agrupadas según el elemento del medio. Se han tomado como referencia para la elaboración de este apartado la bibliografía (14) y (15).

1.6.2.1. Medidas preventivas y protectoras

1.6.2.1.2. Residuos

- Previsión de un espacio designado a la recogida selecta de residuos.

1.6.2.1.2. Calidad del aire

- Programas de vigilancia y control de la calidad del aire rigurosos.

1.6.2.1.3. Ruido

- Se establecerá un mantenimiento regular de la maquinaria para reducir los ruidos. Además, se emplearán silenciadores en escapes de vehículos y equipos móviles.
- Se ajustarán las emisiones acústicas por debajo del máximo permitido por la legislación vigente, para lo que se emplearán protectores y atenuadores del ruido en la maquinaria cuando sea necesario.
- Las actividades que generen contaminación sonora se realizarán durante el día.

- Se comprobará de forma previa al inicio de la obra que la maquinaria ha pasado inspecciones técnicas.
- Se comprobará mediante mediciones periódicas las emisiones sonoras generadas.

1.6.2.1.4. Fauna y flora

- Cumplimiento de la normativa de emisión lumínica, de forma que se minimice su impacto hacia el medio.

1.6.2.1.5. Paisaje

- Empleo de pinturas en tonos que permitan minimizar el impacto visual en el entorno.

1.6.2.1.6. Medio socioeconómico

- Se implementará en medida de lo posible una política de transparencia cara la población.

1.6.3. FASE DE DESMANTELAMIENTO

Para la fase de desmantelamiento se aplican las mismas medidas preventivas y correctoras que para la fase de construcción, al presentar impactos ambientales similares.

1.7. PROGRAMA DE SEGUIMIENTO Y VIGILANCIA AMBIENTAL

1.7.1. OBJETO Y ALCANCE

Se elabora un Plan de Vigilancia Ambiental (PVA) para la planta de isomerización de butano que garantice el cumplimiento de las medidas preventivas y correctoras estipuladas en el apartado 1.6 del presente documento.

Este programa establece el seguimiento y control de las actuaciones llevadas a cabo durante las diferentes fases del proyecto, así como el seguimiento y control de las condiciones ambientales. Acorde con la Ley 21/2013 de 9 de diciembre, apartado 7 del anexo VI, presenta el objetivo de:

- Fase de construcción: Detectar y corregir desviaciones respecto al plan estudiado, supervisar la correcta ejecución de las medidas ambientales, determinar la necesidad de eliminar, modificar o introducir nuevas medidas y monitorizar la evolución del entorno medioambiental.

- Fase de explotación: Verificar la correcta evolución de las medidas aplicadas en la fase de construcción y el seguimiento de los mecanismos de actuación aplicables ante efectos no esperados o un bajo rendimiento de las medidas correctivas estipuladas.

1.7.2. MEDIOS DE REALIZACIÓN

La recomendación presente para garantizar de independencia del PVA es que este sea llevado a cabo por una entidad independiente de las partes implicadas en la ejecución del proyecto, es decir, de la propiedad y del contratista, además debe estar adscrita a la Dirección de Obra e integrada en la Asesoría Ambiental de la misma.

- Medios humanos: el seguimiento se realizará por un titulado con conocimientos y experiencia suficiente en medio ambiente, llevando a cabo las labores a jornada parcial. Además, el supervisor medioambiental contará con una colaboración sistemática de Consultores expertos en cada una de las disciplinas de interés.
- Medios materiales: Se entiende por medios materiales que el equipo de seguimiento debe disponer como el equipo fotográfico, sonómetro, recipientes de toma de muestras, etc.

1.7.3. DESCRIPCIÓN DE LAS ACTIVIDADES DE SEGUIMIENTO

1.7.3.1. FASE DE CONSTRUCCIÓN

- Calidad del aire
 - Se controlarán de forma periódica los niveles de partículas en suspensión, se recopilará la información y se elaboraran los informes correspondientes de forma periódica.
 - Se controlará anualmente el nivel de emisión de los vehículos o maquinaria implicada en la fase de construcción.
- Control del ruido
 - Se controlarán los ruidos provocados cuando sea necesario.
 - Estudio del ruido ambiental y programación de las actividades con índices sonoros elevados en horario que produzca menor impacto.
- Calidad del agua y suelo
 - Se controlarán los vertidos residuos producidos en la obra.
 - Se realizará un control riguroso del orden, limpieza y mantenimiento de la obra y la maquinaria implicada.
 - Verificación de la correcta ubicación y mantenimiento de los puntos limpios y de almacenado temporal de residuos.
 - Comprobación de la correcta gestión de residuos.

- Medio socioeconómico
 - Se verificará la posesión de los permisos necesarios para las actividades a realizar.
 - Se realizarán inspecciones de forma periódica y al remate del proyecto.
 - Se realizará un control del terreno usado, para garantizar que no se hace uso de terreno no autorizado.
- Paisaje
 - Control del correcto orden y limpieza verificando la minimización del impacto visual.
 - Control de los espacios, verificando el uso de cada espacio para la tarea asignada.

1.7.3.2. FASE DE EXPLOTACIÓN

- Calidad del aire
 - Control continuo de las emisiones atmosféricas producidas en el funcionamiento.
 - Control del nivel de inmisión producida, vigilancia anual.
 - Control periódico de posibles deterioros de las conducciones y tuberías, que puedan provocar fugas.
- Control del ruido
 - Verificación de los niveles de ruido producido (dB)
 - Verificación del cumplimiento del horario de trabajo.
- Calidad del agua y suelo
 - Verificación de la correcta ubicación y mantenimiento de los puntos limpios y de almacenado temporal de residuos.
 - Comprobación de la correcta gestión de residuos.
 - Control periódico de posibles deterioros de las conducciones y tuberías, que puedan provocar fugas.

1.7.3.3. FASE DE DESMANTELAMIENTO

Se aplican las medidas descritas en la fase de construcción.

1.8. VULNERABILIDAD DEL PROYECTO

Se define vulnerabilidad del proyecto como la susceptibilidad de riesgo que puedan tener lugar en el mismo. Para la evaluación de la vulnerabilidad es necesaria la identificación de los peligros previamente a la puesta en marcha a la planta, para lo que se han desarrollado diferentes metodologías.

Las vulnerabilidades de la planta se muestran a continuación, mediante la valoración de los riesgos asociados a inclemencias climáticas.

1.8.1. RIESGOS ASOCIADOS A INUNDACIONES

Acorde a la Directiva 2007/60 para cada Área de Riesgo de Potencial Significativo de Inundación (ARPSI) se elaboran mapas de peligrosidad de inundación y riesgo de inundación, de acuerdo con el Real Decreto 903/2010. De conformidad con lo establecido, en Cataluña se recoge esta información mediante la fuente consultada (16), a partir de la cual se extrae el mapa de inundación del polígono de constante donde se ubica la instalación, figura 11.



Figura 11 Mapa de inundación del Polígono de Constantí. Fuente: (16)

Para la correcta interpretación del mapa de inundación consultado, se hace uso de la tabla 10 donde se muestra la leyenda del mapa. De este modo, se observa que en la localización de la parcela no se muestra riesgo de inundación.

Tabla 11 Leyenda del mapa de inundación del Polígono de Constantí. Fuente: (16)

Parámetro	Valor
	Zona inundable
	Derrames
	Soterramientos
	Zonas inundables Geomorfológicamente

1.8.2. RIESGOS ASOCIADOS FENÓMENOS SÍSMICOS

En cuanto a los fenómenos sísmicos, segundo el decreto 997/2002 de 27 de septiembre se establece la norma de construcción sismorresistente (NCSE-02). En la figura 12 se observa que, según el Instituto Geográfico Nacional, el polígono industrial de Constantí se emplaza en un área con riesgo de sismicidad bajo, por lo que no es necesario implementar medidas adicionales de protección contra la sismicidad.

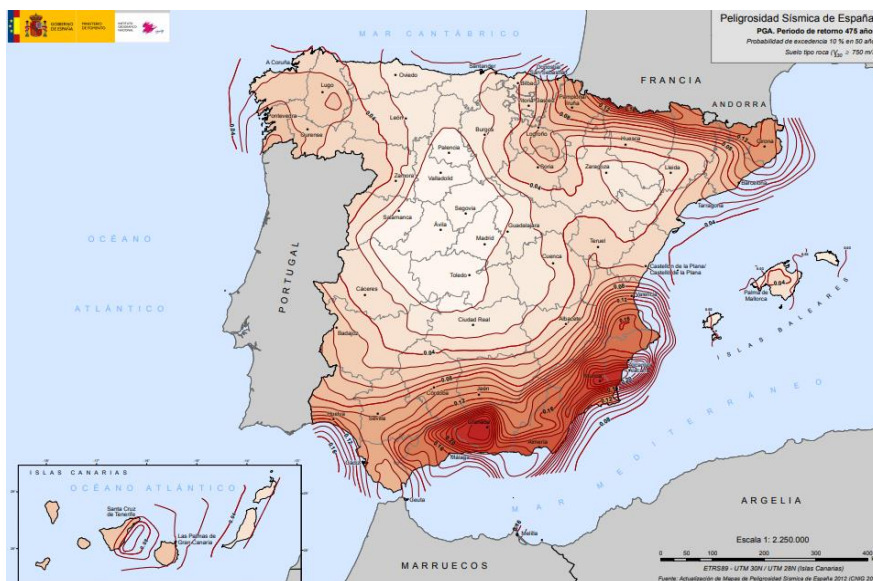


Figura 12 Mapa de riesgo sísmico en el territorio español. Fuente: (17).

1.8.3. RIESGOS ASOCIADOS VIENTOS HURACANADOS

Acorde con los datos obtenidos de la AEMET, del periodo de 1955 a 2021 en el Aeropuerto de Reus, estación meteorológica más próxima a la instalación, se determina que la mayor racha de viento recogida es de 148 km/h, registrada el 13 de marzo de 1976.

Por otro lado, en la figura 13 se observa que en los últimos 11 años no se han superado rachas de viento de 133,92 km/h. Así pues, se establece que el riesgo existente a causa de vientos huracanados es bajo.

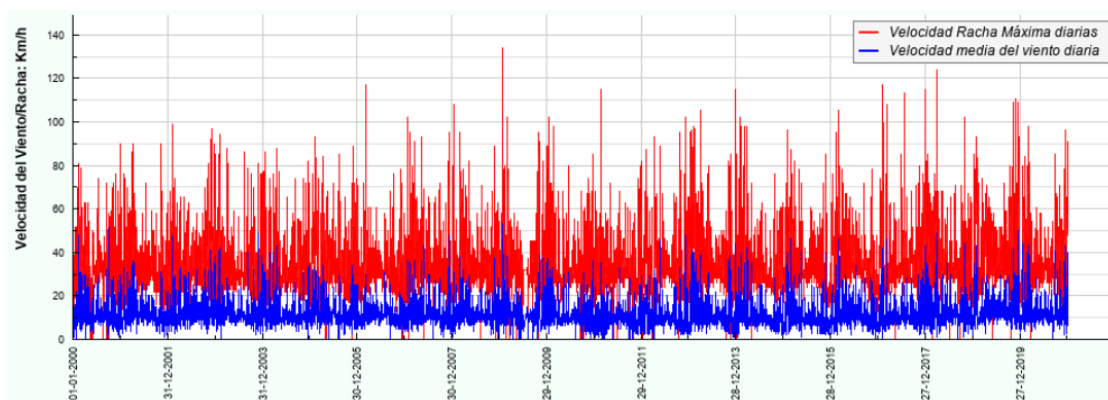


Figura 13 Rachas de viento máxima y media diaria. Aeropuerto de Reus. Fuente: (18).

1.9. RESUMEN Y CONCLUSIONES

Mediante el estudio de impacto ambiental se evalúan los posibles impactos que puedan ser generados en el medio por la implantación de la planta de isomerización de butano, considerando el ciclo de vida de la instalación: fase de construcción, explotación y desmantelamiento.

La valoración global del impacto obtenida tras la elaboración del estudio de impacto ambiental concluye que el principal factor susceptible es la calidad del aire, debido al impacto causado por las emisiones de gases de efecto invernadero en la fase de explotación, originados principalmente por la combustión de hidrocarburos. También evalúa la gran importancia de mantener un correcto mantenimiento y vigilancia del funcionamiento de la instalación, para evitar que se origine cualquier vertido de hidrocarburos.

En las fases de construcción y desmantelamiento se identifican impactos ambientales menores principalmente ligados a calidad del aire, debido a la emisión a la atmósfera de partículas en suspensión y gases, seguidos de impactos sonoros debido a la maquinaria empleada. La fase de desmantelamiento consta de una gran similitud con la fase de construcción, pero se debe tener en cuenta el impacto provocado debido al cese de actividad de la planta, ya que se pueden originar nuevas emisiones gaseosas o vertidos residuales.

En conclusión, se obtiene un impacto general positivo al considerar que el impacto en el medio socioeconómico generado al incrementar la oferta laboral y actividad industrial del área y por lo tanto la economía, supera a los impactos negativos evaluados, que además son mitigados y compensados o corregidos dentro de lo posible.

2. ESTUDIO DE SEGURIDAD Y SALUD¹

1. El estudio de seguridad y salud se muestra en el documento 2.

3. BIBLIOGRAFÍA

1. BOLETÍN OFICIAL DEL ESTADO. BOE. Ley 21/2013, de 9 de diciembre, de Evaluación Ambiental. [En línea] Disponible es: <https://www.boe.es/buscar/pdf/2013/BOE-A-2013-12913-consolidado.pdf>.
2. BEST AVAILABLE TECHNIQUES (BAT) Reference Document for the Refining of Mineral Oil and Gas. Industrial Emissions Directive 2010/75/EU. [En línea] 2015. [Consultado el: 25 de Mayo de 2021] Disponible en: <https://op.europa.eu/en/publication-detail/-/publication/f59cda44-2dc7-4a1c-ab7a-3be5ea3ee040/language-en>.
3. BEST AVAILABLE TECHNIQUES (BAT) Reference Dcoument For Common Waste Water and Waste Gas Treatment/Management Systems in the Chemical SEctor. Industrial Emissions Directive 2010/75/EU (Integrated pollution prevention and control). [En línea] [Consultado el: 28 de Mayo de 2021] Disponible en: <https://op.europa.eu/en/publication-detail/-/publication/a7e9664c-9ac3-11e6-868c-01aa75ed71a1/language-en/format-PDF/source-search>.
4. BEST AVAILABLE TECHNIQUES (BAT) Reference Document for Waste Treatment. Industrial Emissions Directive 2010/75/EU (integrated pollution prevention and control). [En línea] [Consultado el: 28 de Mayo de 2021] Disponible: <https://op.europa.eu/en/publication-detail/-/publication/782f0042-d66f-11e8-9424-01aa75ed71a1/language-en/format-PDF/source-search>.
5. BEST AVAILABLE TECHNIQUES (BAT) Reference Document for Waste Incineration. Industrial Emissions Directive 2010/75/EU (Integrated Pollution Prevention and Control). [En línea] [Consultado el: 1 de Junio de 2021.] Disponible en: <https://op.europa.eu/en/publication-detail/-/publication/075477b7-329a-11ea-ba6e-01aa75ed71a1/language-en/format-PDF/source-search>.
6. AEMET. Agencia Estatal de Climatología. *Datos climatológicos*. [En línea] [Consultado el: 1 de Junio de 2021] Disponible en: <https://www.aemet.es/es/serviciosclimaticos/datosclimatologicos/valoresclimatologicos?l=0016A>.
7. WINDFINDER. Estadísticas meteorológicas par Reus Aeroport/Tarragona. [En línea] [Consultado el: 21 de Marzo de 2021.] Disponible en: https://es.windfinder.com/windstatistics/reus_tarragona.
8. BOLETIN OFICIAL DEL ESTADO. BOE. . Directiva 2008/50/CE del Parlamento Europeo y del Consejo de 21 de mayo de 2008 relativa a la calidad del aire ambiente y a una atmósfera más limpia en Europa. [En línea] Disponible en: <https://www.boe.es/doue/2008/152/L00001-00044.pdf>.
9. EL TIEMPO. Calidad del aire en Tarragona. [En línea] [Consultado el: 01 de Junio de 2021] Disponible en: <https://www.eltiempo.es/calidad-aire/tarragona?content=tarragona>.

10. IQAIR. Generalitat de Catalunya. . *Calidad del aire*. [En línea] [Consultado el: 1 de Junio de 2021] Disponible en: <https://www.iqair.com/es/profile/generalitat-de-catalunya>.
11. AYUNTAMIENTO DE TARRAGONA. Limpieza y medio ambiente. [En línea] [Consultado el: 26 de Mayo de 2021] Disponible en: <https://www.tarragona.cat/neteja-i-medi-ambient/fitxers/fitxers-antic-mediambient/altres/fitxers-2009/medi-fisic>.
12. DIPUTACIÓ DE BARCELONA. Decreto 176/2009 de 10 de noviembre. [En línea] [Consultado el: 26 de Mayo de 2021] Disponible en: <http://cido.diba.cat/legislacio/1250073/decret-1762009-de-10-de-novembre-pel-qual-saprova-el-reglament-de-la-llei-162002-de-28-de-juny-de-proteccio-contra-la-contaminacio-acustica-i-se-nadapten-els-annexos-departament-de-medi-ambient-i-habitatge>.
13. GENCAT. Instituto de Estadística de Cataluña. [En línea] [Consultado el: 25 de Mayo de 2021] Disponible en: <https://www.idescat.cat/emex/?id=431482&lang=es>.
14. *Proyecto Técnico y Estudio de Impacto Ambiental*. PETRONOR. Muskix (Bizkaia) : s.n., Marzo de 2008, Vol. Rev. 1.
15. *Estudio Simplificado de Impacto Ambiental para las Instalaciones de Almacenamiento de GNL en el puesto de Bilbao*. REPSOL. Bilbao : s.n., 1 de Septiembre de 2020.
16. GENERALITAT DE CATALUNYA. ACA Visor. [En línea] [Consultado el: 1 de Junio de 2021] Disponible en: https://sig.gencat.cat/visors/VISOR_ACA.html.
17. INSTITUTO GEOGRÁFICO NACIONAL (IGN). Mapas de sismicidad y peligrosidad. [En línea] [Consultado el: 22 de Marzo de 2021.] Disponible en: <https://www.ign.es/web/ign/portal/mapas-sismicidad>.
18. DATOS CLIMA. AEMET histórico. [En línea] [Consultado el 22 de Marzo de 2021] Disponible en: <https://datosclima.es/Aemethistorico/Vientostad.php>.

DOCUMENTO V. PRESUPUESTO

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN	3
2. COSTES DE EQUIPOS.....	4
2.1. EQUIPOS PARA GASES	4
2.1.1. COMPRESORES	4
2.2. REACTOR R-201	7
2.3. COLUMNAS DE DESTILACIÓN	7
2.4. DESGLOSE DE LOS COSTES DE LOS EQUIPOS	9
2.4.1. COSTE DE EQUIPOS	9
2.4.2. INTERNOS DE LAS COLUMNAS	9
3. ACTUALIZACIÓN DE LOS COSTES.....	11
4. COSTE TOTAL DE CAPITAL FIJO.....	12
5. BIBLIOGRAFÍA.....	15

1. INTRODUCCIÓN

A la hora de realizar un proyecto, es de gran importancia la determinación de los costes asociados a la elaboración de ese proceso en cuestión. De esta forma, en un proyecto de construcción de una planta química existen los siguientes costes:

- Costes de los equipos necesarios.
- Costes de capital fijo.
- Costes variables de producción.
- Costes fijos de producción.

De esta manera, se realizará una estimación de estos costes mediante la información dada por la bibliografía empleada (1). Como es una estimación inicial, el valor real del presupuesto puede variar en un $\pm 30 - 50\%$, pues la precisión del presupuesto depende de la cantidad de detalles de diseño disponibles, de la precisión de la información disponible relativa a los costes y del tiempo invertido en realizar este estudio.

Dado que el presupuesto influye significativamente en la economía y este, a su vez, depende de la cantidad de equipos que se consideren para el cálculo del coste, se tratará de diseñar el mayor número de equipos para así obtener una mayor fiabilidad del presupuesto económico realizado.

De esta manera, se diseñarán los compresores del proceso y se simulará en software la columna de destilación para obtener una corriente de butano de elevada pureza para su recirculación al inicio del proceso.

2. COSTES DE EQUIPOS.

La estimación de los costes se realizará mediante la herramienta electrónica de la firma de ingeniería *Matche* (2). Se opta por la estimación mediante este método puesto que los valores de costes aportados tienen como referencia datos del año 2014, mientras que los valores dados en la bibliografía datan de años anteriores (1). De esta manera, se considera que esta estimación aportará una mayor veracidad al presupuesto de la planta.

Por otra parte, estos costes es necesario actualizarlos al material de construcción, pues normalmente los valores de coste están calculados considerando acero al carbono como material. Dado que las columnas están construidas con acero inoxidable y que el material del reactor no es exactamente acero al carbono (baja aleación que contiene níquel y molibdeno), se decide considerar para todas las unidades el factor de corrección (f_M) del acero inoxidable 304. El valor de este factor es de 1.3 (1).

Además, dado que el método anteriormente mencionado no aporta el coste de los internos de la columna, para este caso sí se recurrirá a las tablas de cálculo de costes de la bibliografía. De esta manera, para obtener el valor del coste a partir de los datos dados en la tabla para el año 2007 se emplea la siguiente ecuación:

$$C_e = a + b \cdot S^n \quad [5.1]$$

En donde C_e es el coste del equipo, S es el parámetro de tamaño, a y b son constantes y n es el exponente para ese tipo de equipo.

2.1. EQUIPOS PARA GASES

En el proceso existen dos tipos de equipos para la impulsión de corrientes gaseosas, las soplantes y los compresores. Las soplantes se emplean cuando la caída de presión es baja y los compresores se emplean para aumentar la presión de la corriente hasta la presión de operación en el reactor.

2.1.1. COMPRESORES

En lo que respecta a los compresores, su parámetro de diseño posee unidades de potencia (kW). Para obtener este valor de potencia, es necesario definir el tipo de compresor a emplear. En este caso, se emplearán compresores recíprocos, para los cuales se emplea normalmente el trabajo isentrópico.

Aunque el caudal másico es el mismo, como se va aumentando la presión en el tren de compresión, las densidades van aumentando progresivamente, de forma que el caudal volumétrico varía.

Tabla 1. Caudales de entrada a los compresores.

Unidad	Caudal entrada (m^3/h)
C-101	3.298,18
C-102	862,96

La selección se debe a que, para el caudal de operación, es el compresor recomendado, como se puede ver en la *figura 1*.

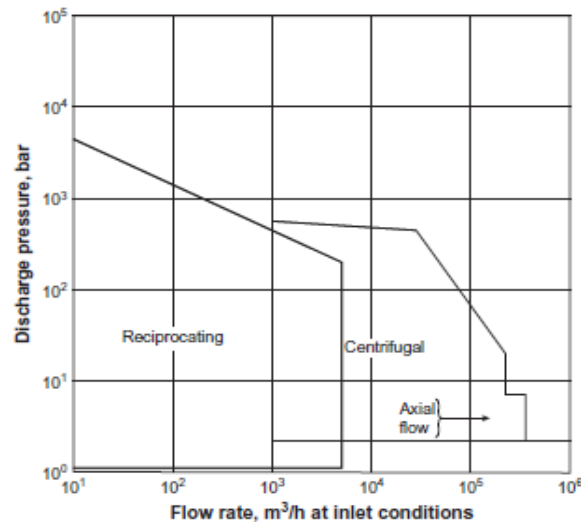


Figura 1. Tipos de compresores empleados en función del caudal volumétrico y la presión de descarga (1).

La expresión mediante la que se obtiene el trabajo isentrópico es la siguiente (1):

$$W = Z \cdot R \cdot T_e \cdot \frac{n}{n-1} \cdot \left[\left(\frac{P_s}{P_e} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad [5.2]$$

$$W_{\text{Compresión}} = \frac{W \cdot m_{\text{gas}}}{1000 \cdot \eta} \quad [5.3]$$

En donde W es el trabajo en (J/mol), $W_{\text{Compresión}}$ el trabajo en (kW), m_{gas} el caudal de gas a comprimir (mol/s), η la eficiencia isentrópica, Z es el factor de compresibilidad, R es la constante universal de los gases ($J/(mol \cdot K)$), T_1 es la temperatura de entrada al compresor (K) y P_2 y P_1 son las presiones final e inicial (bar), respectivamente.

Además, n se puede asumir igual al cociente entre calores específicos (γ). Dado que este trabajo calculado es ideal, es necesario dividir entre la eficiencia del equipo para obtener el valor de potencia real. Este valor de eficiencia se puede conocer de forma aproximada a partir de la relación de compresión, pues en la *figura 2* se aporta información del rango de valores de la eficiencia en función del ratio de compresión.

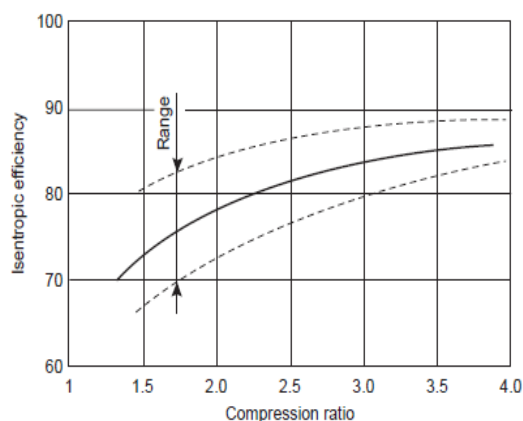


Figura 2. Eficiencias isentrópicas a diferentes ratios de compresión para compresores recíprocos. Fuente: (1).

En cuanto al aspecto de estos compresores en el mundo industrial, en la siguiente imagen se muestra un compresor recíprocante de la compañía *Baker Hughes*.



Figura 3. Compresor recíprocante de la empresa Baker Hughes. Fuente: (3).

En cuanto al valor para el ratio de compresión (la relación entre la presión de salida del equipo y la de entrada), para estos compresores los valores recomendados están entre 1 y 4. En la *tabla 2* se muestra el resultado de la potencia real de los compresores y los valores de los parámetros de entrada necesarios.

Tabla 2. Potencia real de los compresores C-101 y C-102.

Parámetro	C-101	C-102
$T_e(K)$	301,3	356,85
$T_{descarga}(K)$	356,85	392,44
$P_1(bar)$	2,5	10
$P_2(bar)$	10	20
Relación de compresión	4	2
γ	1,119	1,159
Z	0,94	0,835
η	0,85	0,78
$m_{gas}(mol/s)$	97,31	97,31
$W_{Compresión}(kW)$	402,7	223,51
$W_{Compresión}(HP)$	540,03	299,74

2.2. REACTOR R-201

Dado que el equipo trabaja a presiones muy elevadas, se calcula el coste del equipo como recipiente a presión vertical, de esta manera es necesario calcular el peso de la carcasa para poder estimar el coste del equipo. La expresión que permite obtener su peso es la que se muestra a continuación:

$$V_{acero} = \pi \cdot (r_2^2 - r_1^2) \cdot H \quad [5.4]$$

$$m_{acero} = V_{acero} \cdot \rho_{acero} \quad [5.5]$$

En donde m_{acero} es el peso de la carcasa (kg), r_2 y r_1 son, respectivamente, el radio de la carcasa contando el espesor y el radio interno sin contar el espesor de la carcasa, H es la altura de la sección cilíndrica del equipo y ρ_{acero} es la densidad del acero seleccionado. En la *tabla 3* se aporta el resultado para el peso de la carcasa del reactor.

Tabla 3. Peso de la carcasa del reactor.

Parámetro	Valor
$r_1(m)$	1,65
$r_2(m)$	1,67
$H_{Reactor}(m)$	9,61
$\rho_{acero}(kg/m^3)$	7.900
$m_{acero}(kg)$	15.836,84
$m_{acero}(libras)$	34.914,26

2.3. COLUMNAS DE DESTILACIÓN

La estimación del coste de las columnas de destilación se realiza a partir del peso de la carcasa, por lo que es necesario conocer el diámetro de la columna, el material de construcción del recipiente y su espesor. Debido a que la columna T-301 se ha diseñado detalladamente, se emplearán los valores obtenidos en el diseño, mientras que para la columna de recuperación de butano se empleará el software *Aspen Hysys* para simular la unidad y obtener los parámetros necesarios.

Para obtener las etapas reales de la columna simulada, se asumirá que la eficiencia de los platos en ese caso es del 75% y que la altura de plato es igual a la de la columna T-302 (0,6m).

Tabla 4. Características de las columnas de destilación del proceso.

Parámetro	T-301	T-302

<i>Diámetro(m)</i>	3,10	2,8
<i>P_g (bar)</i>	4,31	3,52
<i>P_d (bar)</i>	6,03	5,25
<i>Número de platos teóricos</i>	39	12
<i>Eficiencia de los platos (%)</i>	74,39	75
<i>Número de platos reales</i>	53	17
<i>Altura de plato(m)</i>	0,6	0,6
<i>Espaciado cabezas (m)</i>	0,75	0,75
<i>Espaciado colas (m)</i>	1,5	1,5

Para poder obtener el peso de la carcasa, es necesario proceder de la misma forma que en los equipos diseñados detalladamente, siguiendo el Código ASME-BPVC. En cuanto al material de las columnas, se empleará el elegido para la columna de separación de isobutano (acero inoxidable 304), pues las condiciones de operación y los compuestos a separar son similares.

Con el fin de calcular el volumen de acero necesario para luego obtener su peso y poder conocer el coste aproximado del equipo, es necesario proceder de la misma forma que en el diseño detallado de unidades, por lo que se determina el espesor necesario para esfuerzo radial y longitudinal y se elige el mayor de ambos.

Como existe un espesor mínimo para los recipientes a presión en función del diámetro, habrá que asegurarse de que se cumple el valor mínimo requerido, en caso de no cumplirse se le asignará al espesor de la capa de acero el valor mínimo recomendado.

En la siguiente tabla se muestra el resultado del peso del equipo empleando las ecuaciones 5.4 y 5.5.

Tabla 5. Cálculo del peso de las carcasas de las columnas de destilación.

Parámetro	T-301	T-302
<i>S(bar)</i>	1.012,1	1.012,1
<i>E</i>	0,85	0,85
<i>T_d (°C)</i>	81,08	84,4
<i>P_d (bar)</i>	6,03	5,25
<i>τ_{radial} (mm)</i>	11,27	10,58
<i>τ_{longitudinal} (mm)</i>	6,62	6,28
<i>τ_{carcasa} (mm)</i>	11,27	8,07
<i>Altura (m)</i>	33,61	11,9
<i>V_{acero} (m³)</i>	3,7	1,11
<i>ρ_{acero} (kg/m³)</i>	8.000	8.000
<i>m_{acero} (kg)</i>	29.600	8.893,41
<i>m_{acero} (libras)</i>	65.256,83	19.606,62

En ambas columnas el esfuerzo radial es mayor, y por tanto será el de diseño de la carcasa. Además, ambos valores obtenidos superan el valor mínimo para el rango de diámetros en el que se encuentran, la columna T-301 supera el mínimo de 9mm y la columna T-302 supera los 7mm.

2.4. DESGLOSE DE LOS COSTES DE LOS EQUIPOS

2.4.1. COSTE DE EQUIPOS

Para el cálculo del presupuesto de los equipos, es necesario emplear la ecuación 5.1, la cual está basada en costes del año 2014 en dólares. De esta manera, como el presupuesto se debe convertir a euros, se obtendrán primero los costes en el año 2014 en dólares y se convertirán a euros teniendo en cuenta que a día 6 de junio de 2021 el cambio de divisa es 1 dólar=0,82 euros (4).

Tabla 6. Coste de los equipos mediante el método de la firma Matche considerando acero inoxidable 304 (2).

Equipo	Parámetro coste (unidad)	Coste (\$)	Coste (€)
Carcasa T-301	65.256,83 (libras)	477.900	391.878
Carcasa T-302	19.606,62 (libras)	164.900	135.218
Carcasa R-201	34.914,26 (libras)	260.900	213.938
C-101	540,03 (HP)	564.070	462.537,4
C-102	299,74 (HP)	329.420	270.124,4
Total		1.797.190	1.473.695,8

Para el caso de los costes de los compresores, como en la página empleada están basados en acero al carbono, se emplea el mencionado f_M del acero inoxidable (1,3) para actualizarlos, de forma que en la anterior tabla ya están calculados para su construcción en dicho material.

2.4.2. INTERNOS DE LAS COLUMNAS

Para completar el coste de las columnas de destilación es necesario tener en cuenta el coste de los internos que contiene para llevar a cabo la separación deseada. De esta manera, es necesario definir el tipo de plato que es necesario instalar en la columna.

Como ya se ha mencionado en el *Documento II: cálculos justificativos*, el tipo de plato más adecuado para la separación del isobutano es el perforado (*sieve tray* en inglés). Dado que la separación en la desbutanizadora es similar a la realizada en la deisobutanizadora, se elegirán también los platos perforados. Una vez es conocido el tipo de plato, simplemente hay que especificar el diámetro de la columna para poder obtener su coste.

Tabla 7. Parámetros para el coste de los internos de las columnas. Fuente: elaboración propia adaptado de (1).

Platos	S	S inferior	S superior	a	b	n
Perforados		0,5	5	110	380	1,8
De válvula	Diámetro, m	0,5	5	180	340	1,9
De burbuja		0,5	5	290	350	1,9

El coste obtenido mediante este método es por plato, por lo que para obtener el coste de todos los internos habrá que multiplicar por el número de platos necesarios.

$$C_{internos} = C_e \cdot N_{platos} \quad [5.6]$$

A continuación, se muestran los resultados obtenidos para el coste de los platos de ambas columnas, el cual se actualizará como el obtenido para los compresores empleando el factor de material del acero inoxidable 304.

Tabla 8. Coste de los internos de las columnas de destilación.

Parámetro	T-301	T-302
Número de platos	53	17
Diámetro	3,1	2,8
C_e (\$)	3.022,29	2.534,76
$C_{internos}$ (\$)	160.181,38	43.090,85
$C_{internos}$ (€)	131.348,73	35.334,5
$C_{internos,A-304}$ (€)	170.753,35	45.934,85
Total (€)	216.688,2	

3. ACTUALIZACIÓN DE LOS COSTES

Como el valor del dinero varía en el tiempo y no es lo mismo un coste en un año que en otro, se hace necesaria la actualización del presupuesto mostrado en la tabla anterior, pues está referido a datos históricos del año 2014. Para actualizar su valor, se empleará el índice de costes proporcionado por la revista *Chemical Engineering*. La expresión con la que se actualiza su valor es la siguiente, la cual está contextualizada para la actualización de los costes de los internos del año 2007 (1):

$$C_{e,2020} = C_{e,2007} \cdot \frac{\text{Índice de costes 2020}}{\text{Índice de costes 2007}} \quad [5.7]$$

Mediante la ecuación 5.7 se puede obtener el coste total en el año 2020 ($C_{e,2020}$) partiendo de los datos de 2007 y de 2014. La actualización de los costes se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 9. Actualización del coste total de las unidades del proceso y de los internos. Fuente: (5).

Parámetro	Valor
Índice de costes 2007	509,7
Índice de costes 2014	576,1
Índice de costes 2020	593,5
Costes de los internos 2007 (€)	216.688,2
Costes de los internos 2020 (€)	252.314
Costes de los equipos 2014(€)	1.473.695,8
Costes de los equipos 2020(€)	1.518.205,97
Coste total en 2020 (€)	1.770.519,97

4. COSTE TOTAL DE CAPITAL FIJO

El coste total de capital es el coste total que supone la planta, es decir, la suma de los costes de diseño, construcción, modificación de la localización elegida e instalación de la planta de isomerización de butano. Este coste está compuesto generalmente por las siguientes partidas:

- La inversión dentro de los límites de batería (ISBL en inglés).
- Las modificaciones y mejoras necesarias en la zona de implantación, conocida como inversión “offsite”.
- Costes de ingeniería y construcción.
- Fondos de contingencia.

Además, también ha de tenerse en cuenta el coste del capital circulante y de la compra del terreno de la parcela, pues también forman parte del coste de capital fijo.

Para obtener este coste, se procede mediante el método factorial de estimación. El procedimiento es similar al de los costes de los equipos, pues los factores asociados a las distintas partidas se encuentran tabulados. En la siguiente tabla se muestran las principales partidas y su valor.

Tabla 10. Factores para el cálculo de la inversión dentro de los límites de batería, de diseño e ingeniería, de offsites y de contingencias.

Ítem	Factor
1. Coste actualizado equipos (C_e)	1
Instalación de equipos (f_{er})	0,3
Conducciones (f_p)	0,8
Instrumentación y control (f_i)	0,3
Electricidad (f_{el})	0,2
Obra civil (f_c)	0,3
Estructuras y edificios (f_s)	0,2
Revestimiento y pinturas (f_l)	0,1
2. Offsites (OS)	0,3
3. Diseño e ingeniería ($D\&E$)	0,3
4. Contingencias (X)	0,1

Con estos factores se emplea la siguiente ecuación para obtener el coste dentro de los límites de batería.

$$C_{ISBL} = C_{e,2020} \cdot [(1 + f_p) \cdot f_m + (f_{er} + f_{el} + f_i + f_c + f_s + f_l)] \quad [5.8]$$

A partir del coste ISBL y con los factores asociados a diseño e ingeniería, offsites y contingencias puede determinarse el valor total del capital fijo.

$$C_{FC} = C_{ISBL} \cdot (1 + OS) \cdot (1 + D\&E + X) + C_{Terreno} \quad [5.9]$$

En donde $C_{Terreno}$ es el coste de la parcela a comprar para la instalación de la planta. Su precio se puede estimar mediante el área de la parcela (61.069 m²) y el precio por metro cuadrado del suelo industrial en esa zona, cuyo valor se estima que es 130 €/m².

En cuanto al coste del capital circulante, normalmente para procesos de petroquímica se estima como un 15% de la suma de la inversión dentro de los límites de batería y de los costes de “offsite”. Mediante los factores y los costes obtenidos a partir de las ecuaciones 5.8 y 5.9 se puede realizar un desglose de las partidas.

Tabla 11. Desglose de partidas para el proceso de isomerización de butano empleando la tecnología Isomalk-3.

Ítem	Información de la partida	Coste (€)
1. <i>Coste actualizado equipos</i> (<i>C_e</i>)	Coste de compra de los equipos	1.770.519,97
<i>Instalación de equipos</i> (<i>f_{er}</i>)	Coste de la instalación de las unidades	531.155,99
<i>Conducciones</i> (<i>f_p</i>)	Coste asociado a la instalación de los sistemas de conducciones necesarios	1.416.415,98
<i>Instrumentación y control</i> (<i>f_i</i>)	Coste asociado a la automatización de la planta	531.155,99
<i>Electricidad</i> (<i>f_{el}</i>)	Coste de la instalación eléctrica de la planta	354.103,99
<i>Obra civil</i> (<i>f_c</i>)	Coste de preparación del terreno para la construcción de la planta (carreteras de acceso, cimientos de las estructuras necesarias)	531.155,99
<i>Estructuras y edificios</i> (<i>f_s</i>)	Coste de los distintos edificios necesarios como laboratorios, salas de control, zonas de descanso	354.103,99
<i>Revestimiento y pinturas</i> (<i>f_l</i>)	Coste asociado a la puesta a punto de la planta (trabajos de pintura en los diferentes edificios...)	177.052
2. <i>C_{ISBL}</i>	Inversión dentro del límite de batería, abarca todos los costes anteriores teniendo en cuenta para los equipos y las conducciones el coste de material	6.090.588,7
3. <i>C_{OS}</i>	Coste derivado de las utilidades, edificios auxiliares o servicios de emergencia	1.827.176,61
4. <i>C_{D&E}</i>	Costes de la contratación de servicios de ingeniería orientados a poder materializar el proyecto, un ejemplo sería la compra de la licencia de una tecnología concreta, como es el caso de este proyecto	1.827.176,61
5. <i>C_X</i>	Costes añadidos cuya finalidad es la de compensar posibles errores en el cálculo del presupuesto	609.058,87
<i>C_{terreno}</i>	Coste relativo a la adquisición del terreno necesario para la materialización del proyecto	7.938.970
<i>C_{circulante}</i>	Coste asociado a la puesta en marcha de la planta	1.187.664,8
<i>C_{FC}</i>	Coste inmovilizado	18.292.970,78

El presupuesto total para la planta de isomerización de butano empleando la tecnología Isomalk-3 es de DIECIOCHO MILLONES DOSCIENTOS NOVENTA Y DOS MIL NOVECIENTOS SETENTA EUROS CON SETENTA Y OCHO CÉNTIMOS (18.292.970,78 €).

En Santiago de Compostela, a 14 de junio de 2021

La autora y el autor del proyecto,



Lorena Iglesias Torres



Gabriel Padín González

5. BIBLIOGRAFÍA

1. R.K. SINNOTT, GAVIN TOWLER. *Chemical Engineering Design*. s.l. : Butterworth-Heinemann, 2019. 978-0081025994.
2. MATCHE . [En línea] <https://www.matche.com/equipcost/Default.html>.
3. BAKER HUGHES. [En línea] <https://www.bakerhughes.com/case-study/hydrogen-compression-one-biggest-compressors-ever-used-refinery>.
4. XE. [En línea]
<https://www.xe.com/es/currencyconverter/convert/?Amount=1&From=USD&To=EUR>.
5. CHEMICAL ENGINEERING. [En línea] <https://www.chemengonline.com/>.