

UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE COMPOSTELA
ESCOLA TÉCNICA SUPERIOR DE ENXEÑARÍA



Escola
Técnica
Superior
de Enxeñaría

Grado en Ingeniería Química

TRABAJO FIN DE GRADO

**PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BENZALDEHÍDO
A PARTIR DE TOLUENO**

Paloma Méndez Silva

Natalia Vidal Gómez

Julio 2020

ÍNDICE GENERAL

DOCUMENTO I: MEMORIA

ANEXO I: BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

ANEXO II: CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS

ANEXO III: VIABILIDAD ECONÓMICA

DOCUMENTO II: PLANOS

DOCUMENTO III: ESTUDIOS CON ENTIDAD PROPIA

DOCUMENTO IV: PRESUPUESTO

ANEXO I: DIMENSIONADO BÁSICO DE EQUIPOS

DOCUMENTO I:
MEMORIA

1. Objeto	8
2. Alcance	8
3. Introducción.....	9
3.1 Propiedades físicas y termodinámicas.....	10
3.2 Propiedades químicas	10
3.3 Propiedades fisiológicas.....	11
4. Estudio de mercado	12
4.1 Benzaldehído.....	12
4.1.1 Estudio de las aplicaciones.....	12
4.1.2 Producción y consumo	13
4.1.3 Exportaciones e importaciones	13
4.1.4 Empresas del sector.....	14
4.1.5 Precios.....	15
4.2 Tolueno	16
4.2.1 Exportaciones e importaciones	16
4.2.2 Precios.....	17
4.3 Ácido acético.....	17
4.3.1 Exportaciones e importaciones	17
4.3.2 Precios.....	18
4.4 Ácido benzoico.....	19
4.4.1 Estudio de las aplicaciones.....	19
4.4.2 Producción y consumo	20
4.4.3 Exportaciones e importaciones	20
4.4.4 Empresas del sector.....	21
4.4.5 Precios.....	22
4.5 Perspectivas de futuro	23
5. Emplazamiento	24
5.1 Selección del emplazamiento	24
5.2 Características del polígono	25
5.2.1 Situación	25
5.2.2 Comunicación	25
5.2.3 Servicios.....	26
5.2.4 Climatología.....	27

5.2.5	Sismicidad.....	29
6.	Estudio de alternativas.....	29
6.1	Alternativas para el proceso de producción de benzaldehído.....	29
6.1.1	Cloración de tolueno	29
6.1.2	Oxidación de tolueno en fase líquida	31
6.1.3	Oxidación de tolueno en fase gaseosa.....	33
6.2	Justificación de la alternativa seleccionada.....	34
6.3	Alternativas para el uso de catalizador.....	35
6.3.1	Catalizador de acetato de cobalto.....	36
6.3.2	Catalizador de tetrafenilporfirina de cobalto.....	37
6.3.3	Catalizadores de óxidos metálicos binarios	37
6.4	Selección y justificación del catalizador empleado.....	39
7.	Análisis de viabilidad técnica.....	40
7.1	Viabilidad del proceso de producción.....	40
7.2	Características y mercado del producto principal	40
7.2.1	Características del producto principal.....	40
7.2.2	Mercado del producto principal	41
7.3	Disponibilidad de materias primas, catalizador y utilidades	41
7.3.1	Disponibilidad de materias primas.....	41
7.3.2	Disponibilidad de catalizador.....	42
7.3.3	Disponibilidad de utilidades.....	42
7.4	Disponibilidad de tecnología.....	43
7.5	Consideraciones de seguridad del proceso.....	43
7.6	Disponibilidad de terreno.....	44
7.7	Disponibilidad de mano de obra.....	44
7.8	Análisis económico preliminar: Cálculo aproximado del beneficio bruto.....	46
7.9	Conclusión del análisis de viabilidad técnica.....	46
8.	Descripción del proceso.....	46
8.1	Capacidad de producción	46
8.2	Materias primas	46
8.2.1	Tolueno	46
8.2.2	Aire	47
8.2.3	Ácido acético.....	48

8.3	Productos.....	49
8.3.1	Benzaldehído.....	49
8.3.2	Ácido benzoico	49
8.3.3	Alcohol bencílico	50
8.3.4	Agua.....	51
8.4	Descripción química del proceso	51
8.5	Descripción detallada del proceso.....	53
8.5.1	Sección 100: Acondicionamiento de las materias primas	53
8.5.2	Sección 200: Reacción	54
8.5.3	Sección 300: Separación y purificación	54
8.6	Descripción de la instalación.....	55
8.6.1	Área de servicios.....	56
8.6.2	Área de proceso.....	56
8.6.3	Área de utilidades.....	56
8.6.4	Área de almacenaje	56
8.6.5	Sala de control, laboratorio y taller de mantenimiento	56
8.6.6	Estación contra incendios.....	56
8.6.7	Área de aparcamiento.....	56
8.6.8	Área de carga y descarga.....	56
9.	Descripción de equipos.....	57
9.1	Sección 100: Acondicionamiento de materias primas.....	57
9.1.1	Filtro FT-101.....	57
9.1.2	Compresor K-101.....	57
9.1.3	Intercambiador de calor E-101	57
9.1.4	Bomba P-101 A/B	57
9.1.5	Bomba P-102 A/B	58
9.1.6	Tanque de mezcla de líquidos TM-101.....	58
9.1.7	Intercambiador de calor E-102.....	58
9.2	Sección 200: Reacción	58
9.2.1	Reactor R-201	58
9.3	Sección 300: Separación y purificación	58
9.3.1	Intercambiador de calor E-301	59
9.3.2	Válvula de estrangulamiento VL-301	60

9.3.3	Columna de destilación T-301	60
9.3.4	Intercambiador de calor E-302.....	60
9.3.5	Tambor de reflujo V-301	60
9.3.6	Bomba P-301 A/B.....	60
9.3.7	Bomba P-302 A/B.....	60
9.3.8	Bomba P-303 A/B.....	60
9.3.9	Intercambiador de calor E-305.....	61
9.3.10	Bomba P-304 A/B.....	61
9.3.11	Columna de destilación T-302.....	61
9.3.12	Intercambiador de calor E-303.....	61
9.3.13	Tambor de reflujo V-302	61
9.3.14	Bomba P-305 A/B.....	61
9.3.15	Bomba P-310 A/B.....	61
9.3.16	Bomba P-306 A/B.....	62
9.3.17	Intercambiador de calor E-304.....	62
9.3.18	Bomba P-307 A/B.....	62
9.3.19	Columna de destilación T-303	62
9.3.20	Intercambiador de calor E-306.....	62
9.3.21	Tambor de reflujo V-303	62
9.3.22	Bomba P-308 A/B.....	62
9.3.23	Bomba P-311 A/B.....	63
9.3.24	Bomba P-309 A/B.....	63
9.3.25	Intercambiador de calor E-307.....	63
9.3.26	Bomba P-312 A/B.....	63
10.	Control e instrumentación	63
10.1	Introducción	63
10.2	Variables asociadas a un sistema de control	63
10.2.1	Clasificación	63
10.2.2	Descripción de variables.....	64
10.3	Configuración de control.....	66
10.3.1	Justificación de la selección.....	66
10.4	Algoritmos de control	67
10.4.1	Justificación de la selección.....	67

10.5	Simbología empleada.....	67
10.6	Descripción de los lazos de control.....	69
10.6.1	Sección 100: Acondicionamiento de las materias primas.....	69
10.6.2	Sección 200: Reacción.....	73
10.6.3	Sección 300: Separación y purificación.....	74
10.7	Válvulas de alivio, indicadores y alarmas.....	82
10.7.1	Válvulas de alivio.....	82
10.7.2	Indicadores.....	83
10.7.3	Alarmas.....	83
11.	Seguridad en el diseño y en la operación.....	84
11.1	Introducción.....	84
11.2	Inventario de sustancias.....	85
11.3	Clasificación según el Reglamento CLP.....	86
11.4	Clasificación NFPA de las sustancias.....	88
11.5	Clasificación de la instalación según la Directiva Seveso.....	88
11.6	Estudio de reactividad química descontrolada.....	90
11.6.1	Matriz de compatibilidad química.....	90
11.7	Índice de riesgo para reacciones fuera de control.....	92
11.8	Distancias de seguridad.....	94
11.8.1	Distancias de seguridad entre áreas.....	94
11.8.2	Distancias de seguridad entre equipos.....	95
11.9	Sistemas de seguridad.....	96
11.10	Índice DOW de incendio y explosión.....	97
11.10.1	Factor material (FM).....	97
11.10.2	Factor de peligros generales del proceso (F ₁).....	98
11.10.3	Factor de peligros especiales de proceso (F ₂).....	99
11.10.4	Factor de peligro de la unidad de proceso (F ₃).....	100
11.10.5	Determinación del índice de incendio y explosión.....	100
11.10.6	Radio de exposición.....	100
11.11	Análisis histórico de accidentes.....	101
12.	Legislación, normativa de aplicación y códigos de diseño.....	101
12.1	Legislación.....	102
12.1.1	Legislación referente a construcción.....	102

12.1.2	Legislación referente a electricidad	102
12.1.3	Legislación en materia de seguridad e higiene	102
12.1.4	Legislación en materia medioambiental	103
12.2	Normativa de aplicación.....	105
12.2.1	Normas de construcción.....	105
12.2.2	Normas de electricidad	105
12.2.3	Normas de seguridad y salud	105
12.3	Códigos de diseño	105
13.	Referencias bibliográficas	106

1. Objeto

El presente proyecto tiene como objeto principal el estudio y diseño de una planta destinada a la producción de 30.000 t·año⁻¹ de benzaldehído al 99% de pureza, comercialmente denominado benzaldehído puro. Esta, será posible gracias a la oxidación de tolueno en fase líquida y un modo de operación en continuo de 24 horas al día durante 330 días al año en el que se tiene en cuenta el tiempo destinado al mantenimiento de la planta.

La elaboración del proyecto se enfoca desde el punto de vista de la ingeniería básica y se presenta como Trabajo de Fin de Grado de las alumnas Paloma Méndez Silva y Natalia Vidal Gómez para la obtención del título en Ingeniería Química emitido por la Universidad de Santiago de Compostela.

2. Alcance

El diseño de la planta de producción de benzaldehído está dividido en dos partes principales en las que se incluyen todos los estudios y análisis previos, las consideraciones adoptadas en el diseño, los cálculos efectuados con sus respectivos resultados y conclusiones, así como la legislación y normativa por la que la planta y su funcionamiento se puedan ver afectados.

La primera parte está formada por cuatro documentos y cuatro anexos. El Documento I constituye la memoria descriptiva en la cual se introduce el producto de interés, analizando sus principales propiedades y aplicaciones por medio de estudios de viabilidad técnica y económica. Además, se lleva a cabo la selección del emplazamiento y un análisis de alternativas que permite justificar la alternativa de producción seleccionada. Tras esto, se presenta una descripción detallada del proceso productivo en la que se incluye la información pertinente sobre materias primas, productos, residuos y equipos implicados en cada una de las secciones del proceso, lo que llevará posteriormente a definir el sistema de control e instrumentación y a analizar la seguridad en el diseño y en la operación de la instalación, clasificándola según el Reglamento CLP, la Directiva Seveso, estudiando la reactividad química descontrolada del proceso y aplicando las distancias de seguridad y sistemas de alivio correspondientes. Ligados al Documento I se incluyen, por un lado, los balances de materia y energía en forma de Anexo I, los cálculos justificativos en forma de Anexo II, donde se presentan los diseños preliminares y dimensionado de los equipos, el diseño de una válvula de alivio de presión y el diseño riguroso de dos de las principales unidades del proceso: el reactor R-201, realizado por la alumna Paloma Méndez Silva, y la columna de destilación T-303, realizado por la alumna Natalia Vidal Gómez. Por otro lado, en el Anexo III se detalla el análisis de viabilidad económica del proyecto.

El Documento II engloba todos los planos y diagramas de la instalación, siendo estos los planos de situación, emplazamiento, implantación, diagrama de flujo (PFD), diagrama de instrumentación y control (P&ID) y los planos de cada uno de los equipos diseñados: el reactor R-201 la columna de destilación T-303.

El Documento III incluye uno de los Estudios con Entidad Propia del proyecto: el Estudio de Impacto Ambiental (E.I.A).

Finalmente, el presupuesto total de la planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno, elaborado teniendo en cuenta todos los costes que afectan a la puesta en marcha y al proceso continuo de producción, presentado en el Documento IV del presente proyecto.

En la segunda parte del proyecto, se presenta una copia de las fichas de seguridad de las sustancias involucradas en el proceso productivo, así como también el Pliego de Condiciones correspondiente para la materialización del mismo. Por otro lado, se incluye el Estudio de Seguridad y Salud, siendo este el segundo Estudio con Entidad Propia del presente proyecto.

3. Introducción

El benzaldehído, también conocido como aldehído benzoico es el aldehído aromático más sencillo y al mismo tiempo uno de los más importantes desde el punto de vista industrial. Se puede encontrar en forma de grado FCC o grado técnico, siendo este último el 68,5% de la producción mundial en 2016 y por tanto el más utilizado (1). Es posible encontrarlo en la naturaleza de forma no combinada, pero lo más común es que se presente de forma combinada en plantas, siendo la amigdalina la fuente principal de benzaldehído en la naturaleza, donde se encuentra como un glucósido presente en las almendras amargas, cuyo olor característico viene dado por la presencia de este compuesto, formado por la hidrólisis de la amigdalina. Se trata de un compuesto orgánico incoloro o con aspecto amarillento y con un olor muy característico a almendras amargas, el cual hace que sea un compuesto muy utilizado en la producción de perfumes y uno de los principales componentes de los aceites esenciales de frutas, entre muchas otras aplicaciones. (2)

La fórmula molecular desarrollada del benzaldehído o ácido benzoico se muestra en la Figura 1.

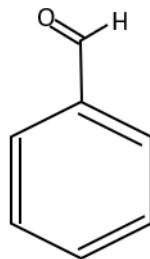


Figura 1. Fórmula molecular del benzaldehído. Fuente: elaboración propia

A la hora de identificar este compuesto en la industria y en el mercado, debe hacerse en base a la nomenclatura IUPAC, al número de registro CAS y a su fórmula molecular simplificada tal y como se indica en la Tabla 1.

Tabla 1. Identificación de la sustancia. Fuente: elaboración propia

Nomenclatura IUPAC	Benzaldehído
Familia química	Aldehído
Número de registro CAS	100-52-7.
Fórmula molecular	C ₆ H ₅ CHO

En 20 años, el mercado del benzaldehído experimentó un salto considerable y en el año 1983 la mayor área de producción de benzaldehído era Europa occidental, seguida de los Estados Unidos y de Japón, cuyas capacidades de producción aproximadas para dicho año se muestran en la Tabla 2. (2)

Tabla 2. Capacidades de producción en 1983. Fuente: Adaptado de: (2)

Área	Capacidad de producción, t
Europa occidental	14000
Estados Unidos	7000
Japón	3500

3.1 Propiedades físicas y termodinámicas

En la Tabla 3 se recogen las principales propiedades físicas y termodinámicas del benzaldehído.

Tabla 3. Propiedades físicas y termodinámicas del benzaldehído. Fuente: Adaptado de (3) (4)

Estado físico	Líquido
Color	Incoloro-amarillo claro
Olor	Almendras amargas
Índice de refracción a 25°C	1,5428
Punto de ebullición a 1 atm, °C	179
Punto de fusión a 1 atm, °C	-26
Densidad a 20°C, kg·m ⁻³	1050
Calor específico, J·mol ⁻¹ ·K ⁻¹	0,1778
Calor de combustión, kJ·mol ⁻¹	3.525,1
Calor latente de vaporización a 179°C, J·mol ⁻¹	38,415
Entalpía de formación a 25°C, kJ·mol ⁻¹	-36,819
Energía de Gibbs a 25°C, kJ·mol ⁻¹	22,384
pH a 20°C	5,9
Peso molecular, g·mol ⁻¹	106,12
Solubilidad en agua a 20°C, %	0,3-0,6
Tensión superficial a 20°C, N·m ⁻¹	0,04
Viscosidad dinámica a 25°C, Pa·s	1,4·10 ⁻³
Presión de vapor a 20°C, Pa	130
Densidad del vapor	3,66

Además, también se dispone de datos sobre las constantes críticas asociadas a dicha sustancia, mostrados en la Tabla 4.

Tabla 4. Constantes críticas del benzaldehído. Fuente: Adaptado de (3)

T _c , °C	422
d _c , kg·m ⁻³	330
P _c , Pa	4649804,3
v _c , m ³ ·mol ⁻¹	3,22E-4
z _c	0,259

3.2 Propiedades químicas

El benzaldehído se comporta químicamente de forma muy similar a los aldehídos alifáticos, pero con un grupo carbonilo un poco menos reactivo debido a los electrones π que se encuentran en el sistema

de resonancia del anillo aromático, de ahí que el benzaldehído no sufra reacciones de polimerización ni dé lugar a la formación de compuestos cíclicos, como ocurre con otro tipo de aldehídos. (2)

Las reacciones en las que puede intervenir el presente producto son de distintos tipos: (2) (4)

Reacciones de oxidación. El átomo de hidrógeno del grupo aldehído, cuando se pone en contacto con compuestos como el óxido de cromo (VI), el aire o el ácido nítrico, se oxida rápidamente a un grupo -OH dando lugar a ácido benzoico.

Síntesis de Strecker. Dicho mecanismo es muy conocido en la síntesis de aminoácidos. En el caso del benzaldehído, al reaccionar en medio acuoso con cianuro de hidrógeno en presencia de amoníaco, se obtiene un amino nitrilo intermedio que al saponificar da lugar a DL-2-fenilglicina.

Reacciones de reducción. La reducción o hidrogenación del benzaldehído da lugar a productos de gran interés en función de las condiciones de operación empleadas, tal y como son el dibenciléter, el estilbena, la benzoína, el tolueno, el metilciclohexano o el bencilalcohol.

Reacción de Cannizzaro. Este tipo de reacción es muy común en los aldehídos que no poseen átomos de hidrógeno del tipo α , como es el caso del benzaldehído. Este, sufre una oxidación y una reducción en presencia de hidróxido de sodio o potasio para formar ácido benzoico y alcohol bencilico.

Reacciones de cloración. El cloro sustituye al hidrógeno del grupo aldehído para dar como producto el cloruro de benzoílo.

Reacciones de condensación. Al igual que los aldehídos alifáticos, participa en gran variedad de reacciones de condensación con compuestos orgánicos que poseen átomos de hidrógeno activos y que también poseen un importante papel en la industria química.

Sustitución electrofílica del núcleo aromático. En el caso de reacciones de cloración, sulfonación y nitración estas ocurren preferiblemente en posición meta.

3.3 Propiedades fisiológicas

Para determinar las propiedades fisiológicas y toxicológicas, la mayor parte de los ensayos realizados son sobre animales, principalmente conejos, cerdos y ratas, siendo muy escasa la información obtenida directamente de ensayos sobre humanos. El benzaldehído es un compuesto químico generalmente reconocido como seguro (GRAS por sus siglas en inglés) por la Administración de Alimentos y Medicamentos de los Estados Unidos (FDA por sus siglas en inglés) para su utilización como aditivo alimenticio, clasificándose como un compuesto de toxicidad moderada al ser ingerido. (5)

Los principales efectos adversos asociados al contacto con esta sustancia son la irritación y lesiones oculares desencadenadas por los vapores que desprende, los problemas en las vías respiratorias que en dosis de consumo tóxicas incluso pueden llevar a la muerte y la irritación sobre la piel con sensación de ardor y picazón, asociada en muchas ocasiones a las reacciones alérgicas que algunos individuos pueden experimentar. Además, en el caso de ingerir dosis tóxicas por encima de lo habitual, podrían darse casos de inactividad, depresión, disminución en el tono muscular, temblores, convulsiones o incluso llegar al coma. (5)

En diferentes ensayos in vitro con animales no se observaron indicios de carcinogenicidad, mientras que el carácter citotóxico y anti proliferativo del benzaldehído lleva asociada una acción terapéutica como sustancia inhibidora de células cancerígenas en líneas celulares primarias de mamíferos. En lo referente a la genotoxicidad y a la mutagenicidad, únicamente se registraron algunos casos de

anomalías cromosómicas y ligeros daños en el material genético durante ensayos in vitro con animales, mientras que en humanos todavía no se registró ningún escenario, no pudiendo fijar un potencial de genotoxicidad y declarando el benzaldehído como compuesto de mutagenicidad negativa en los ensayos de Salmonella llevados a cabo por el Programa de Toxicología Nacional en el año 1988. Con respecto a los efectos de exposición e inhalación en humanos, los datos de exposición a corto plazo registrados no son suficientes para fijar un valor de concentración máxima tolerable de dicho agente químico en el lugar de trabajo (valor MAK) ni designar el benzaldehído como un compuesto sensibilizante para el ser humano. (5)

4. Estudio de mercado

A continuación, se analizarán los datos del mercado del producto principal, así como el de los reactivos y productos que forman parte del proceso. Se analizará la tendencia de sus precios en el mercado y los principales productores de cada sustancia, con ánimo de tener esto en cuenta a la hora de calcular la viabilidad técnica y económica del proyecto.

4.1 Benzaldehído

El benzaldehído es el producto principal de la planta de producción que abarca el presente proyecto, de ahí la importancia de abordar algunos aspectos relacionados con su mercado.

4.1.1 Estudio de las aplicaciones

En la Figura 2 se muestra una proporción de las principales aplicaciones del benzaldehído en el año 2020 (6). De entre todas las aplicaciones anteriormente mencionadas para el benzaldehído, y según estudios de mercado, se puede concluir que aproximadamente el 41% de la producción mundial se destina a la producción de sustancias aromatizantes y saborizantes, incluyéndose aquí la industria alimentaria donde se emplea principalmente como potenciador y modificador del sabor y el aroma de los productos.

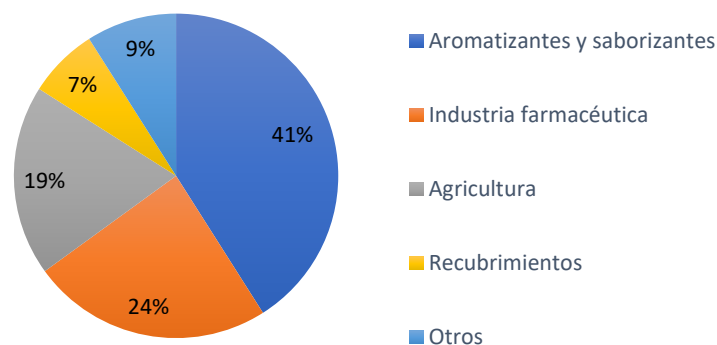


Figura 2. Aplicaciones del benzaldehído en el año 2020. Fuente: Adaptado de (6)

Otras de las aplicaciones más destacadas, para las cuales se emplea una cantidad relevante del total producido, es la industria farmacéutica, donde se usa para la síntesis de una gran variedad de medicamentos y preparados, y la industria agrícola, por su aplicación para la manufactura de compuestos fertilizantes capaces de mejorar el rendimiento del terreno y de los cultivos, cada día más valorados por parte del mercado. En el caso de la fabricación de recubrimientos y otros usos como

plastificante, disolvente o su utilidad en la síntesis de otros compuestos orgánicos, la demanda es menor y por tanto el porcentaje de aplicación es más bajo.

4.1.2 Producción y consumo

En 1994, el consumo de benzaldehído a nivel mundial era de 13.000 millones de toneladas, de las cuales aproximadamente 64.000 millones de toneladas se destinaban de forma directa o indirecta a la industria saborizante y cosmética (7). Actualmente, y según datos proporcionados por la ECHA, solamente en la comunidad económica europea, el consumo de benzaldehído está entre 10.000 y 100.000 toneladas anuales, siendo, junto con América del Norte, el área que mayor cantidad de benzaldehído demanda a nivel mundial, al contrario que África y Oceanía, donde la escasa actividad industrial dependiente de este producto hace que la demanda y el consumo sean mínimos.

En lo relacionado a la producción, es en la región de Asia Pacífico, principalmente en China y la India, donde se localizan las mayores plantas productoras de benzaldehído y, por lo tanto, desde las cuales se abastece la mayor parte de la demanda de dicho producto para sus diversas aplicaciones. También existe una importante actividad productora en algunos países europeos como es el caso de los Países Bajos y en los Estados Unidos, donde se localizan algunas de las empresas líderes en este sector. En rasgos generales, es Emerald Kalama Chemical, localizada en Estados Unidos, la empresa que lidera la producción mundial de benzaldehído y Hubei Kelin Bolun New Materials Co. Ltd, la mayor empresa productora de benzaldehído libre de cloro en China con capacidades de producción de aproximadamente 30.000 t·año⁻¹. (8)

4.1.3 Exportaciones e importaciones

En la Figura 3 se muestran las principales exportaciones mundiales de benzaldehído. Según los estudios más recientes, que datan del año 2017, las exportaciones mundiales de benzaldehído mueven un total de 80,4 millones de dólares, siendo Asia el continente que lidera el 48% de dichos movimientos, seguido del continente europeo con un 44% de las exportaciones mundiales y de América del Norte con un porcentaje más bajo del 7,7%. El continente africano ocupa la última posición, con un porcentaje de exportación de benzaldehído a nivel mundial del 0,19%. En el caso de España, tiene un bajo porcentaje de exportación de en torno al 0,88%. (9).

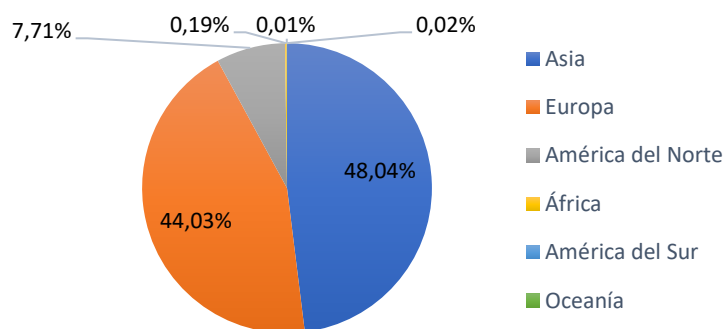


Figura 3. Exportaciones mundiales de benzaldehído. Fuente: Adaptado de (9)

Con respecto a las importaciones de benzaldehído en 2017, estas se asocian a un total de 80,4 millones de dólares y se distribuyen de forma más equitativa y con tendencia opuesta a las exportaciones, siendo Europa el mayor consumidor de este compuesto con un 42% del total, mientras que América del Norte y Asia se sitúan en las posiciones posteriores con porcentajes del 32% y del 26%, respectivamente. En

el caso de España, el porcentaje de benzaldehído importado del extranjero es considerablemente mayor que la cantidad exportada, tomando un valor del 3,5% de las exportaciones mundiales, tal y como se recoge en la Figura 4. (9)

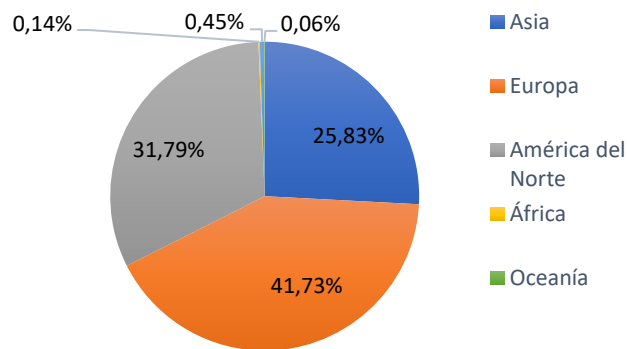


Figura 4. Importaciones mundiales de benzaldehído. Fuente: Adaptado de (9)

4.1.4 Empresas del sector

En la actualidad, existen diversas compañías localizadas en distintas áreas geográficas que se dedican a la producción de benzaldehído, tanto de forma exclusiva como en combinación con otros productos. Las principales empresas de este sector se muestran en la Tabla 5.

Tabla 5. Empresas dedicadas a la producción de benzaldehído. Fuente: elaboración propia

Empresa	Localización
Emerald Kalama Chemical	Estados Unidos
Valtris Speciality Chemicals	Estados Unidos
Ing. Petr Švec - PENTA s.r.o.	República Checa
Ineos Group Limited	Reino Unido
LANXESS	Alemania
Merck KGaA	Alemania
Axxence Aromatic GmbH	Alemania
Gujarat Alkalis and Chemicals Limited	India
Shimmer Chemicals Pvt. Ltd	India
Kadillac Chemicals Pvt. Ltd	India
Lianyungang Taile Chemical Industry Co. Ltd	China
Wuhan Dico Chemical Co. Ltd	China
Jiangsu Jiamai Chemical Co. Ltd	China
Haihang Industry Co. Ltd	China
Hubei Kelin Bolun New Materials Co. Ltd	China
Lihai Chemical Industry Co. Ltd	China

La mayor parte de las compañías dedicadas a la producción de benzaldehído se ubican principalmente en China e India, y en menor proporción en la zona de Alemania y Estados Unidos, pudiendo encontrar alguna empresa en la República Checa y en el Reino Unido. De ahí que el continente asiático sea el líder mundial en exportaciones de este producto. En el caso de España, no se conoce ninguna empresa dedicada a la producción de benzaldehído, lo que hace que las importaciones sean considerables para poder satisfacer las necesidades de producción asociadas a las muchas aplicaciones de las que dispone este compuesto en la industria.

4.1.5 Precios

El mercado del benzaldehído ha fluctuado a lo largo de los años, describiendo una tendencia de precios muy cambiante, con constantes subidas y bajadas, en algunas ocasiones incluso en cortos periodos de tiempo. En la Figura 5 se muestra como ha sido el patrón descrito por el precio de dicho compuesto en la década de los setenta, observándose una bajada muy brusca entre los años 1971 y 1973 en los cuales pasa de 800 \$/t a la mitad en un margen de dos años, para después volver a subir hasta alcanzar en torno a los 1400 \$/t entre 1974 y 1975.

Teniendo en cuenta valores más recientes, el precio del benzaldehído ha ido aumentando en gran medida en comparación con los valores más antiguos, de modo que en el año 1994 el precio del benzaldehído alcanzó valores entre 2094 \$/t y 2645 \$/t y, con el paso del tiempo, ha ido aumentando hasta llegar a un rango de precio entre 2645 \$/t y 2755 \$/t en el año 2000 (10). En años posteriores, el precio disminuyó considerablemente hasta los 2116 \$/t en el año 2012, para volver a aumentar hasta aproximadamente 2191 \$/t en 2016, situándose en los 2608,09 \$/t en el año 2020, equivalentes a 2326, 22 euros por tonelada. (1)

Según las previsiones de futuro para dicho mercado, se espera que el coste del benzaldehído tienda a aumentar en el continente americano y en Europa y sufra leves descensos en el mercado asiático y en Oceanía. Esto puede ser un claro indicativo de que la producción va a seguir aumentando en Asia y se va a ver reducida en Europa y América, de modo que la alta demanda frente a la escasa oferta tienda a aumentar los precios de venta por tonelada de producto. (11)

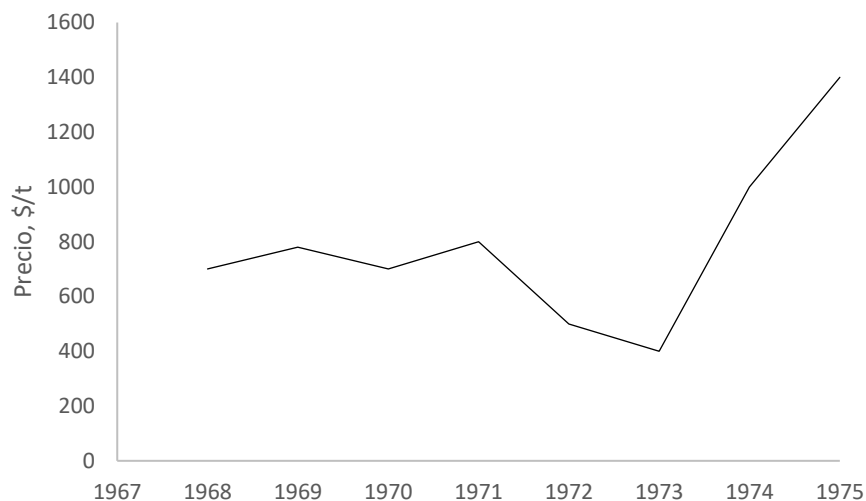


Figura 5. Tendencia de precios del benzaldehído en la década de los setenta. Fuente: adaptado de (3)

4.2 Tolueno

El tolueno es la materia prima principal para la producción de benzaldehído por medio del proceso de oxidación directa. Por ello, es importante tener una visión general de las áreas con mayor actividad exportadora e importadora, además de conocer la tendencia de precios que sigue la comercialización del compuesto.

4.2.1 Exportaciones e importaciones

En base a las estadísticas mundiales más recientes, enmarcadas en el año 2017, las exportaciones de tolueno a nivel mundial llevan asociadas un total de 2,23 billones de dólares a nivel mundial y están lideradas por Asia con más de la mitad de los movimientos (63%). A continuación, le sigue Europa con un 29% del total y América del norte con el 5,6%. Con menor actividad se sitúan Sudamérica (con un 2,6%), el continente africano y el área de Oceanía, donde el comercio del tolueno apenas mueve capital en comparación con los anteriormente mencionados. En el caso de España, el comercio de tolueno, con un 2,4% de participación no es de los más fuertes. (12). Todos los datos anteriormente mencionados se recogen de manera sintetizada en la Figura 6.

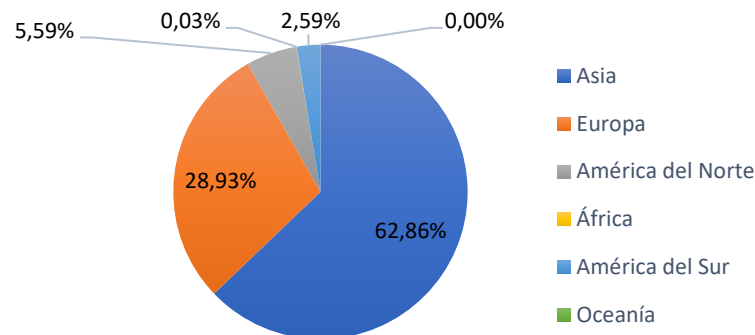


Figura 6. Exportaciones mundiales de tolueno. Fuente: Adaptado de (12)

Las importaciones mundiales de tolueno, implican 2,23 billones de dólares en el año 2017 y siguen una tendencia muy similar a las exportaciones, tal y como se muestra en la Figura 7, siendo la principal diferencia el aumento de la participación en continentes donde la actividad exportadora es muy escasa, como es el caso de Norteamérica, que hizo disminuir las importaciones por parte del territorio europeo. En este caso, sigue siendo Asia quien encabeza los movimientos con un porcentaje de importación del 64%, seguida de Europa con un 20% y de América del Norte que abarca el 13% del total.

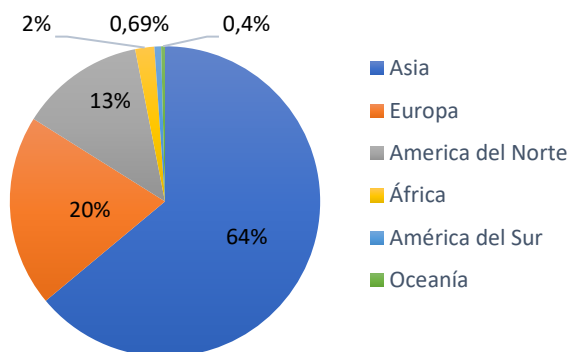


Figura 7. Importaciones mundiales de tolueno. Fuente: Adaptado de (12)

Por otro lado, la actividad importadora es mayor a la exportadora en África (2%) y Oceanía (0,40%) es inferior en el caso de Sudamérica, con una participación del 0,69%. En el caso de España las importaciones representan el 0,43% del mundial. (12).

4.2.2 Precios

El precio del tolueno ha sufrido numerosas oscilaciones a lo largo de la historia, en función del precio cambiante del petróleo crudo y la gasolina, de forma que, por lo general, ha ido aumentando con los años. En el año 2006, el precio del tolueno rondaba entre 594,3 \$/t y 628,7 \$/t, (13) mientras que dos años más tarde, en el 2008, ya estaba entre 924,6 \$/t y 964,23 \$/t dependiendo del mes, siendo este valor uno de los más altos alcanzados por dicho compuesto. (14)

En la Figura 8, se puede observar cómo ha sido la evolución en el precio del tolueno en años más recientes, observándose un aumento progresivo entre finales del año 2017 y mediados del año 2018, en los que el tolueno pasa desde aproximadamente 600 \$/t a mediados del 2017 hasta superar los 800 \$/t en Junio del 2018, reduciéndose en los meses siguientes debido a una leve disminución en la demanda por parte de los países europeos. (15)



Figura 8: Evolución en los precios de tolueno. Fuente: (15)

Actualmente, en el año 2020 el precio del tolueno ha experimentado un leve descenso en comparación con los datos del 2018, situándose en torno a los 513 \$/t, equivalentes a unos 457,34 €/t. (16)

4.3 Ácido acético

El ácido acético se adquiere y se introduce al proceso productivo para garantizar que las reacciones de oxidación transcurren en medio ácido y para facilitar la solubilidad de reactivos y productos. Por ello, es importante tener una visión general de las áreas con mayor actividad exportadora e importadora, además de conocer la tendencia de precios que sigue la comercialización del compuesto.

4.3.1 Exportaciones e importaciones

En base a las estadísticas mundiales más recientes enmarcadas en el año 2018, las exportaciones de ácido acético a nivel mundial llevan asociadas un total de 2,79 billones de dólares y están lideradas por Estados Unidos con el 21,1% de los movimientos. A continuación, le sigue China con un 15,4% del total, Bélgica-Luxemburgo con el 12,9%, Malasia con el 10,9% y Reino Unido con el 9,43%. Con menor actividad, se sitúan otros países como Singapur (9,32%), Corea del Sur (4,14%) y Arabia Saudita (1,12%), siendo la actividad exportadora de los países restantes inferior al 1% y, por tanto, prácticamente insignificante. En la Figura 9 se puede ver el porcentaje de exportación de ácido acético en los principales países exportadores.

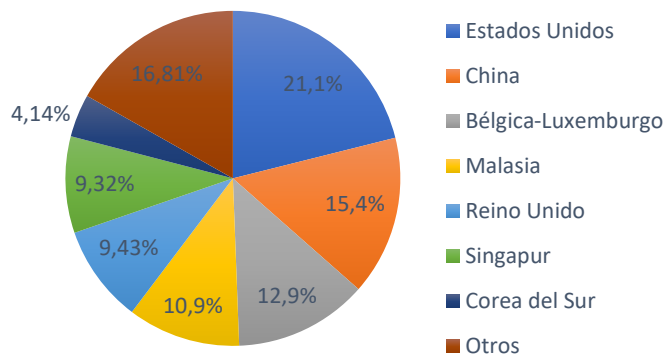


Figura 9. Exportaciones mundiales de ácido acético. Fuente: Adaptado de (17)

Las importaciones mundiales de ácido acético implican 828 millones de dólares en el año 2018 con Alemania a la cabeza de los movimientos, representando el 36,6% del total, seguido de Bélgica-Luxemburgo (17,7%), Países Bajos (10,8%) y Polonia (6,44%). Los demás países que conforman la geografía mundial tienen una baja participación en los movimientos de importación de ácido acético, como es el caso de Italia (3,71%), España (2,79%), Francia (2,75%), Portugal (2,43%), Ucrania (2,35%) y muchos otros, con porcentajes que apenas sobrepasan o no llegan a alcanzar el 1% del total. En la Figura 10 se muestran los porcentajes de importación de los países con una actividad más relevante.

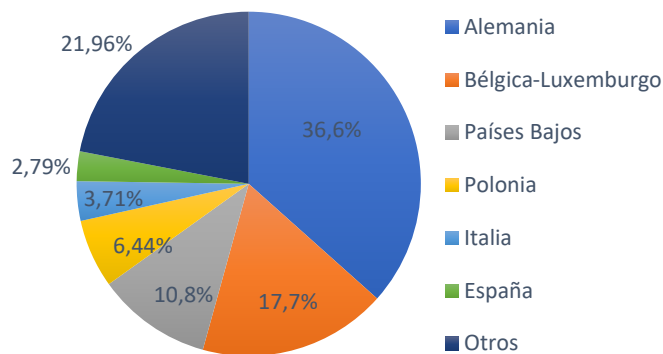


Figura 10. Importaciones mundiales de ácido acético. Fuente: (17)

4.3.2 Precios

En la Figura 11 se muestra de forma visual la tendencia de precios que ha ido describiendo el ácido acético en los últimos dos años, donde se ve un claro descenso del precio con el paso del tiempo. A principios del año 2018 el precio del ácido acético se mantenía estable en torno a los 750\$/t. Sin embargo, dicho precio alcanzó su máximo valor en verano del año 2018, pasando de aproximadamente 890 \$/t a un precio en torno a los 450 \$/t a principios del año 2019.

Actualmente, en el año 2020, el precio del ácido acético ha experimentado un descenso considerable con respecto a años anteriores situándose en 388,79 \$/t, equivalentes a unos 346,98 €/t.

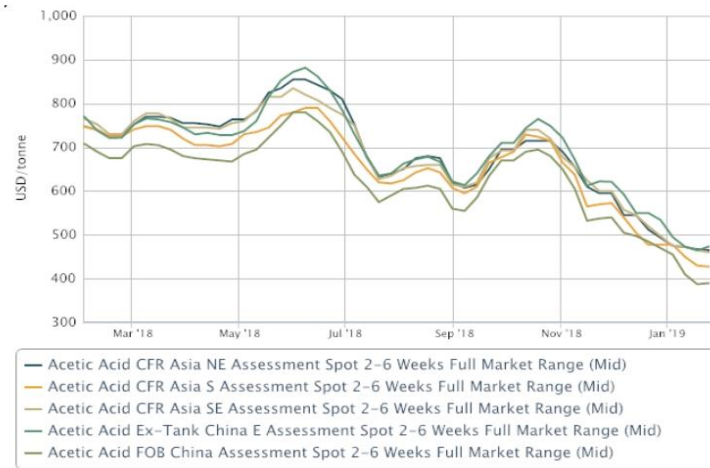


Figura 11: Evolución en los precios del ácido acético. Fuente: (19)

4.4 Ácido benzoico

La producción de benzaldehído por oxidación de tolueno, además del producto principal, también da lugar a otros productos secundarios de gran interés industrial y económico como es el caso del ácido benzoico, cuyo mercado podría estudiarse para poder comercializarlo y ayudar a la economía de la planta.

4.4.1 Estudio de las aplicaciones

Tal y como se muestra en la Figura 12, en los últimos años, casi la mitad del ácido benzoico producido se destina a la fabricación de plastificantes de benzoato, que actualmente están en auge por las normativas medioambientales que afectan a muchos otros tipos de plastificantes y que hace que sea necesario sustituirlos por estos otros. En segundo lugar, con el 26% del total de aplicaciones asociadas al compuesto en cuestión, se sitúa la síntesis de benzoatos de sodio y potasio por su gran variedad de aplicaciones en la industria. Por último, en tercera posición, se encuentra la síntesis de cloruro de benzoílo para la fabricación de otros productos como por ejemplo los tintes. La utilización del ácido benzoico para la fabricación de resinas alquídicas y de otros benzoatos como el de n-butilo no está tan extendida, con porcentajes de aproximadamente el 3% y el 2%, respectivamente, al igual que la síntesis de productos cosméticos, medicamentos, detergentes líquidos, emulsiones o conservantes que, a pesar de constituir importantes ramas de aplicación para el ácido benzoico, no llegan a ser tan significativas como otras de sus finalidades, representando en su conjunto el 8% del total de las aplicaciones. (14)

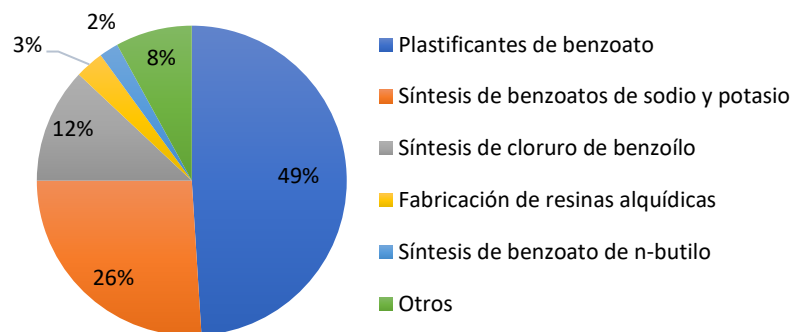


Figura 12. Principales aplicaciones del ácido benzoico. Fuente: Adaptado de (14)

4.4.2 Producción y consumo

La demanda global de ácido benzoico ha ido aumentando progresivamente con el descubrimiento y desarrollo de nuevas aplicaciones y con el transcurso de los años, pasando de un total de 64.000 t en el año 2006 a 69.900 t en el 2011 (14). En el 2014, el tamaño mundial del mercado de ácido benzoico se estimó en más de 480.000 toneladas y se espera que supere las 620.000 toneladas en el año 2023, con ganancias superiores al 3,2% entre dichos años (18). En la Figura 13 se muestran los principales países consumidores de esta sustancia.

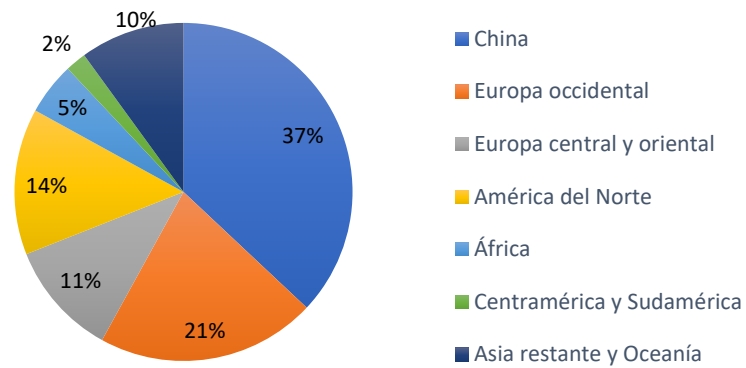


Figura 13. Consumo mundial de ácido benzoico en 2017. Fuente: Adaptado de (19)

En el año 2017, los principales consumidores de ácido benzoico en el mundo fueron China, América del Norte y Europa occidental, representando casi las tres cuartas partes del total y utilizándose mayoritariamente en la producción de benzoatos de sodio y potasio, para los cuales China ocupa el papel de mayor productor y consumidor a nivel mundial en los últimos años. En Europa central y oriental, así como en Oceanía y en el resto de China, el consumo de ácido benzoico también es significativo, al contrario que en el continente africano, América central y Sudamérica, donde el consumo es muy reducido en comparación con otras zonas (19).

Los principales productores se sitúan en China y en Estados Unidos, siendo Emerald Kalama uno de los principales productores a la que le sigue Velsicol Chemical LLC cuyas capacidades de producción en el año 2008 eran de 95.254 t/año y 34.000 t/año, respectivamente. En la actualidad, la capacidad estadounidense de producción de ácido benzoico es de 139.000 t/año (20).

4.4.3 Exportaciones e importaciones

Según datos del año 2017, las exportaciones de ácido benzoico suponen un total de 538 millones de dólares en todo el mundo y están encabezadas por el continente europeo con un el 61% del total, al que le sigue Asia con el 29% y Norteamérica en tercer lugar con el 9,7% de la actividad exportadora a nivel mundial, mientras que con una menor participación se sitúan Sudamérica (0,24%) África (0,14%) y Oceanía con un 0,028% de las exportaciones. España se sitúa con un 0,5% de las exportaciones. (21). Todos los datos de exportaciones anteriormente mencionados se sintetizan en la Figura 14.

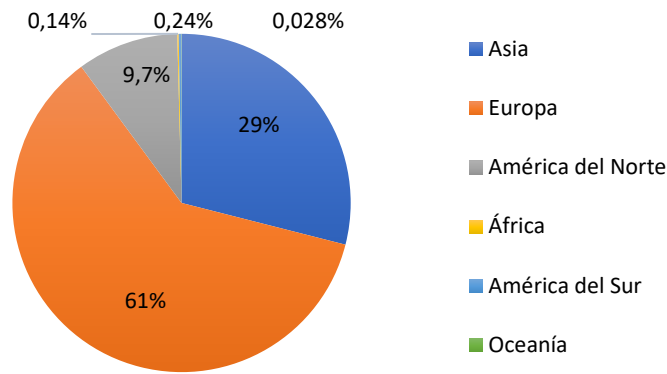


Figura 14. Exportaciones mundiales de ácido benzoico. Fuente: Adaptado de (21)

Las importaciones de ácido benzoico en el año 2017 tienen un valor monetario de 538 millones de dólares y, al igual que las exportaciones, tal y como se muestra en la Figura 15, están lideradas por Europa con un 45% del total, situándose Asia en segunda posición con un 27% y América del Norte en el tercer puesto con el 19% de los movimientos a nivel mundial, mientras que otros continentes como América del Sur (5,1%), África (2,5%) y Oceanía (0,78%) poseen niveles de participación bastante inferiores. El hecho de que Europa y Asia ocupen las primeras posiciones en las exportaciones de ácido benzoico puede estar relacionado con la industria del benzaldehído, cuyas exportaciones siguen la misma tendencia, y en la cual puede obtenerse como producto secundario. En el caso de España las importaciones de ácido benzoico representan el 1,8% de los movimientos globales, superando a las exportaciones, ya que al no disponer de plantas que se dediquen a la producción de dicho compuesto, es necesario importarlo para su utilización en otras áreas de la industria. (21).

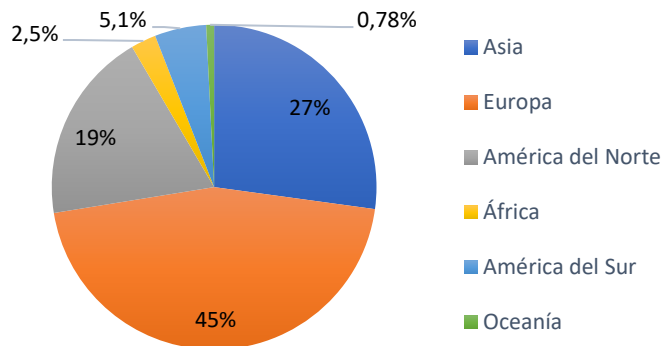


Figura 15. Importaciones mundiales de ácido benzoico. Fuente: adaptado de (21)

4.4.4 Empresas del sector

Algunas de las empresas mencionadas en la Tabla 5 para la producción de benzaldehído también se encargan de comercializar el ácido benzoico producido.

Son, por ejemplo, Emerald Kalama Chemical (Estados Unidos), Merck KGaA (Alemania), Wuhan Dico Chemical Co. Ltd (China), Jiangsu Jiamai Chemical Co. Ltd (China) y O Hubei Kelin Bolun New Materials Co. Ltd (China), siendo las dos primeras unos de los principales competidores en el mercado de dicho producto. Además, en la Tabla 6 se recogen algunas de las principales empresas orientadas a la producción de ácido benzoico, la gran mayoría localizadas en la India y en los Estados Unidos. (22)

Tabla 6. Empresas dedicadas a la producción de ácido benzoico. Fuente: elaboración propia

Empresa	Localización
Huangshi Taihua Industry and Science Develop Co. Ltd.	China
The Chemical Company	Estados Unidos
Sinteza SA	Rumanía
Velsicol Chemical LLC	Estados Unidos
Eastman Chemical Company	Estados Unidos
Chemcrux Enterprises Ltd	India
Hemadri Chemicals	India
Shri Hari Chemicals Trading	India
Pat Impex	India
IG Petrochemicals Ltd	India

4.4.5 Precios

El precio del ácido benzoico ha sufrido cambios progresivos a lo largo de los años, tendiendo a subir al aumentar el número de aplicaciones relacionadas con dicho producto y, por lo tanto, la demanda de este. De esta forma, tal y como se puede ver en la Figura 16, entre los años 2002 y 2007 el coste en los Estados Unidos ha pasado de 1102 \$/t a 1830 \$/t con un aumento lineal y pronunciado especialmente entre 2003 y 2005, para después seguir subiendo de forma más moderada hasta el año 2007.

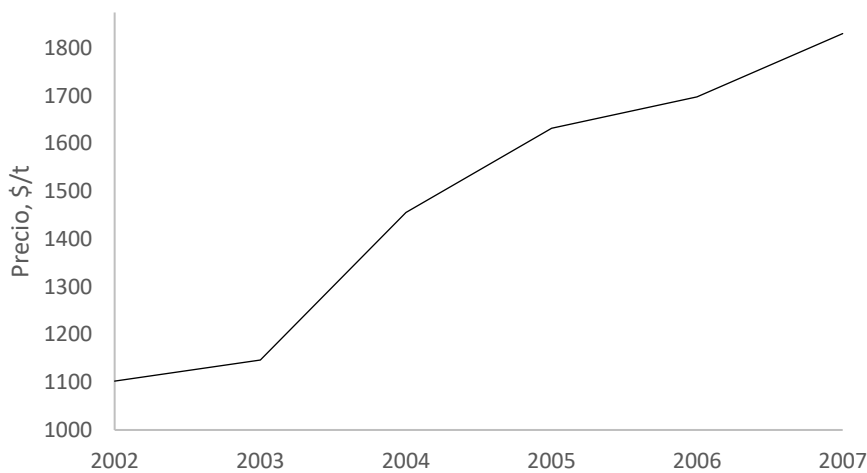


Figura 16. Evolución del precio del ácido benzoico entre 2002 y 2007. Fuente: Adaptado de (14)

Según datos más recientes, en la Figura 17 se evalúa el perfil del precio del ácido benzoico entre septiembre del 2018 y marzo del 2019, observándose que, hasta el mes de octubre, el precio se mantuvo constante en 1157 \$/t, para después experimentar un aumento brusco en el mes de noviembre, donde alcanzó los 1250 \$/t. A partir de entonces, el coste del ácido benzoico empezó a disminuir notablemente hasta los 900 \$/t en enero del 2019, siendo este el precio más bajo registrado en los últimos meses.

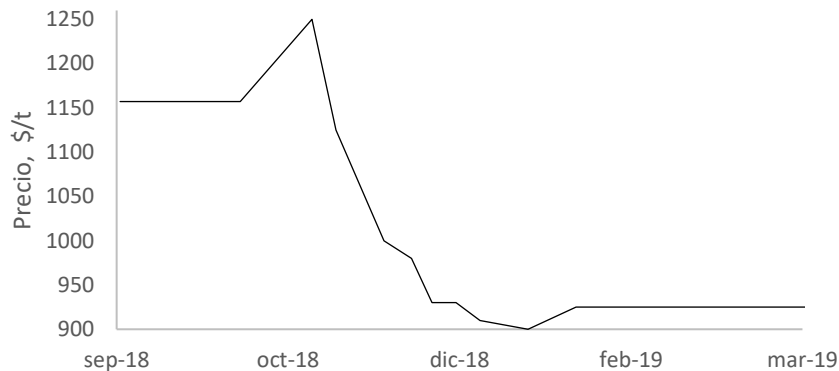


Figura 17. Evolución del precio del ácido benzoico en los últimos años. Fuente: adaptado de (23)

Desde marzo del 2019 hasta la actualidad, el coste es de aproximadamente 925 \$/t, lo cual equivale a 833 €/t. De todos modos, se espera que aumente en los próximos años a causa del futuro aumento en la demanda para su creciente aplicación (23).

4.5 Perspectivas de futuro

Con la mejora progresiva de la calidad de vida, el aumento de la población y la renta, y el cambio que se está experimentando en los hábitos de consumo, se prevé que en los próximos años el consumo de benzaldehído por sus diversas aplicaciones y la de sus derivados se vuelva cada vez mayor, principalmente por parte del mercado de saborizantes y fragancias. En este, según análisis de mercado realizados recientemente, se espera un valor de 30 billones de dólares antes del año 2025. Además, en los últimos años, el benzaldehído ha experimentado una fuerte demanda para la producción de fármacos descongestionantes como la pseudoefedrina. También, en este mismo sector, se espera un fuerte aumento en la demanda de benzaldehído para la producción de antihipertensivos, lo cual se debe principalmente al aumento en el ritmo de vida que en muchas ocasiones pone en riesgo la salud de las personas. (11)

Como resultado de la rápida urbanización, la cantidad de tierras agrícolas por persona se están volviendo cada vez menores y, por lo tanto, la necesidad y el consumo de fertilizantes agrícolas para mejorar la fertilidad y productividad de la tierra cultivada es cada vez más elevado, de forma que en el año 2016 dicho mercado fue valorado en todo el mundo en más de 200.000 millones de dólares. Dado que gran parte de estos productos utilizan el benzaldehído en su proceso productivo, se espera un crecimiento considerable en la demanda por parte del sector agrícola. Cabe mencionar también el aumento esperado en la demanda de recubrimientos y colorantes asociados a un aumento en los requerimientos de producción de benzaldehído, por ser dicha industria una de sus múltiples aplicaciones. (18)

La producción y comercialización de ácido benzoico como producto secundario de este mismo proceso también es una buena vía para incorporarse al mercado, ya que las previsiones apuntan a un futuro favorable para dicho producto con una tasa anual de crecimiento del 5,5% para su aplicación en benzoato de sodio y potasio, esperándose que la disponibilidad de tolueno empleado como materia prima para abastecer las necesidades de producción de ambos productos no sea un problema. Sin embargo, esto sí lo puede llegar a ser desde el punto de vista de la producción tanto de ácido benzoico como de benzaldehído, el aumento en el precio de la operación del proceso, dado que es una materia

prima muy numerosa en el proceso. Además, con el aumento de los sueldos y de la calidad de vida en la mayor parte de los países, se espera que el consumo de ácido benzoico aumente para su aplicación en cosmética y productos de cuidado personal, al igual que la demanda destinada a la industria de plastificantes y conservantes alimentarios, cuyo aumento se debe principalmente al estilo de vida tan agitado en regiones como América del Norte y Europa, el cual hace que cada vez se recurra más al consumo de bebidas y alimentos envasados. Según las previsiones de futuro realizadas y en base a normativas medioambientales que afectan a distintos productos e industrias, también se espera una tasa anual de crecimiento del 3,6% entre 2017 y 2022 en la fabricación de plastificantes de benzoato fabricados a partir de dicho compuesto, cuyo objetivo es sustituir los plastificantes de ftalato, así como alcanzar un aumento considerable en la industria de producción de fenol. (19)

5. Emplazamiento

El emplazamiento de una instalación industrial debe ser seleccionado con minuciosidad de acuerdo con diversos factores. A continuación, se explicará detalladamente el razonamiento tenido en cuenta para seleccionar la localización de la planta de producción de benzaldehído que abarca el presente proyecto.

5.1 Selección del emplazamiento

La localización de una planta es un factor directamente relacionado con la viabilidad y rentabilidad de esta. Por ello, es necesario considerar una serie de factores a la hora de ubicarla en una zona u otra.

Uno de los principales factores para tener en cuenta es la localización de la planta cerca de los puntos de venta y de los puntos de adquisición de las materias primas a emplear en el proceso, tratando de reducir lo máximo posible los costes de transporte que suponen dichos traslados. Además, relacionado con el transporte, también es de gran interés situar la instalación en un área próxima, por lo menos, de dos de los principales medios de transporte, siendo estos el transporte marítimo, carretera, ferrocarril o vía navegable, así como en las proximidades de un aeropuerto por su utilidad para el transporte de equipos, personal u otros recursos necesarios para la planta (24).

Por otro lado, la disponibilidad de mano de obra tanto cualificada como no cualificada en las proximidades y el abastecimiento de servicios auxiliares, principalmente de agua y energía, son aspectos a favor. De esta forma, no será necesario recurrir a trabajadores y recursos provenientes de zonas más alejadas, con todos los gastos que esto supone.

Con respecto al terreno, debe ser plano, bien drenado, y debe contar con unas características de soporte de cargas adecuadas. Sería deseable disponer de un área lo suficientemente extensa para la operación de la planta y sus posibles ampliaciones futuras, procurando seleccionar una zona donde el clima no suponga un problema con condiciones climáticas adversas que puedan aumentar los costes, como puede ser el caso de áreas expuestas a grandes vientos o a temperaturas muy bajas que, por lo general, requieren refuerzos y aislamientos adicionales.

Adicionalmente, es importante evaluar una serie de consideraciones políticas, estratégicas y relacionadas con la comunidad local, que en muchas ocasiones muestran una actitud de rechazo frente a la implantación de nuevas actividades industriales. Esta, puede estar relacionada con el impacto ambiental y las alternativas de eliminación de los efluentes reguladas por estándares y normativas locales, a tener en cuenta a la hora de elegir el emplazamiento (24).

Teniendo en cuenta los aspectos mencionados, se decide situar la planta en el área de El Fresno, situada en Los Barrios, provincia de Cádiz. Esta selección, se debe principalmente a las buenas comunicaciones, a la disponibilidad de terreno y a la proximidad con la Refinería Gibraltar-San Roque perteneciente a la Compañía Española de Petróleos S.A (CEPSA) situada a 27 km y desde la cual se puede adquirir tolueno como materia prima a la pureza requerida por el proceso. En la Figura 18 se localiza el área de El Fresno en la geografía española.



Figura 18: Localización del área de El Fresno en España. Fuente: (25)

5.2 Características del polígono

El polígono industrial mencionado debe estar dotado de unas características concretas, las cuales se detallan a continuación.

5.2.1 Situación

El área de El Fresno dispone de una superficie total aproximada de 140.000 m² operativa desde el año 2015 y gestionada por la Zona Franca de Cádiz. La parcela seleccionada aparece destacada en la Figura 19 y dispone de una superficie aproximada de 45.700 m². (25) (26)



Figura 19. Parcela seleccionada. Fuente: (25)

5.2.2 Comunicación

El acceso al área de El Fresno en Los Barrios (Cádiz) se sitúa en el enlace de la autovía del Mediterráneo (A7) y la autovía Jerez-Los Barrios (A-381). Además, se encuentra próxima al puerto de Algeciras, y con posibilidades de acceder a la red ferroviaria española, permitiendo una buena red de comunicaciones (26).

5.2.2.1 Red viaria

La parcela se encuentra próxima a la carretera nacional N-340 que une Cádiz con Barcelona y a la N-357 para el acceso al puerto de Algeciras. También tiene acceso a la carretera comarcal C-440 de Jerez a Algeciras, y a carreteras autonómicas como la A-405 entre Málaga y Cádiz o la A-383 que conecta Gibraltar con la Línea de la Concepción. Además, está próxima a redes locales entre la parcela y

diferentes áreas de la provincia y comunicada con autovías como la A-381 o la A7 que permiten llegar desde Los Barrios a Jerez de la Frontera y Gibraltar en un tiempo aproximado de 1 hora y 20 minutos, respectivamente (25).

5.2.2.2 Red marítima

La comunicación marítima destaca principalmente por la proximidad de El Fresno con el puerto Bahía de Algeciras, situado a 9 km y al cual se puede llegar en un tiempo de 14 minutos por la N-357. Dicho puerto, es muy conocido por su gran actividad de carga y descarga de graneles y en el cual los petroleros de la Refinería Gibraltar-San Roque de CEPSA tienen una importante participación (25) (27).

El puerto de Tarifa, situado a una distancia de 27,3 km y a 29 min por la N-340 y la autovía del Mediterráneo (A7) es más pequeño que el de Algeciras y destaca principalmente por ser la principal vía de embarque de pasajeros hacia Marruecos (25) (28).

5.2.2.3 Red ferroviaria

A una distancia de 6,4 km, se encuentra la estación de ferrocarril de Algeciras y a 9,8 km la estación de San Roque-La Línea, a las que se puede llegar por la A7 en un tiempo aproximado de 12 minutos. Ambas, tienen una importante línea de mercancías gestionada por Renfe Mercancías S.A, que ofrece servicios de transporte para diversos tipos de productos, entre los que se incluyen combustibles y productos químicos (25) (29).

5.2.2.4 Red aérea

El aeropuerto más cercano es el internacional de Gibraltar, situado a 20,6 km y a 29 minutos por la autovía del Mediterráneo (A7). A mayor distancia, se encuentran el aeropuerto de Jerez situado a 105 km (1 hora por la A-381), el de Málaga-Costa del Sol a 128 km (1 hora y 20 minutos por la A7) y el aeropuerto de Sevilla a 187 km, al cual se puede llegar en 1 hora y 47 minutos por la A-381. Todos ellos, en mayor o menor medida, efectúan vuelos destinados al transporte de mercancías (26) (25).

5.2.3 Servicios

El área de El Fresno, situada en Los Barrios, dispone de una serie de servicios entre los que destacan la disponibilidad de un número de aparcamientos considerable en las inmediaciones de la parcela seleccionada, un suministro de agua tanto industrial como doméstica y un suministro de energía eléctrica de entre 150 y 220 kV por parte de la red eléctrica española.

Con respecto al tratamiento de residuos, Agua y Residuos del Campo de Gibraltar S.A. (ARCGISA) se encarga de la gestión del ciclo integral de las aguas residuales y de la gestión de residuos, así como del tratamiento de agua bruta procedente de los embalses de Charco Redondo y Guadarranque para convertirla en agua potable y distribuirla posteriormente a la población y a las industrias de la zona (30).

Para el abastecimiento de gas, Andalucía cuenta con dos puntos de entrada de gas natural canalizado desde los yacimientos de Argelia hasta la península y uno de ellos, el gasoducto internacional Magreb-Europa, se conecta a la red nacional en Tarifa, cerca del emplazamiento de la planta y a donde llega la red de gas canalizado. (31)

En lo referente a la disponibilidad de mano de obra cualificada en las proximidades de la planta, esta no apunta a ser un problema dada la proximidad de la zona con la Universidad de Cádiz y la

Universidad de Sevilla en donde se oferta un amplio abanico de titulaciones ingenieriles y empresariales que habilitan para profesiones destinadas a una empresa este tipo (32) (33).

5.2.4 Climatología

El clima en la zona de Los Barrios, situada en la provincia de Cádiz y donde se ubica la parcela seleccionada se caracteriza por temperaturas de entre -3°C y 18°C en los meses más fríos y superiores a los 10°C en los meses más cálidos, con un comportamiento subtropical de las temperaturas medias en verano que, por lo general, superan los 22°C. Atendiendo al régimen de lluvias, la mayor parte caen en invierno o en estaciones intermedias, pudiendo definir el verano como una estación seca en la cual la precipitación del mes más seco es inferior a la tercera parte de la precipitación del mes más húmedo. Teniendo en cuenta este comportamiento, el clima de Los Barrios se clasifica como mediterráneo o del grupo C.S.A por el sistema de clasificación climática de Köppen-Geiger (34).

Para describir la climatología de la zona de forma más detallada, se analizan las precipitaciones, las temperaturas máximas y el viento en base a datos horarios tomados en un intervalo temporal de treinta años con una resolución espacial de aproximadamente 30 km (35).

5.2.4.1 Precipitaciones

En la Figura 20 se muestra la evolución anual de los días con sol, nublados y el perfil de precipitaciones considerando como días soleados los que presentan menos de un 20% de nubes que cubren el cielo, parcialmente nublados un 20-80% y nublados los que superan el 80% (35).

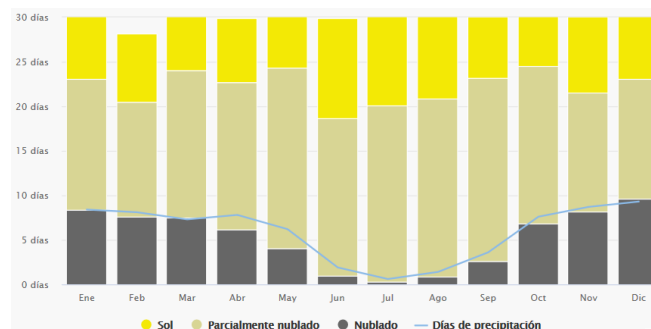


Figura 20. Cielo nublado, sol y días de precipitación. Fuente: (35)

Como complemento al perfil de precipitaciones, la Figura 21 muestra la cantidad diaria de precipitación recogida en los doce meses del año, donde se ve que el clima es seco en la mayor parte del año y especialmente en los meses de verano, donde la tendencia de precipitaciones desciende notablemente con respecto a los demás.

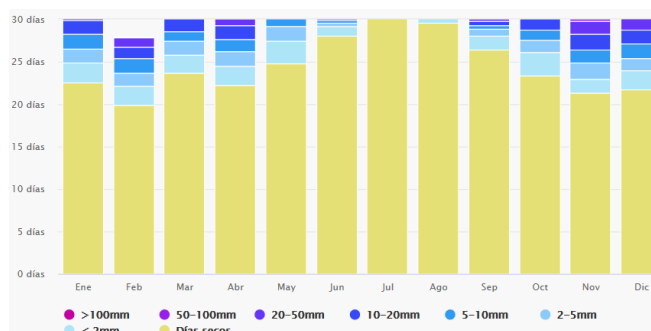


Figura 21. Cantidad de precipitación mensual. Fuente: (35)

5.2.4.2 Temperaturas

En la Figura 22 se muestran las temperaturas alcanzadas en número de días al mes, viéndose que en los meses de invierno predominan temperaturas en torno a los 15°C y en los meses de primavera y otoño oscilan en torno a 20-25°C la mayor parte de los días. En verano se alcanzan temperaturas superiores con una media de 16,5 días en los que el mes de agosto supera los 30°C.

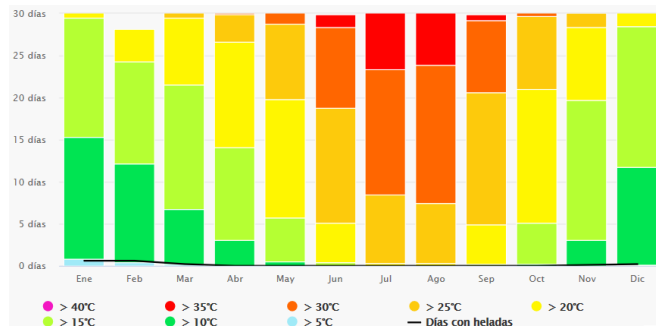


Figura 22. Temperaturas máximas. Fuente: (35)

5.2.4.3 Viento

La Figura 23 muestra la velocidad del viento que se alcanza en días por mes, la cual varía principalmente entre 5 km·h⁻¹ y 19 km·h⁻¹ siendo muy escasos los días del mes en los que se alcanzan velocidades superiores a 28 km·h⁻¹.

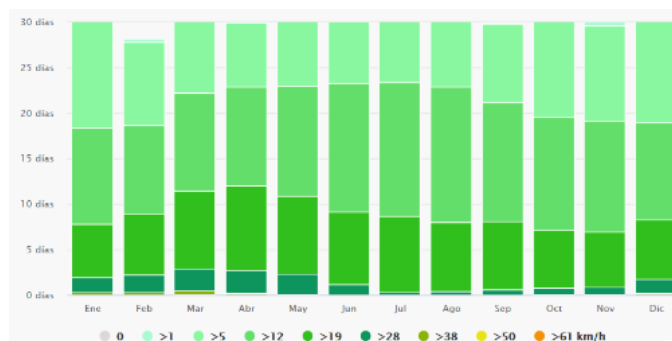


Figura 23. Velocidad del viento. Fuente: (35)

La rosa de los vientos de la Figura 24 muestra que la mayor parte de las horas del año el viento en Los Barrios sopla desde la dirección Este (E) y en menor medida desde la dirección Oeste (W).

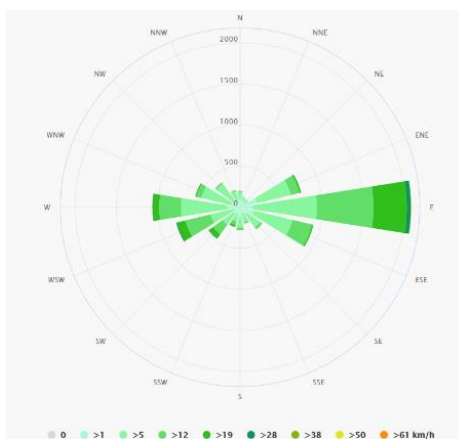


Figura 24. Rosa de los vientos. Fuente: (35)

5.2.5 Sismicidad

El mapa de la Figura 25, proporcionado por el Instituto Geográfico Nacional Español, representa la peligrosidad sísmica de España en el año 2015 en valores de aceleración. En él se puede ver como el sureste de la península presenta una mayor actividad sísmica, principalmente concentrada en Murcia y Granada, mientras que en el área de Los Barrios la peligrosidad no es tan elevada. Dado que los casos registrados son de escasa magnitud en la escala Richter, en principio no supone un riesgo a la para la instalación de la planta.

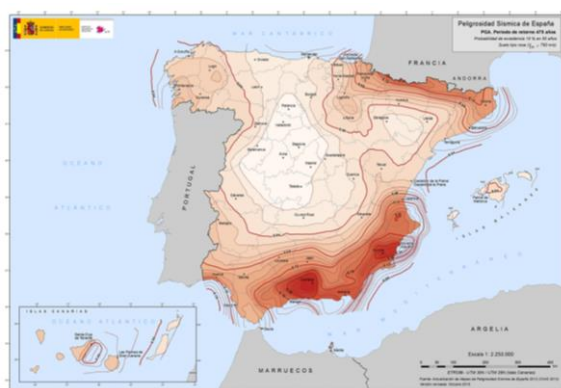


Figura 25. Peligrosidad sísmica de España. Fuente: (36)

6. Estudio de alternativas

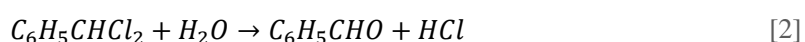
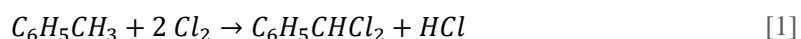
A continuación, se tendrán en cuenta las diferentes alternativas de proceso y catalizadores disponibles para la obtención industrial de benzaldehído. Se compararán atendiendo a una serie de factores generales, lo que ayudará a escoger la alternativa más adecuada para la materialización del proyecto.

6.1 Alternativas para el proceso de producción de benzaldehído

La producción de benzaldehído puede llevarse a cabo mediante diferentes vías. Principalmente, existen tres alternativas para la obtención de dicho producto a partir de tolueno: mediante una reacción de cloración, mediante una reacción de oxidación en fase líquida, y mediante una reacción de oxidación en fase gaseosa. En los siguientes apartados se explicarán sus detalles principales y se elegirá la mejor opción para llevar a cabo la producción de benzaldehído.

6.1.1 Cloración de tolueno

El proceso de cloración de tolueno consiste en hacer reaccionar una alimentación fresca de tolueno con cloro seco. El término cloro seco corresponde a aquel tipo de cloro, tanto líquido como gaseoso que contiene menos de 150 ppm de agua. Así, se produce benzaldehído tras la concatenación de dos reacciones en serie: En primer lugar, el cloro seco reacciona con el tolueno en ebullición para dar lugar a cloruro de bencilideno, mediante la reacción [1]. A continuación, el producto obtenido de la primera reacción reacciona con agua hirviendo para dar lugar al producto de interés, mediante la reacción [2].



Las materias primas principales para este proceso son el cloro seco y el tolueno. Una vez alimentadas, se hacen reaccionar llevando el tolueno a su temperatura de ebullición (110 °C) en un primer reactor.

En él, se producen cloruro de bencilideno (producto intermedio) y ácido clorhídrico. Adicionalmente, se obtienen productos secundarios como pueden ser el cloruro de bencilo, el triclorometilbenceno y otros productos aromáticos halogenados. Por este motivo, se necesita un equipo de separación, en el cual se separa el tolueno restante, que se recircula; del cloruro de bencilideno, que continúa el proceso y los demás productos secundarios; que se eliminan. El ácido clorhídrico producido en la primera etapa de reacción también sale del proceso tras ser tratado en una torre de absorción con agua como disolvente, dando lugar a HCl al 30%, el cual puede ser posteriormente comercializado o empleado en otras aplicaciones.

El cloruro de bencilideno se introduce en una segunda etapa de reacción, donde interactúa con agua en ebullición, y, gracias a la acción catalítica de un ácido o un álcali como el carbonato de calcio o el hidróxido de calcio, se obtiene benzaldehído, además de ácido clorhídrico y otros productos secundarios como ácido benzoico o clorobenzaldehído. De nuevo, el ácido clorhídrico se envía a la torre de absorción para su tratamiento junto con el obtenido de la primera etapa de reacción, mientras que el benzaldehído se separa del resto de componentes y se purifica en un tren de separación (37). En la Figura 26 puede observarse un diagrama de flujo simplificado del proceso.

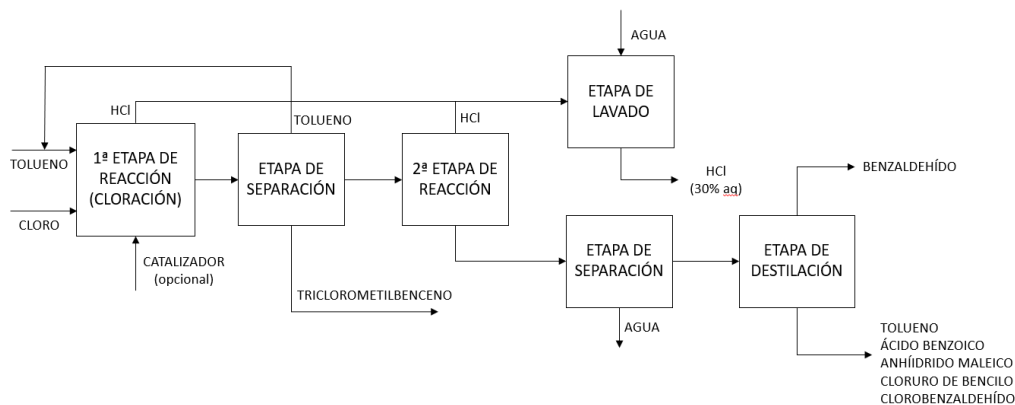


Figura 26: Diagrama de bloques del proceso de cloración del tolueno. Fuente: Adaptado de (3)

En cuanto a las condiciones de operación del proceso, cabe destacar que en ambas etapas de reacción deben mantenerse unos valores de temperatura y presión tales que el tolueno y el agua alimentados al primer y segundo reactor respectivamente se mantengan en sus condiciones de ebullición. Por este motivo, se debe trabajar a unas temperaturas entre los 100 y 110 °C y a unas presiones que garanticen la ebullición de los componentes y la seguridad del sistema.

La primera etapa de reacción puede tener una serie de requerimientos especiales. Un ejemplo de esto es que la presencia de pequeñas impurezas puede catalizar reacciones indeseadas. Por ello, es importante eliminarlas correctamente y emplear equipos formados por materiales inertes como podría ser el vidrio o el plomo. Además, la reacción llevada a cabo en el primer reactor es una reacción exotérmica que puede tener lugar rápidamente, aunque a su vez puede verse incentivada por el uso de catalizadores como tricloruro o pentacloruro de fósforo, así como también la luz solar (37). Por lo tanto, es posible que sea necesario controlar exhaustivamente la temperatura en el reactor, para así evitar que la reacción se descontrole y de lugar a una reacción *runaway*.

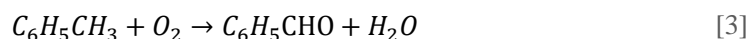
Siguiendo con la seguridad del proceso, cabe destacar la presencia de productos nocivos para la salud humana o la naturaleza. Estos son, por ejemplo, el cloruro de bencilo y el triclorometilbenceno, los

cuales se clasifican como tóxicos, cancerígenos, y además pueden provocar lesiones oculares y cutáneas, entre otras. Por otro lado, aunque de menor gravedad, existen otros productos nocivos como podrían ser el ácido benzoico y el clorobenzaldehído, que pueden provocar también lesiones oculares, cutáneas y en el organismo. Cabe destacar también la inflamabilidad del cloruro de bencilideno, lo que indica que será necesario controlar de manera rigurosa el sistema para evitar cualquier accidente derivado de este riesgo. En cuanto a los reactivos, el cloro posee una elevada toxicidad química en caso de inhalación, además de ser irritante para la piel, los ojos, y el sistema respiratorio, lo que lo hace poco deseable para su aplicación.

Teniendo en cuenta la economía de la presente alternativa, cabe destacar que será necesario instalar dos sistemas diferentes de reacción, cada uno de ellos correspondiente a cada una de las etapas anteriormente citadas. Por otro lado, podría ser necesario instalar un condensador de reflujo en la primera etapa para evitar el escape del tolueno en ebullición (37). Además, se deberá proveer al sistema de al menos dos columnas de destilación, un separador y una torre de absorción. Adicionalmente, el gasto energético podría llegar a ser considerable, debido a que en ambas etapas de reacción deben mantenerse a una temperatura que garantice la ebullición de los compuestos correspondientes, aunque, en la primera etapa, por tratarse de una reacción exotérmica, solamente será necesaria la aplicación de energía térmica en la inicialización de la reacción. Así a todo, las condiciones de operación son relativamente moderadas para un proceso de estas características, por lo que un gasto energético similar será necesario en cualquier alternativa disponible. Teniendo en cuenta todo lo anterior, debe considerarse también el coste de las materias primas y utilidades de proceso. En este caso, deben comprarse cloro y tolueno, y deben emplearse utilidades como podrían ser la electricidad, el agua de proceso y el vapor a distintas condiciones de presión. Todo esto introduce un coste adicional, como es lógico, en la economía del proceso.

6.1.2 Oxidación de tolueno en fase líquida

El proceso de oxidación de tolueno en fase líquida conforma la alternativa mayoritaria en la producción de benzaldehído. Este consiste en la reacción de tolueno con oxígeno para dar lugar a benzaldehído y ácido benzoico como productos principales, tras tener lugar la reacción de oxidación mostrada en la reacción [3].



Por lo tanto, las materias primas principales para este proceso son el oxígeno, que puede ser obtenido directamente del aire, y el tolueno.

Una vez alimentados ambos reactivos, se hace reaccionar el tolueno con el oxígeno a unas condiciones de presión y temperatura que garanticen que el primero de ellos se mantenga en estado líquido. La reacción depende necesariamente de la acción de un catalizador, siendo los compuestos de níquel, cobalto, manganeso, hierro y cromo los más comúnmente utilizados. En el reactor no solo se produce benzaldehído, sino que también se produce mayoritariamente ácido benzoico, y, en menores cantidades, pueden llegar a producirse otros productos secundarios como alcohol bencílico, anhídrido maleico y cresoles entre otros, dependiendo del tipo de catalizador empleado.

A continuación, la mezcla obtenida del reactor se separa en un tanque flash donde se obtiene, por un lado, el tolueno restante, que se recircula al inicio del proceso, y por otro, una mezcla de todos los productos de la reacción. Esta, se introduce en una columna de destilación, de la cual se obtiene benzaldehído prácticamente puro, que se separa del resto de productos. El proceso podría continuar con la purificación del ácido benzoico, que también es un producto mayoritario de la reacción, para su posterior aprovechamiento o comercialización.

Como se ha mencionado anteriormente, las condiciones de operación seleccionadas deben garantizar que el tolueno permanezca en fase líquida. Normalmente, para este proceso la temperatura ronda los 100-180 °C y la presión puede variar entre 1 y 6 bar, de tal manera que la combinación de las condiciones de temperatura y presión induzca el estado líquido del componente.

La reacción de oxidación de tolueno es exotérmica, y como tal deben tomarse las precauciones pertinentes para evitar su descontrol. Es importante, por lo tanto, controlar exhaustivamente la temperatura del reactor, además de proceder a su enfriamiento si fuese necesario. En la Figura 27 puede observarse el diagrama de bloques de la presente alternativa.

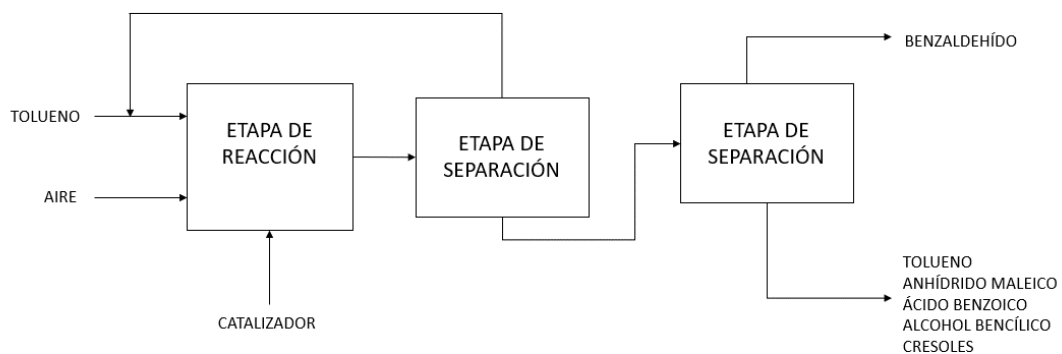


Figura 27: Diagrama de bloques del proceso de oxidación de tolueno en fase líquida. Fuente: Adaptado de (3)

Siguiendo con la seguridad del proceso, cabe destacar la peligrosidad de los productos y reactivos con los que se trabaja. En el caso de los reactivos, el aire no presenta ningún tipo de riesgo derivado en su actividad, mientras que el tolueno es una sustancia inflamable, que puede provocar inflamación cutánea, daños en la vista y puede ser nocivo para algunos órganos visuales ante una exposición elevada. Por otro lado, aunque todos los productos obtenidos del proceso pueden tener cierto riesgo, ninguno llega al extremo de tener una toxicidad elevada o de ser especialmente nocivo para la salud humana. Como se ha comentado, se producen benzaldehído, ácido benzoico, alcohol bencílico y, en menor medida, anhídrido maleico. Consultando las fichas REACH de seguridad para cada uno de ellos, se obtiene que todos ellos pueden llegar a ser nocivos en caso de ingesta de una gran cantidad o en caso de una exposición prolongada, pero dichos efectos pueden prevenirse mediante una correcta utilización de las medidas de seguridad adecuadas.

Teniendo en cuenta la economía del proceso, en una primera estimación cabe destacar que es necesaria la instalación de un único reactor, además de proveer el sistema de equipos adecuados para llevar a cabo la separación de las especies producidas el reactor. Por otro lado, las condiciones de presión y temperatura son aproximadamente del mismo orden de magnitud que las de la alternativa de cloración

del tolueno, por lo que el gasto energético se encontrará dentro del rango común. Cabe destacar que en este caso solamente se tiene un sistema de reacción que se debe calentar, lo que en cierto modo puede hacer que dicho gasto se vea reducido. Considerando todo lo anterior, debe tenerse en cuenta también el coste de las materias primas y utilidades de proceso. En este caso, el oxígeno puede ser obtenido directamente del aire, mientras que el tolueno debe comprarse a un proveedor particular. Además, será necesario el uso de utilidades como podrían ser la electricidad, el agua de proceso y el vapor a distintas condiciones de presión. Todo esto introduce un coste adicional, como es lógico, en la economía del proceso.

6.1.3 Oxidación de tolueno en fase gaseosa

El proceso de oxidación de tolueno en fase gaseosa consiste en hacer reaccionar tolueno en fase vapor directamente con aire, para dar lugar a benzaldehído y ácido benzoico como productos principales, además de otros productos secundarios. Dicha reacción coincide con la de oxidación directa en fase líquida [3], aunque se lleva a cabo bajo otras condiciones de operación y con otro tipo de catalizadores. Por lo tanto, del mismo modo que en la alternativa anterior, las materias primas principales para este proceso son de nuevo el oxígeno y el tolueno.

Tras alimentar ambos reactivos, se introducen en un reactor que opere, en este caso, a unas condiciones favorables que ayuden mantener el tolueno en fase vapor. La reacción depende necesariamente de la acción de un catalizador. Los más comunes son los de pentóxido de vanadio, óxido de uranio o molibdato de cerio. Es importante destacar que en el reactor no solo se produce benzaldehído, sino que también se producen mayoritariamente ácido benzoico y dióxido de carbono. Además, pueden llegar a producirse otros productos secundarios como monóxido de carbono y anhídrido maleico entre otros, dependiendo del tipo de catalizador empleado. (3)

A continuación, el producto de salida se introduce en un condensador, donde parte de la mezcla pasa a estado líquido, lo que facilita su separación de los componentes gaseosos. Estos últimos, se tratan correctamente antes de ser eliminados del proceso. Por otro lado, los demás componentes condensados se introducen en un tren de separación, donde se purifica el producto principal, separándolo de las trazas restantes de gases, tolueno y productos secundarios.

En la Figura 28 puede observarse el diagrama de bloques de la presente alternativa.

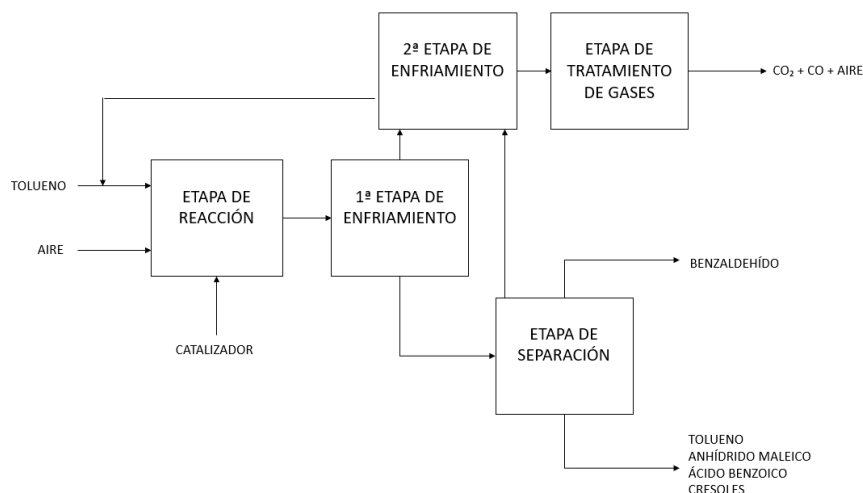


Figura 28: Diagrama de bloques del proceso de oxidación de tolueno en fase gaseosa. Fuente: Adaptado de (3).

Dado que las condiciones de la etapa de reacción deben favorecer que el tolueno se encuentre en fase vapor, se trabaja a una temperatura de entre 250 y 600°C, dependiendo del tipo de catalizador empleado. Además, existen algunos requerimientos a tener en cuenta para dicha etapa, dado que la reacción llevada a cabo es altamente exotérmica y es necesario enfriar el sistema convenientemente para evitar que se produzca una reacción descontrolada (2).

Por otro lado, siguiendo con la seguridad del proceso, se obtienen los mismos productos laterales que para la cloración de tolueno en fase líquida, por lo que no suponen ningún riesgo adicional a dicha alternativa.

La mayor desventaja de la cloración en fase gaseosa es la producción de óxidos de carbono como CO y CO₂, que trae consigo una serie de efectos negativos para el medio ambiente. Además, debe tenerse en cuenta el valor límite de emisión establecido en la legislación correspondiente, dado que este hecho limitará, en cierto modo, la obtención del producto de interés.

En cuanto a la economía del proceso, cabe mencionar la complejidad de este en cuanto a los equipos necesarios, dado que se requieren equipos de tratamiento de gases, además de los ya necesarios para llevar a cabo el proceso (reactor, columna, separadores, intercambiadores, etc.). Por otro lado, se debe invertir un capital elevado en la operación del proceso, debido a que este trabaja a unas condiciones de temperatura elevadas que deben ser mantenidas para garantizar la ebullición del tolueno. Igual que anteriormente, en cuanto a la compra de reactivos, es necesario destacar que el oxígeno puede ser obtenido directamente del aire, mientras que el tolueno debe ser comprado. Además, deben tenerse en cuenta los posibles costes de utilidades como el vapor a diferentes presiones, la electricidad, o el agua de proceso. Esta última puede ser muy necesaria para el enfriamiento debido al control de la temperatura en el reactor. Adicionalmente, deben tenerse en cuenta las posibles tasas que será necesario abonar por la emisión de gases de efecto invernadero, las cuales están estipuladas en la legislación pertinente.

6.2 Justificación de la alternativa seleccionada

La selección de la alternativa se ha llevado a cabo en cuanto a una serie de ítems, como los costes de operación, la necesidad de catalizador, la seguridad del proceso, el coste de materias primas, los costes de instalación y operación y algunos aspectos medioambientales.

Valorando cada una de las alternativas anteriores en base a dichos factores, se elabora una tabla resumen con los principales aspectos a tener en cuenta, como se muestra en la Tabla 7.

En definitiva, la mejor alternativa posible para la producción de benzaldehído de acuerdo con estos factores, como se muestra en la Tabla 7, es la oxidación de tolueno en fase líquida.

Esta alternativa, explicada en la sección 6.1.2 *Oxidación de tolueno en fase líquida*, destaca por sus condiciones de operación moderadas, que hacen que sea más seguro y económico llevarla a cabo que en otras alternativas como, por ejemplo, la oxidación en fase gaseosa. Por otro lado, aunque es necesario el uso de un catalizador para aumentar la selectividad de reacción, es posible que este sea más económico que el empleado en otras alternativas como, de nuevo, la oxidación en fase gaseosa. Además, se obtienen productos secundarios que no suponen un gran riesgo para la integridad de la planta o la salud de las personas, mientras que otras alternativas como la cloración de tolueno pueden dar lugar a subproductos cancerígenos, inflamables y extremadamente tóxicos. Otro factor a tener en cuenta es el ahorro en cuanto a materias primas, dado que uno de los dos reactivos principales de la

reacción química que tiene lugar es el oxígeno, el cual puede obtenerse directamente del aire. Por el contrario, en otras alternativas como la cloración de tolueno es necesario comprar cloro seco además del tolueno, lo que incrementa el coste de las materias primas. Los costes de instalación y operación previsiblemente se sitúan dentro del rango normal para un proyecto de estas características, ya que las condiciones de operación no son excesivamente extremas, y por ende no será necesario un gasto energético mayor de lo habitual. Por otro lado, el número de equipos de proceso a instalar es menor que en cualquiera de las dos alternativas restantes, lo que hace que aparentemente la alternativa de oxidación en fase líquida sea la más económica. En cuanto a aspectos medioambientales, es importante destacar que la alternativa seleccionada, en principio, no emite ningún gas nocivo para la atmósfera. Sin embargo, es importante establecer unos sistemas adecuados de tratamiento de residuos sólidos y efluentes líquidos.

Teniendo en cuenta lo anteriormente expuesto, el presente proyecto se centrará en la producción de benzaldehído mediante la oxidación de tolueno en fase líquida.

Tabla 7: Tabla resumen de las alternativas contempladas para la producción de benzaldehído a partir de tolueno

	Cloración	Oxidación en fase líquida	Oxidación en fase gas
Condiciones de operación	100-110°C	100-180°C. 1-6 bar	250-600°C
Necesidad de catalizador	Sólo en la segunda etapa de la reacción (ácido o álcali). En la primera puede ser deseable.	Sí (Ni, Co, Mn, etc.)	Sí (V ₂ O ₅ , UO ₂)
Seguridad del proceso	Productos secundarios tóxicos, inflamables y cancerígenos.	Productos secundarios con toxicidad aguda.	Productos secundarios con toxicidad aguda.
Coste de materias primas	Coste de cloro seco (elevado) además del coste de tolueno	Coste de tolueno (oxígeno obtenido del aire). Uso de ácido acético como medio promotor de la reacción y disolvente.	Coste de tolueno (oxígeno obtenido del aire)
Costes de instalación y operación	Instalación de dos reactores y un tren de separación. Gasto energético moderado.	Menor complejidad en cuanto a equipos. Gasto energético moderado. Mejor controlabilidad (fase líquida)	Mayor complejidad en cuanto a equipos. Gasto energético elevado.
Aspectos medioambientales	Pueden llegar a obtenerse productos nocivos para el medio ambiente.	En principio no se ha detectado la emisión de contaminantes en alta proporción.	Producción de CO y CO ₂

6.3 Alternativas para el uso de catalizador

La reacción que tiene lugar en el proceso de oxidación de tolueno en fase líquida para dar lugar a benzaldehído es una oxidación parcial, lo que indica que la materia prima principal, el tolueno, reacciona con el oxígeno de manera incompleta. Como se detalla en el apartado 9.6. *Descripción química del proceso*, la oxidación de tolueno da lugar a tres productos principales: el alcohol bencílico,

el benzaldehído y el ácido benzoico, apareciendo en ese orden por la oxidación del producto inmediatamente anterior.

Por este motivo, interesa trabajar a conversiones bajas, y por ello es necesario emplear un catalizador que permita aumentar la selectividad de la reacción hacia la producción de benzaldehído, minimizando la producción de productos secundarios.

Existen dos tipos principales de catalizadores: homogéneos y heterogéneos. Los primeros, se encuentran en la misma fase que la mezcla reactiva (normalmente fase líquida o gaseosa), mientras que los segundos se encuentran en una fase distinta (normalmente fase sólida).

Son muchas las ventajas de trabajar con un catalizador heterogéneo, pero la más notable es la facilidad de separación entre el catalizador y los productos de la reacción. Este hecho facilita la recuperación del catalizador, lo que puede mejorar la economía del proceso.

Por otro lado, la catálisis heterogénea puede verse limitada por la transferencia de materia en su área superficial, lo que puede provocar que la reacción se lleve a cabo de un modo mucho menos eficiente que en el caso de trabajar con un catalizador homogéneo.

Estableciendo una comparativa acorde a diferentes consideraciones como son la selectividad de reacción, el coste o la generación de productos secundarios, se estudiarán diferentes alternativas para llevar a cabo la catálisis del proceso, seleccionando finalmente la mejor de ellas.

6.3.1 Catalizador de acetato de cobalto

Se trata de un catalizador heterogéneo que está formado por acetato de cobalto acompañado por un promotor, el cual puede constar de paraldehído o de bromuro de sodio. Normalmente se utiliza ácido acético como “mediador” de la reacción, el cual impide que el benzaldehído se oxide a ácido benzoico, aumentando así la selectividad de reacción del primero de ellos.

En primer lugar, para el uso de un promotor de paraldehído, la máxima selectividad de benzaldehído se alcanza para una conversión global en torno al 10%. Sin embargo, al alcanzar una conversión global mayor del 40% la selectividad del benzaldehído es prácticamente nula. Por otro lado, para el uso de un promotor de bromuro de sodio, la máxima selectividad de benzaldehído se alcanza también para una conversión global en torno al 10%, pero para una conversión global del 20 al 25%, todavía se produce un 40% de benzaldehído con respecto del máximo. Por lo tanto, es importante destacar que el uso de un catalizador promovido por un compuesto bromado puede provocar problemas de corrosión, por lo que esto deberá tenerse en cuenta a la hora de diseñar el reactor donde tiene lugar la oxidación.

Desde el punto de vista económico, puede intuirse que este tipo de catalizador será costoso, debido a que está formado por diferentes componentes como el promotor, el disolvente y el catalizador en cuestión. En la búsqueda de precios del componente principal del catalizador (acetato de cobalto tetrahidrato) se ha obtenido que en fabricantes como Sigma Aldrich (38) el precio de este es de 135 euros por cada 10 gramos. A este último debe sumarse el precio del ácido acético empleado para su disolución cuyo precio ronda en torno a 34,71 \$ estadounidenses el litro, tal y como se refleja en catálogo online Right Price Chemicals (39). También ha de tenerse en cuenta el precio del promotor seleccionado, bromuro de sodio, el cual, para más de un 99% de pureza tiene un precio de 61,60 euros el kilo, según el fabricante Sigma Aldrich (40).

Otros factores importantes para el uso de este catalizador son la temperatura, la presión y el tiempo de reacción. Además, la variación en la concentración de acetato de cobalto y bromuro de sodio son determinantes para la conversión al producto de interés.

De esta manera, en un estudio desarrollado por H.V. Borgaonkar y otros (41), en el que se realizan ensayos cinéticos en un volumen reactivo de 300 mL, con una concentración del 42,88% w/v de tolueno, se ha concluido que la mejor opción para el uso de este catalizador es trabajar a una temperatura de 110°C y a una presión en torno a 0,98 bar, para mantener el tolueno líquido. La concentración de catalizador óptima de acetato de cobalto es de 0,02 g·mol·L⁻¹ en un disolvente de ácido acético. Es deseable también emplear un caudal de alimentación de aire de aproximadamente 3 L·min⁻¹. En este caso, se obtiene una conversión global del 24,6%; de la cual se obtiene un 38,6% de selectividad para la formación de benzaldehído y un 61,4% de selectividad para la formación de ácido benzoico.

6.3.2 Catalizador de tetrafenilporfirina de cobalto

La tetrafenilporfirina de cobalto es una sustancia que actúa como catalizador heterogéneo en diferentes reacciones, entre las que se encuentra la oxidación selectiva de tolueno en fase líquida. La principal ventaja del uso de este catalizador es que no necesita de la acción de ningún promotor, lo que puede, en gran medida, hacer más económico su uso.

Desde el punto de vista económico, la sustancia catalizadora tiene un precio de 85,80 euros por cada 500 miligramos según el fabricante Sigma Aldrich (42). Además, hay que tener en cuenta que no hace falta ningún tipo de promotor, y que no es necesario invertir en equipos de separación muy complejos para su recuperación, dado que se trata de un catalizador heterogéneo.

En un estudio desarrollado por Can-Cheng Guo y otros (43) donde se trabaja con 350 mL de tolueno, se ha obtenido que las condiciones óptimas para el uso del catalizador de tetrafenilporfirina son una temperatura de 160°C, una presión en torno a 3 bar (para mantener el tolueno líquido) y un tiempo de reacción de 3,5 horas. Además, el rendimiento máximo se alcanza cuando se emplean 7,5 miligramos de sustancia, yendo este en detrimento con el aumento o disminución de esta cantidad. Es deseable también emplear un caudal de alimentación de aire de unos 0,67 L·min⁻¹. Con estas condiciones, se obtiene una conversión global del 8,9% y una selectividad del 33% hacia el benzaldehído, del 27% hacia el alcohol bencílico y del 39% hacia el ácido benzoico. El 1% restante se reserva para la formación de otros productos minoritarios de la oxidación.

6.3.3 Catalizadores de óxidos metálicos binarios

Los catalizadores de óxidos metálicos binarios son muy importantes en la aplicación de la oxidación selectiva de tolueno.

6.3.3.1 Catalizadores de óxido binario de hierro y cobre

Se trata de un catalizador heterogéneo formado por un óxido binario de hierro y cobre. A esta sustancia pueden añadirse diferentes aditivos que varían la conversión y la velocidad de la reacción.

De esta manera, en un estudio desarrollado por F. Wang y otros (44) se ha concluido que las condiciones óptimas para el uso de este catalizador en la cantidad de un 1 gramo será necesario trabajar a una temperatura de 190 °C y una presión de en torno a 6 bar, para mantener el tolueno líquido.

Además, el tiempo de reacción debe ser mayor que 2 horas, pero no debe exceder las 4 horas. La proporción entre el hierro y el cobre más efectiva (Fe/Cu) es de 0,3.

Desde el punto de vista económico, se ha obtenido en el sitio web del fabricante Sigma Aldrich que el precio de la sustancia principal del catalizador (óxido de cobre y hierro) es de 116 euros cada 100 gramos (45). A esto habría que sumarle el precio del aditivo seleccionado en caso de seleccionar alguno. Como se verá posteriormente, el aditivo cuya adición es más deseable es la piridina, cuyo precio es de 218 euros por cada litro, según el fabricante Sigma Aldrich (46).

Con estas condiciones se obtiene una conversión global del 7,40%, dando lugar a diferentes selectividades hacia cada uno de los productos de reacción: 45,60% hacia el benzaldehído, del 23,80% hacia el alcohol bencílico, del 27,10% hacia el ácido benzoico, y del 3,50% hacia otros productos entre los que se distingue el anhídrido maleico.

Añadiendo un aditivo de piridina al catalizador, puede obtenerse una notable mejora en la selectividad de la reacción, manteniendo la conversión global manteniendo las mismas condiciones de operación y la misma proporción entre los metales del catalizador. De este modo, se mantiene la conversión global en un 7,30% y se varía la selectividad de los productos, siendo esta del 85,90% hacia el benzaldehído, del 6,10% hacia el alcohol bencílico y del 8,10% hacia el ácido benzoico, sin dar lugar esta vez a otros productos secundarios.

6.3.3.2 Catalizadores de óxidos metálicos de manganeso y molibdeno

Se trata de un catalizador heterogéneo formado por un óxido binario de manganeso y molibdeno. Además, es deseable añadir un medio de ácido acético para favorecer la formación del producto de interés e inhibir la oxidación hacia la formación de ácido benzoico.

La temperatura adecuada para llevar a cabo la reacción oscila entre los 140 y los 170°C. fomentando la presencia del tolueno en estado líquido a presiones entre 6 y 12 bar. Además, la relación entre molibdeno y manganeso también juega un papel fundamental en la cinética de la reacción deseada. De este modo, se debe seleccionar una relación adecuada de ambos compuestos de manera que se maximice la selectividad del producto de interés (benzaldehído) así como también la conversión de tolueno.

Según la información recopilada de un estudio llevado a cabo por Wang Li y otros (47) se obtienen las condiciones óptimas para el uso de 2 gramos del presente catalizador por unidad de volumen del reactor. Estas son una temperatura de 140°C y una presión que favorezca el estado líquido del tolueno (en este caso, 6 bar). Por otro lado, la relación óptima de Mn/Mo es 3:1, y el tiempo de reacción para el cual se obtiene una mayor proporción es de 1,5 horas.

Desde el punto de vista económico, el precio ronda en torno a 80 euros cada 100 gramos de catalizador, según el fabricante Sigma Aldrich (48).

Trabajando a las condiciones óptimas anteriormente mencionadas, teniendo en cuenta la reacción de oxidación en serie mostrada en el apartado 9.6. *Descripción química del proceso* se obtiene una conversión global del tolueno del 20,80 %, obteniendo además una selectividad del 88,50% de benzaldehído, 47,63 % de ácido benzoico y un 11,5 % del alcohol bencílico.

6.4 Selección y justificación del catalizador empleado

A continuación, en la Tabla 8 se muestra un cuadro resumen donde se evalúan las principales características de cada uno de los catalizadores contemplados anteriormente.

En definitiva, la conversión de los catalizadores es baja. En algunas ocasiones como en el caso de los catalizadores de acetato de cobalto y de tetrafenilporfirina de cobalto es excesivamente baja, mientras que, en los casos restantes, aunque siga siendo baja, es aceptable.

Lo más importante para la selección del catalizador es la selectividad orientada al producto de interés, de forma que el catalizador de óxido binario de manganeso y molibdeno es el más adecuado para la producción de benzaldehído.

Tabla 8: Tabla resumen para las alternativas de catalizador seleccionadas

Características	Acetato de cobalto	Óxido binario de Fe y Cu	Óxido binario de Mn y Mo	Tetrafenilporfirina de cobalto
Homogéneo/heterogéneo	Heterogéneo	Heterogéneo	Heterogéneo	Heterogéneo
Necesidad de aditivos o promotores	Necesidad de un promotor de bromuro de sodio y de un mediador de ácido acético.	Suele añadirse un aditivo de piridina y trabajar en un medio de ácido acético.	Su acción mejora en un medio de ácido acético.	No necesita ningún aditivo ni promotor.
Conversión global	24,6%	7,4%	20,8%	8,9 %
Productos secundarios	Ácido benzoico	Alcohol bencílico Ácido benzoico Otros	Alcohol bencílico Ácido benzoico Otros	Alcohol bencílico Ácido benzoico Otros
Selectividad¹	B: 38,60% A.C.B: 61,40%	B: 85,90% A.C.B: 8,10% B.A: 6,10%	B: 88,5% A.C.B: 42,20% B.A: 47,63%	B: 33,00% A.C.B: 39,00% B.A: 27,00%
Condiciones de operación	Temperatura: 110°C Presión: 0,98 bar	Temperatura: 190°C Presión: 6 bar	Temperatura: 140°C Presión: 6 bar	Temperatura: 160°C Presión: 3 bar
Economía	61,60 euros el kilo	116 euros cada 100 gramos	80 euros cada 100 gramos	85,80 euros cada 500 miligramos

En general, los catalizadores de acetato de cobalto y óxido binario de manganeso y molibdeno conforman la mejor opción para la operabilidad del proceso, debido a que la conversión es más elevada que en los otros dos casos restantes, lo que supone un mejor aprovechamiento de la materia prima. A pesar de que las condiciones de operación son más favorables en el caso del catalizador de acetato de cobalto, la selectividad de reacción está más encaminada a la producción de ácido benzoico. Este

¹ Las abreviaturas B, ACB y BA corresponden al benzaldehído, ácido benzoico y alcohol bencílico respectivamente

hecho hace que sea preferible seleccionar el catalizador de óxido binario de molibdeno y manganeso debido a que la producción del producto de interés está más equilibrada con la producción de producto secundario. Las condiciones de operación pueden considerarse relativamente moderadas y, económicamente hablando, este catalizador supone un desembolso de 80 euros por cada 100 gramos. Por lo tanto, con los motivos anteriormente expuestos, se ha seleccionado el catalizador de óxido binario de molibdeno y manganeso para el desarrollo del proceso.

7. Análisis de viabilidad técnica

A continuación, se elaborará un análisis de viabilidad técnica, cuyo principal objetivo es determinar si existe tecnología que permita materializar el proyecto, y si además su utilización es viable desde el punto de vista de la economía y la seguridad del proceso. Para ello, se evaluará también la disponibilidad de materias primas y utilidades, así como la predicción de mercado de las sustancias a producir. Una vez que se confirme que el presente proyecto es técnicamente viable, se procederá a estimar los costes asociados a la operación del proceso, pudiendo obtener así de manera aproximada el beneficio bruto de la planta.

7.1 Viabilidad del proceso de producción

El proceso seleccionado para el desarrollo del siguiente proyecto en torno a la producción de benzaldehído es la oxidación selectiva de tolueno en fase líquida.

La alternativa seleccionada tiene una serie de ventajas que la hacen más favorable frente a las demás alternativas disponibles, principalmente en materia de seguridad, de economía y de sostenibilidad del proceso desde el punto de vista medioambiental.

Además, debido a los múltiples documentos encontrados en relación con los ensayos de laboratorio para la obtención de benzaldehído, la existencia de diferentes empresas dedicadas a la producción de dicha sustancia y a la disponibilidad de materias primas y de tecnología, que se detallará en los apartados *7.3.1 Disponibilidad de materias primas* y *7.4 Disponibilidad de tecnología* respectivamente, podría afirmarse que la alternativa seleccionada es viable y eficiente, y, por lo tanto, puede llevarse a cabo.

7.2 Características y mercado del producto principal

El producto principal obtenido del proceso es el benzaldehído, que puede tener unas características de pureza determinadas. Además, se analizará el mercado del producto seleccionado para poder determinar la viabilidad económica de su comercialización.

7.2.1 Características del producto principal

El benzaldehído se comercializa principalmente en dos grados diferentes: benzaldehído puro y benzaldehído doblemente destilado. El primero de ellos, se adecúa a numerosas aplicaciones, siendo comercializado más del 95% del benzaldehído puro producido. Por otro lado, el benzaldehído doblemente destilado se utiliza mayoritariamente en aplicaciones de la industria farmacéutica, y también como perfume y saborizante alimentario. Por este motivo, es importante que tenga una pureza particularmente alta además de que se eliminen determinados olores (2).

En la Tabla 9 pueden observarse las composiciones habituales de los dos grados industriales del benzaldehído. En el presente proyecto, se optará por la producción del benzaldehído puro debido a su elevada aplicabilidad y a su alta comercialización.

Tabla 9: Grados industriales del benzaldehído. Fuente: (2)

Propiedad	Benzaldehído puro	Benzaldehído doblemente destilado
Pureza total (%)	> 99,0	> 99,5
Contenido en ácido benzoico (%)	< 0,3	< 0,1
Contenido en agua (%)	< 0,3	< 0,1
Contenido en subproductos derivados de la oxidación (%)	< 0,02	< 0,007

7.2.2 Mercado del producto principal

Citando textualmente lo ya mencionado en el apartado 5. *Estudio de mercado* de la presente memoria: “actualmente, y según datos proporcionados por la ECHA, solamente en la comunidad económica europea, el consumo de benzaldehído está entre 10.000 y 100.000 toneladas anuales, siendo, junto con América del Norte, el área que mayor cantidad de benzaldehído demanda a nivel mundial”, de entrada puede asegurarse que, en definitiva, la producción de benzaldehído es viable desde el punto de vista económico, dada su previsión de mercado en el continente europeo. Debido al elevado número de aplicaciones del producto y la gran utilidad de sus derivados, es previsible que la demanda de benzaldehído aumente en los próximos años.

Además, debe tenerse en cuenta también que las industrias encargadas de la producción de benzaldehído se encuentran en su mayoría en el continente asiático, siendo muy pocas las ubicadas en Europa. Esto se traduce en un volumen elevado de importaciones por parte de los países europeos, las cuales pueden verse reducidas ante la ubicación de una nueva planta de producción de este producto que pueda garantizar el abastecimiento de este en las cantidades estipuladas por la demanda.

7.3 Disponibilidad de materias primas, catalizador y utilidades

Para la viabilidad técnica de un proyecto de Ingeniería es esencial la disponibilidad de las materias primas, catalizadores, utilidades y servicios necesarios. En los próximos apartados se detallará la disponibilidad de cada una de estas sustancias, determinante para el desarrollo del proceso.

7.3.1 Disponibilidad de materias primas

Las materias primas necesarias para que se lleve a cabo el proceso de producción de benzaldehído mediante la oxidación catalítica de tolueno en fase líquida son las siguientes:

7.3.1.1 Oxígeno

El oxígeno puede obtenerse directamente del aire, dado que, como ya se sabe, este contiene un 21% de oxígeno y un 79% de nitrógeno. Este último compuesto puede considerarse un gas inerte que no participará en la reacción del proceso, pero sí estará presente a modo de impureza. Cabe mencionar que el aire deberá ser correctamente tratado antes de entrar en el proceso, para eliminar partículas en

suspensión o posibles impurezas que puedan reaccionar con el tolueno dando lugar a productos no deseados.

7.3.1.2 Tolueno

El tolueno, por otro lado, es el reactivo principal de la reacción, por lo que ha de estudiarse la disponibilidad de este antes de llevar a cabo el proyecto. En la Península Ibérica se han encontrado tres productores de tolueno principales, los cuales se resumen en la Tabla 10

Tabla 10: Principales productores de tolueno en la península ibérica.

Planta de producción de tolueno	Ubicación
Galp Energía	Matosinhos, Porto (Portugal)
Repsol YPF	Tarragona, Cataluña (España)
CEPSA	San Roque, Cádiz (España)

Teniendo en cuenta la ubicación de la planta, el tolueno se obtendrá directamente de la empresa CEPSA ubicada en la localidad de San Roque, Cádiz.

7.3.1.3 Ácido acético

El ácido acético es también una materia prima mayoritaria en el proceso productivo, por lo que es también vital localizar los principales productores de esta sustancia en la Península Ibérica. Estos se encuentran recogidos en la Tabla 11.

Tabla 11: Productores de ácido acético en la Península Ibérica.

Planta de producción de tolueno	Ubicación
Celanese Ibérica S.L.	Tarragona, Cataluña (España)
BASF	Tarragona, Cataluña (España)
Chemical Cluster	Tarragona, Cataluña (España)

7.3.2 Disponibilidad de catalizador

El catalizador seleccionado es de tipo heterogéneo y está formado por un óxido binario de Manganeso y Molibdeno ($MnMoO_4$). Se puede obtener de diversos fabricantes como Sigma Aldrich, entre otros, por lo que está disponible en el mercado.

7.3.3 Disponibilidad de utilidades

Las principales utilidades empleadas durante la fase de operación y el tiempo de vida del proyecto son las siguientes:

- Agua de proceso, empleada para diversas aplicaciones en la operación de la planta.
- Agua de refrigeración a 25°C, como fluido refrigerante en equipos como el reactor R-201 o los intercambiadores de calor.
- Vapor de calefacción a baja, media y alta presión, como fluido calefactor de las calderas e intercambiadores de calor.

- Aire comprimido
- Electricidad a diferentes intensidades de corrientes, empleada en toda la planta para diferentes aplicaciones.
- Gas natural, como combustible de las calderas de vapor, entre otros equipos.

En la ubicación seleccionada para la edificación de la planta, se cuenta con una conexión a la red eléctrica española, a la red de agua potable y a la red básica de gas natural, dado a que se trata de un polígono industrial destinado a la actividad productiva.

Por otro lado, en las inmediaciones de la planta se ubica el río Palmones, del que se puede obtener el agua de refrigeración y el agua de proceso.

Tanto el vapor calefactor como el aire comprimido se producen directamente en la planta con los equipos destinados al efecto. En el caso del vapor calefactor, estos son calderas que usan gas natural como combustible. Por otro lado, en caso del aire comprimido, se usan compresores especiales para obtener una utilidad que cumpla los requisitos necesarios para ser empleada como señal neumática.

7.4 Disponibilidad de tecnología

Para el desarrollo del proceso son necesarios una serie de equipos principales como un reactor y varios equipos de separación, además de muchos otros equipos auxiliares como bombas centrífugas o intercambiadores de calor. Por otro lado, aunque su dimensionamiento excede el objetivo de cálculo del presente proyecto, debe tenerse en cuenta que la instalación debe contar con recipientes de almacenamiento con las características necesarias para albergar reactivos y productos del proceso. Será necesaria también la instalación de la instrumentación adecuada para la controlabilidad y correcta implantación de los sistemas de seguridad de la planta. Actualmente, se dispone de un amplio rango de posibilidades para llevar a cabo el diseño del proceso en cuanto a su tecnología. Por este motivo, en principio puede considerarse que este es viable técnicamente, ya que existe tecnología disponible para poder llevarse a cabo.

7.5 Consideraciones de seguridad del proceso

El inventario y cantidad de sustancias presente en la planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno hace que esta se clasifique como una instalación de nivel inferior según la clasificación Seveso III en donde el riesgo existente, al igual que el grado de peligro por incendio y explosión son relativamente moderados.

En lo referente a las incompatibilidades entre sustancias estas se deben principalmente a la posible formación de gases que puedan aumentar la presión del sistema reactivo y dar lugar a reacciones fuera de control. Sin embargo, la selección de unas condiciones de operación favorables, la implementación de un sistema de control adecuado en cada una de las secciones que la constituyen y la presencia de sistemas de seguridad destinados al alivio de presión en las unidades de proceso que lo requieran, hacen que en un primer momento no se esperen situaciones que puedan poner en peligro la integridad del proceso y de la propia instalación.

Las consideraciones relativas a la seguridad en el diseño y en el proceso se presentan de forma más detallada en el apartado 13. *Seguridad en el diseño y en la operación.*

7.6 Disponibilidad de terreno

Dadas las características del presente proyecto, es importante que se disponga de un terreno de dimensiones suficientes para edificar la planta en cuestión. Como más tarde se detallará en el apartado 6. *Emplazamiento*, se dispone de un terreno de las características necesarias en un polígono industrial ubicado en la localidad de El Fresno, en la provincia de Cádiz. Se trata de una parcela de 47.500 m² con el espacio suficiente para la edificación de la planta y sus futuras ampliaciones.

7.7 Disponibilidad de mano de obra

A la hora de abordar la viabilidad técnica de determinado proyecto es fundamental hacer una estimación del personal que se necesita para poder desarrollarlo y ponerlo en marcha, ya que es un aspecto fundamental a tener en cuenta a la hora de considerar los costes fijos de producción.

Para el proyecto en cuestión, a pesar de que se trata de un proceso con un grado de automatización importante, también es necesario contar con personal cualificado en diferentes áreas que pueda asegurar que la línea de producción avanza correctamente y sin incidencias que puedan afectar a la economía de la empresa productora, ya sea directa o indirectamente. En una planta de producción de benzaldehído, el nivel de mano de obra necesaria para un buen funcionamiento es muy variada y debe incluir graduados en diferentes áreas de la ingeniería, personal de mantenimiento, personal con conocimientos sobre electricidad, personal para la administración y gestión de la planta o personal relacionado con el ámbito de las finanzas, entre otros.

La disponibilidad de la mano de obra es uno de los principales factores a tener en cuenta a la hora de seleccionar un emplazamiento donde ubicar la planta. Por otro lado, la planta se encuentra próxima a las ciudades de Cádiz, Málaga y Sevilla, ciudades con sus propios centros universitarios donde se imparte formación en titulaciones de Ingeniería, Economía, Administración y Dirección de Empresas, Química y otras carreras cuyos conocimientos son aplicables al desarrollo del proyecto.

Teniendo en cuenta que se trata de una planta con un alto grado de automatización y que las plantas de este calibre suelen tener en torno a 100 empleados repartidos en sus correspondientes áreas de trabajo, se decidió tomar un valor estimado de 63 empleados como mano de obra directa, los cuales desempeñan un trabajo relacionado con el proceso de producción de la planta. Estos se dividen, teniendo en cuenta descansos, bajas, vacaciones y fines de semana de la siguiente forma:

- 3 turnos de 5 empleados en la línea de proceso (de 6:00 horas a 14:00 horas, de 14:00 horas a 22:00 horas, de 22:00 horas a 6:00 horas).
- 1 turno de 10 empleados en el servicio administrativo, el departamento de ventas y la junta directiva (de 8:00 a 14:00 y de 16:00 a 18:00).
- 3 turnos de 6 empleados de mantenimiento, gestión de stock, carga y descarga y laboratorios (de 6:00 horas a 14:00 horas, de 14:00 horas a 22:00 horas, de 22:00 horas a 6:00 horas).
- 1 turno de 5 empleados en el departamento de ingeniería (de 8:30 a 14:30 y de 15:30 a 17:30).
- 3 turnos de 5 empleados en la sala de control (de 6:00 horas a 14:00 horas, de 14:00 horas a 22:00 horas, de 22:00 horas a 6:00 horas).

Por otro lado, se han tomado 18 empleados como mano de obra indirecta, cuyo trabajo está relacionado con el funcionamiento de la planta, pero no directamente con el proceso productivo. Estos se dividen de la siguiente manera:

- 3 turnos de 3 empleados en el servicio de limpieza (6:00 horas a 14:00 horas, de 14:00 horas a 22:00 horas, de 22:00 horas a 6:00 horas).
- 3 turnos de 3 empleados en el servicio de vigilancia (6:00 horas a 14:00 horas, de 14:00 horas a 22:00 horas, de 22:00 horas a 6:00 horas).

Los turnos se han estimado considerando que en España un trabajador con jornada laboral de 8 horas al día de lunes a domingo tiene derecho a dos días semanales de descanso y un mes de vacaciones al año. Todos ellos se reparten en 3 turnos al día de 8 horas cada uno, durante 330 días al año.

En España, el salario mínimo interprofesional de empleado es de 950,00 euros al mes o 31,66 euros al día (Real Decreto 231/2020, de 4 de febrero) (49). Además, en la Resolución de 26 de julio de 2018, de la Dirección General de Trabajo (50), por la que se registra y publica el Convenio colectivo general de la industria química, se indica que los trabajadores del sector químico se agrupan, generalmente, por su antigüedad, y que cada grupo de trabajadores tiene asignado un salario mínimo. De esta manera, tal y como se recoge en la Tabla 12.

Tabla 12: Salarios de trabajadores de plantas químicas según su grupo. Fuente: (50)

Grupo	Días de trabajo mínimos para acceder al grupo	Salario mínimo garantizado en 2020, (€·año⁻¹·trabajador⁻¹)
1	15 días	16.037,34
2	3 meses	17.159,94
3	12 meses	18.603,32
4		20.688,19
5	15 meses	23.574,19
6		27.584,03
7	18 meses	33.518,03
8		42.498,93

De esta manera, suponiendo que la plantilla de empleados tiene entre 15 y 18 meses de antigüedad, el salario mínimo garantizado de los operarios es de 31.793,80 euros anuales, lo que equivale a 2.649,48 euros mensuales.

Por otro lado, teniendo en cuenta las cifras publicadas por FEIQUE, se selecciona un salario medio por operario de 38.366 euros anuales, por lo que se calcula el coste de mano de obra obteniendo el valor de la Tabla 13 (51)

Tabla 13. Coste de mano de obra.

Trabajadores	Sueldo anual, €·año⁻¹·trabajador⁻¹	Costes anuales, €·año⁻¹
81	38.366,00	3.107.646

7.8 Análisis económico preliminar: Cálculo aproximado del beneficio bruto.

Para que un proyecto pueda resultar viable desde el punto de vista económico, el beneficio bruto calculado debe ser positivo. Para calcular el beneficio bruto, deben tenerse en cuenta una serie de costes fijos que se abonarán durante la vida útil del proyecto, como pueden ser los costes de instalación, materias primas y mano de obra.

Por otro lado, se tienen en cuenta los ingresos producidos por las ventas de los productos obtenidos. En el caso del presente proyecto, el principal producto a comercializar es el benzaldehído. Además, podría llegar a comercializarse el ácido benzoico, pero hay que tener en cuenta que será necesario añadir etapas adicionales al proceso, para poder obtener dicho producto en unas composiciones estandarizadas para su comercialización. Teniendo en cuenta los cálculos realizados en el Anexo III. *Viabilidad económica*, la planta puede considerarse inicialmente como rentable, debido al correcto valor obtenido en los parámetros de rentabilidad como el VAN y TIR.

7.9 Conclusión del análisis de viabilidad técnica

Teniendo en cuenta todo lo expuesto anteriormente, podría confirmarse que el proyecto a realizar es técnicamente viable, dado que se cumplen los requisitos de viabilidad económica y seguridad del proceso, además de que hay disponibilidad suficiente de materias primas y tecnología para poder llevarlo a cabo.

8. Descripción del proceso

A continuación, se describirá detalladamente el proceso productivo, teniendo en cuenta la capacidad de producción, los reactivos y productos implicados, los equipos y secciones del proceso, etcétera.

8.1 Capacidad de producción

La capacidad de producción de la planta será de 30.000 toneladas anuales, teniendo en cuenta que se operará en continuo 330 días al año durante las 24 horas del día, reservando los días restantes para operaciones de mantenimiento de equipos, revisiones del funcionamiento de la planta y limpieza.

8.2 Materias primas

Para llevar a cabo el proceso de obtención de benzaldehído, serán necesarias una serie de materias primas, las cuales se describirán a continuación.

8.2.1 Tolueno

El tolueno es la materia prima principal de este proceso. Este, se oxidará con aire para dar lugar al producto de interés, el benzaldehído, así como también a otros productos secundarios, como el ácido benzoico o el alcohol bencílico (52). Su estructura molecular se muestra en la Figura 29.

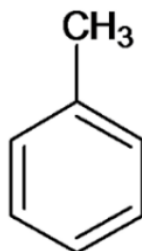


Figura 29: Estructura molecular del tolueno. Fuente: (52)

Se trata de una sustancia líquida incolora, inflamable, con viscosidad baja y un olor similar al del benceno. Es un buen disolvente para sustancias como grasas, aceites, resinas, azufre, fósforo y yodo, entre otras. Además, es completamente miscible en la mayoría de los disolventes orgánicos como los alcoholes, los éteres, las cetonas, los fenoles, los ésteres y los compuestos clorohidrocarbonados. Por otro lado, el tolueno es prácticamente insoluble en agua, lo que hace que, en ocasiones, sea necesario añadir un tercer compuesto, como el ácido acético, que contribuya a su miscibilidad (52).

Principalmente, puede hablarse de dos tipos diferentes de producto en función de su riqueza: Tolueno de calidad estándar o tolueno de grado industrial, el cual contiene algunas impurezas en su composición y tolueno de alta calidad o tolueno de grado de nitración, el cual es prácticamente puro (52). Dependiendo de la aplicación, será conveniente el uso de un grado de pureza u otro. Así, el tolueno de grado industrial se usa como aditivo de gasolinas, y el tolueno de alta pureza para la producción de sustancias químicas (53). Algunas propiedades físicas del tolueno se listan en la Tabla 14.

Tabla 14: Propiedades físicas del tolueno. Fuente: Adaptado de (52)- (54)

Fórmula molecular	C ₆ H ₅ CH ₃
Número C.A.S.	108-88-3
Masa molecular, g·mol⁻¹	92,14
Estado físico	Líquido
Punto de fusión, °C	-94,9
Punto de ebullición a presión atmosférica, °C	110,6
Presión de vapor a 25°C, kPa	3,8
Densidad a 25 °C y 1 atm, g·cm⁻³	0,8631
Viscosidad a 25 °C y 1 atm, kg·m⁻¹·s⁻¹	1,165·10 ⁻³
Solubilidad en agua	Insoluble

8.2.2 Aire

El aire es el reactivo limitante del proceso. Se considerará que el aire está compuesto en un 79% de nitrógeno y un 21% de oxígeno, despreciando así posibles trazas de otros gases y contaminantes con presencia minoritaria en la atmósfera. Por otro lado, es posible que el aire contenga una cantidad de sólidos en suspensión tales como cenizas, arenas, etc. Por este motivo, será necesaria la instalación de un filtro en su entrada al proceso.

En el proceso se empleará el oxígeno del aire, siendo el nitrógeno considerado como una sustancia inerte. Por razones económicas, se ha decidido utilizar aire directamente tomado del medio en vez de oxígeno puro. Algunas de las propiedades del aire se muestran en la Tabla 15.

Tabla 15: Propiedades físicas del aire. Fuente: Adaptado de (55)

Masa molecular, g·mol⁻¹	28,96
Estado físico	Gas
Punto de ebullición a 1 atm, °C	-194,4
Densidad en C. E², g·cm⁻³	1,276
Cp en C.E, kJ·kg⁻¹·K⁻¹	0,7171
Entalpía en C.E, kJ·mol⁻¹	11,57
Entropía en C.E, kJ·mol⁻¹·K⁻¹	0,11
Viscosidad en C.E, kg·m⁻¹·s⁻¹	1,722·10 ⁻⁵

8.2.3 Ácido acético

El ácido acético es una sustancia que forma parte del proceso de producción de benzaldehído únicamente como disolvente. Su acción es necesaria para incrementar la acción del catalizador, así como para provocar la miscibilidad entre el tolueno restante y el agua formada a la salida del reactor. Para ello será necesario alimentar una gran cantidad de tolueno, dado que la solubilidad de estas especies se consigue cuando la mezcla tiene al menos un 75% de tolueno (56). Por este motivo, y dado que la gran mayoría no se consume, se alimentará ácido acético en relación 3:1 con el tolueno al inicio de la operación de la planta, y a continuación, se irán añadiendo pequeñas cantidades para compensar las posibles pérdidas en los equipos de separación.

Es un reactivo principal en numerosas reacciones de síntesis de diferentes procesos comerciales. Puede transformarse en acetato de vinilo mediante su reacción con etileno y oxígeno, también es usado para la producción de anhídrido acético, así como también de ácidos cloroacéticos (57). Algunas propiedades físicas del ácido acético se muestran en la Tabla 16.

El ácido acético es un líquido incoloro y corrosivo, con un olor penetrante similar al del vinagre, que es considerado como sustancia peligrosamente vesicante. Forma azeótropos con muchos disolventes comunes, como el benceno, el tolueno, la piridina y el dioxano. Además, es miscible en agua, etanol, acetona, benceno, éter y tetracloruro de carbono, entre otros. Sin embargo, no es soluble en sulfuro de carbono. Su peligrosidad es mínima en concentraciones bajas, pero puede verse incrementada a medida que se incrementa su pureza (57). Su estructura molecular se muestra en la Figura 30.

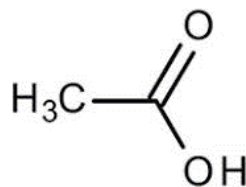


Figura 30: Estructura molecular del ácido acético. Fuente: (58)

² C.E. son las siglas empleadas para denotar las condiciones estándar de un gas (1 atm y 0°C)

Tabla 16: Propiedades físicas del ácido acético. Fuente: Adaptado de (58-61)

Fórmula molecular	CH ₃ COOH
Número C.A.S.	64-19-7
Masa molecular, g·mol⁻¹	60,05
Estado físico	Líquido
Punto de fusión, °C	16,6
Punto de ebullición a presión atmosférica, °C	117,9
Presión de vapor a 25°C, kPa	2,09
Densidad a 25 °C y 1 atm, g·cm⁻³	1,0446
Viscosidad a 25 °C y 1 atm, kg·m⁻¹·s⁻¹	1,056·10 ⁻³
Solubilidad en agua	Soluble

Suele aparecer de manera común en disolución con el agua, pero, por otro lado, existe el ácido acético glacial o anhídrido, el cual no contiene prácticamente agua en su composición, alcanzándose un nivel de pureza del 99,98% (59). En este caso, interesará utilizar ácido acético glacial, dado que no es conveniente el exceso de agua, ya que su objetivo es fomentar la miscibilidad entre las especies de agua y tolueno.

8.3 Productos

El principal objetivo del presente proyecto es la producción del benzaldehído, el producto principal del proceso. Así a todo, se producen también otros productos secundarios, de los cuales algunos pueden ser aprovechados para su posterior comercialización. A continuación, se explicarán sus principales características.

8.3.1 Benzaldehído

Es el producto principal del proceso de oxidación selectiva de tolueno en fase líquida.

Todas sus propiedades y aplicaciones se explican detalladamente en el apartado 4. *Introducción* del presente documento. Además, existen también diversas alternativas para la producción de dicha sustancia. Las más representativas, se recopilan también en el apartado 7. *Estudio de alternativas* del presente documento.

8.3.2 Ácido benzoico

Es el producto secundario más numeroso del proceso, debido a que presenta una forma química más oxidada que el benzaldehído, lo que provoca que la reacción se desplace hacia su producción.

El ácido benzoico es un sólido blanco y cristalino, conocido como el ácido carboxílico aromático más simple. Los cristales que se forman comienzan a sublimar alcanzados los 100°C de temperatura. Sin embargo, en el presente proceso aparecerá como líquido, debido a que se trabajará a temperaturas sensiblemente superiores a la de sublimación. Además, es volátil en presencia de vapor y forma azeótropos con compuestos como el difenilo, el benzoato de butilo, el difenil éter, el difenil metano y el naftaleno. Es débilmente soluble en agua. Tanto es así, que a 89,7°C una mezcla en exceso de ácido

benzoico con agua forma dos fases estables. Esas dos fases se vuelven homogéneas a 117,2°C (60). Su estructura molecular se muestra en la Figura 31.

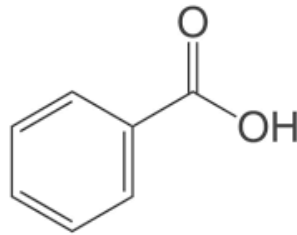


Figura 31: Estructura molecular del ácido benzoico. Fuente: (60)

Algunas de las propiedades físicas más representativas del ácido benzoico de muestran en la Tabla 17.

Tabla 17: Propiedades físicas del ácido benzoico. Fuente: Adaptado de (63-66)

Fórmula molecular	C ₆ H ₅ COOH
Número C.A.S.	65-85-0
Masa molecular, g·mol⁻¹	122,12
Estado físico	Sólido
Punto de fusión, °C	122,4 °C
Punto de ebullición a presión atmosférica, °C	249,2
Presión de vapor a 25°C, kPa	1·10 ⁻⁴
Densidad a 25 °C y 1 atm, g·cm⁻³	1,3
Solubilidad en agua	Insoluble

8.3.3 Alcohol bencílico

El alcohol bencílico es un producto minoritario del proceso, dado que conforma una estructura menos oxidada que el benzaldehído, y, por lo tanto, mediante catalizadores específicos, se promueve su oxidación hacia este último. Por tanto, dicha sustancia es minoritaria en comparación con las demás especies generadas. Su estructura molecular se muestra en la Figura 32.

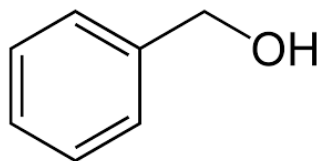


Figura 32: Estructura molecular del alcohol bencílico. Fuente: (61)

El alcohol bencílico es el alcohol aromático más simple e importante de la industria química. Se trata de un líquido incoloro con un débil olor típico de los compuestos aromáticos, y un con un ligero efecto irritante para las membranas mucosas. Se trata de una sustancia miscible con muchos disolventes orgánicos pero muy poco soluble en agua (61).

Algunas de las propiedades físicas y termodinámicas principales del alcohol bencílico se muestran en la Tabla 18.

Tabla 18: Propiedades físicas del alcohol bencílico. Fuente: Adaptado de (67-69)

Fórmula molecular	C ₇ H ₈ O
Número C.A.S.	100-51-6
Masa molecular, g·mol⁻¹	108,13
Estado físico	Líquido
Punto de fusión, °C	-15,2
Punto de ebullición a presión atmosférica, °C	205,3
Presión de vapor a 20°C, Pa	13,2
Densidad a 25 °C y 1 atm, g·cm⁻³	1,0419
Viscosidad a 25 °C y 1 atm, kg·m⁻¹·s⁻¹	5,474·10 ⁻³
Solubilidad en agua	Soluble

8.3.4 Agua

El agua es un subproducto minoritario formado en la reacción de oxidación de tolueno para dar lugar a benzaldehído. Se trata de un compuesto muy minoritario en el proceso, cuya presencia debe ser controlada debido a su insolubilidad con el principal reactivo del proceso: el tolueno. Algunas características del agua se muestran en la

Tabla 19.

Tabla 19: Propiedades físicas del agua. Fuente: Adaptado de (62)

Fórmula molecular	H ₂ O
Número C.A.S.	7732-18
Masa molecular, g·mol⁻¹	18,01
Estado físico	Líquido
Punto de fusión, °C	0
Punto de ebullición a presión atmosférica, °C	100
Presión de vapor a 25°C, Pa	3166,4
Densidad a 25 °C y 1 atm, g·cm⁻³	1
Viscosidad a 25 °C y 1 atm, kg·m⁻¹·s⁻¹	8,903·10 ⁻⁴

El agua es el compuesto mayoritario de la esfera terrestre. Se trata de una sustancia líquida e incolora, que puede llegar a encontrarse en los tres estados de agregación con una diferencia de temperatura de tan solo 100°C. Actúa normalmente como disolvente de muchas sustancias, dando lugar a las disoluciones acuosas. Se trata de una sustancia lo suficientemente inerte y estable como para ser la base de muchos componentes de la vida cotidiana.

8.4 Descripción química del proceso

Para entender correctamente el proceso de producción de benzaldehído, es necesario conocer, en primer lugar, las reacciones que tienen lugar en el mismo, y, en consecuencia, todos los productos que

se forman en ellas. A continuación, se estudiarán con detalle las rutas de reacción que tienen lugar en el proceso y sus principales características.

La reacción principal de este proceso es la oxidación del tolueno con oxígeno del aire. Se tiene, por lo tanto, una reacción de combustión. Como todas las reacciones de combustión, es altamente exotérmica, y, en consecuencia, existe una alta liberación de energía con el consecuente aumento de la temperatura del medio, lo que hace que esta deba ser cuidadosamente controlada para evitar el desencadenamiento de reacciones fuera de control, también conocidas como reacciones *runaway*. Además, provoca el paso de reactivos con una estructura química estable y ordenada a productos con una estructura arbitraria y desordenada, lo que hace que su entropía sea también elevada.

Por lo general, las reacciones de combustión ocurren de forma rápida o espontánea. Sin embargo, el tolueno, al tratarse de un compuesto aromático, presenta una gran estabilidad química que hace necesaria una temperatura de reacción lo suficientemente alta como para que la reacción sea favorable tanto desde el punto de vista de la termodinámica como el de la cinética. Por otro lado, los productos intermedios de la reacción de oxidación son notablemente más inestables y la reacción tiende a desplazarse hasta los productos finales, es decir, hasta la combustión total del tolueno CO_2 y agua. (63).

En la ruta de reacción que describe la oxidación del tolueno, mostrada en la Figura 33 se observa como el benzaldehído, cuya síntesis interesa favorecer, es el tercero de los numerosos productos intermedios a los que da lugar dicha reacción. Por este motivo, para dar lugar al producto principal del proceso en cuestión, se habla de una oxidación selectiva, para la cual es necesario seleccionar el catalizador y las condiciones de operación más favorables capaces de aumentar la selectividad de la reacción hacia la producción de benzaldehído y minimizar la formación de otros productos intermedios asociados a la ruta de oxidación del tolueno empleando aire como oxidante.

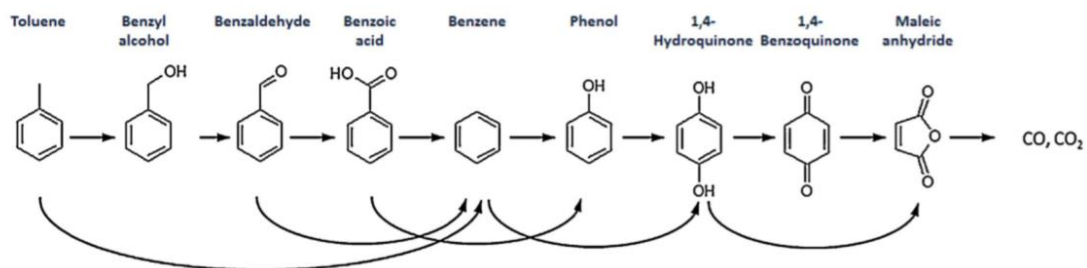


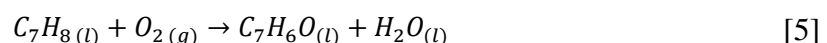
Figura 33: Ruta de reacción de la oxidación del tolueno. Fuente: (64)

En base al objetivo del proceso y al catalizador seleccionado, mencionado en el apartado 7. *Estudio de alternativas* y descrito con mayor detalle en el Anexo II Parte A del presente documento, las reacciones que tienen lugar para dar lugar a benzaldehído por oxidación parcial de tolueno son:

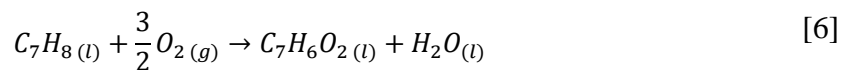
La oxidación de tolueno a alcohol bencílico:



La oxidación de tolueno a benzaldehído y agua:



La oxidación de tolueno a ácido benzoico y agua:



Tal y como se puede ver en las reacciones anteriores, a pesar de emplear un catalizador para maximizar la selectividad de la oxidación hacia la formación de benzaldehído, este no consigue inhibir al completo la formación de otros productos secundarios como son el alcohol bencílico y el ácido benzoico.

La selectividad de cada uno de los productos obtenidos a partir del sistema reactivo con respecto del tolueno reaccionado es de un 88,50% de benzaldehído, un 47,63% de ácido benzoico, un 11,50% de alcohol bencílico. Puede darse también la formación de otros productos derivados de la oxidación, como puede ser la antraquinona, el anhídrido maleico, y, en ocasiones, trazas de dióxido de carbono, aunque en este caso no se ha tenido en cuenta debido a que se trata de una producción minoritaria. La conversión global del tolueno considerada es de un 20,8% (47).

8.5 Descripción detallada del proceso

El proceso de producción de benzaldehído a partir de tolueno cuenta con tres secciones principales, para el acondicionamiento de las materias primas, la reacción y la separación de los productos, respectivamente. Estas, se describen en base al diagrama de flujo del proceso, recogido en el plano número cuatro del Documento II: *Planos* del presente proyecto.

8.5.1 Sección 100: Acondicionamiento de las materias primas

El principal objetivo de esta sección es modificar las condiciones de entrada de las materias primas al proceso y llevarlas a las condiciones a las que tiene lugar la reacción, modificando para ello su presión y temperatura. Las materias primas empleadas en el proceso productivo son, por un lado, una corriente de tolueno puro Petrosol 95 A suministrada por la Compañía Española de Petróleos S.A (CEPSA) desde la refinería de Gibraltar-San Roque, y por otro, una corriente de aire (79% N₂ y 21% O₂) obtenida directamente del ambiente. Estas, llegan a la planta en condiciones ambientales, considerando para ello presión atmosférica y una temperatura de 25°C. Al proceso entra también una corriente de ácido acético que actúa como disolvente polar prótico, cuyo objetivo es lograr la solubilidad entre el tolueno y el agua generada en el reactor, que, en un primer momento, son compuestos inmiscibles. Este compuesto también permite evitar la sobreoxidación del benzaldehído producido hacia otros productos que exceden objetivo y alcance de producción de la planta, aumentando de esta forma la selectividad hacia el producto de interés.

Por un lado, la corriente de aire (corriente 1) que entra al proceso se hace pasar por el compresor multietapa con refrigeración intermedia K-101 para aumentar la presión desde la atmosférica hasta 6 bar, con un aumento de temperatura de 25°C a 168,45°C. A continuación, se hace pasar por el filtro FT-101, para eliminar posibles partículas contaminantes que pueda contener y que puedan afectar al proceso, al catalizador utilizado o al correcto funcionamiento de los equipos de la planta. Una vez acondicionada la presión y filtrada adecuadamente, se hace pasar por el intercambiador de calor E-101, encargado de ajustar la temperatura del aire hasta los 140°C para su posterior entrada al reactor R-201.

Por otro lado, las corrientes de tolueno (corriente 5) y de ácido acético (corriente 7) se impulsan por medio de las bombas P-101 A/B y P-102 A/B para aumentar la presión desde 1 a 6 bar, previamente a su introducción en el tanque de mezcla TM-101, donde ambas corrientes se mezclan con la corriente 20, que se recircula desde colas de la columna de destilación T-302 y que está compuesta por ambas sustancias y pequeñas trazas de benzaldehído y agua. Una vez homogeneizada, la mezcla resultante o corriente 9 se hace pasar por el intercambiador de calor E-102 para aumentar la temperatura desde 100,69°C hasta la temperatura de reacción, que en este caso es de 140°C. Una vez conseguidas las condiciones de operación necesarias, la corriente 10 estará en condiciones de entrar en la Sección 200.

8.5.2 Sección 200: Reacción

La corriente 10, que contiene una mezcla de tolueno, ácido acético y pequeñas trazas de benzaldehído y agua, junto con la corriente 4, compuesta de aire y ambas procedentes de la Sección 100: Acondicionamiento de las materias primas, entran al reactor R-201 a las condiciones de reacción fijadas. El reactor seleccionado para la producción de benzaldehído a partir de tolueno es un reactor catalítico tipo *slurry* de burbujeo cargado con un catalizador heterogéneo sólido sintetizado a base de óxido de manganeso y de molibdeno en una proporción Mn/Mo igual a 3:1. Este ha sido escogido para dicho proceso por la alta efectividad que presenta en la oxidación de tolueno hacia la obtención de benzaldehído y por la disponibilidad de cinéticas previamente estudiadas.

Teniendo en cuenta las posibles reacciones asociadas al proceso y recogidas en el apartado 9.6. *Descripción química del proceso*, la sección de reacción se centra en la oxidación parcial de tolueno en fase líquida que da lugar por un lado a alcohol bencílico, benzaldehído y ácido benzoico, ordenados desde el producto menos oxidado al más oxidado.

La cinética del proceso es propia de una reacción en serie, por lo que es interesante mantener la selectividad del benzaldehído elevada, y, consecuentemente, impedir que continúe oxidándose y que pueda dar lugar a grandes cantidades de otros productos como el ácido benzoico u otras formas más oxidadas, las cuales son minoritarias. Esto, se consigue gracias a la selección del catalizador a base de óxido de Mn/Mo, que favorece que el alcohol bencílico se siga oxidando para aumentar la selectividad del benzaldehído por medio de una reacción que tiene lugar a una velocidad relativamente elevada. Por otro lado, el benzaldehído se oxida dando lugar a ácido benzoico muy rápidamente en comparación con las reacciones que forman parte del proceso, de ahí la importancia de utilizar un catalizador a base de manganeso, que, con la adición de molibdeno consigue estabilizar el benzaldehído, aumentando su rendimiento y frenando su oxidación hacia dicho producto.

Para ello, se fijan unas condiciones tales que el medio de reacción permanezca en fase líquida en todo momento y prestando atención a que no se produzca la evaporación del tolueno, siendo estas una presión de 6 bar y una temperatura de 140°C, rango en el cual se ha estudiado el comportamiento del catalizador para determinar su cinética de reacción.

8.5.3 Sección 300: Separación y purificación

La corriente 11 de salida del reactor R-201, compuesta por agua, alcohol bencílico, ácido benzoico, benzaldehído y nitrógeno gas, ácido acético y el tolueno restante, pasa a través de la válvula VL-301, en la cual reduce su presión desde 6 bar a presión atmosférica. Consecuentemente, su temperatura también desciende hasta los 94,70°C. A continuación, la corriente 12 se introduce en el intercambiador de calor E-301 con el objetivo de disminuir la temperatura de la corriente hasta los 101,8°C,

temperatura a la cual se lleva a cabo la primera destilación en la columna T-301, la cual trabaja a presión atmosférica. En ella, se introduce la corriente 13 y se separa, por cabezas una corriente enriquecida en tolueno, ácido acético, agua y nitrógeno gas y, por colas, una corriente compuesta principalmente por ácido benzoico, benzaldehído y alcohol bencílico.

Por un lado, el producto de cabezas de la columna de destilación T-301 se hace pasar por el condensador total E-302. En este punto cabe mencionar que el condensador E-302 cuenta con una salida de no condensables, cuyo fin es eliminar del proceso la corriente 23 de nitrógeno gas, enviándola a debido tratamiento y asegurando así que se eliminen todas las trazas gaseosas existentes en el proceso. Tras separar la corriente gaseosa, el fluido condensado entra al tambor de reflujo V-301 donde una parte vuelve a introducirse en la columna impulsado por la bomba P-301 A/B y la otra, mediante la corriente 14 o corriente de destilado abandona la unidad de destilación. Por otro lado, la corriente de salida por colas de la columna de destilación T-301, es impulsada por la bomba P-303 A/B y pasa a través de la caldera parcial E-305, en la cual se vaporiza parte de la corriente, y se reintroduce en la columna. La fracción líquida restante o corriente 15, se bombea por medio de la bomba P-304 A/B hasta la de la columna de destilación T-303, que opera a presión atmosférica.

La bomba P-302 A/B impulsa la corriente 14 a la entrada a la columna T-302, donde se separa por cabezas la mayor parte del agua generada en la sección de reacción con restos mínimos de tolueno y ácido acético. Esta, tras pasar por el condensador total E-303, el tambor de reflujo V-302, y bombearse parte de ella al interior de la columna de destilación mediante la bomba P-305 A/B, se envía al tratamiento de aguas residuales adecuado, bombeada mediante la bomba P-310 A/B. Paralelamente, por colas de la columna de destilación T-302 sale una corriente líquida enriquecida en tolueno y ácido acético que se impulsa con la bomba P-306 A/B y se hace pasar por la caldera parcial E-304, para devolver una fracción de esta en fase vapor de nuevo a la columna. La corriente 19, que se corresponde con la parte de la corriente no vaporizada en la caldera E-304, sale de la columna de destilación y se recircula al tanque de mezcla TM-101, impulsada por la bomba P-307 A/B que se encarga de llevarla a una presión de 6 bar antes de entrar a dicho tanque.

Por último, la corriente 17, que sale por colas de la columna de destilación T-301 se introduce en la columna de destilación T-303. En ella, se obtiene por cabezas una corriente de benzaldehído al 99% de pureza que se hace pasar por el condensador total E-306 y de este al tambor de reflujo V-303. Allí, una parte de la corriente líquida obtenida se impulsa mediante la bomba P-305 A/B para volver a ser introducida en la columna. La corriente 21 o destilado contiene el producto de interés del proceso productivo. Dicha corriente contiene benzaldehído al 99% de pureza, alguna traza de alcohol bencílico y ácido acético. A su vez, la corriente de colas de la columna de destilación T-303, formada por ácido benzoico, alcohol bencílico y trazas de benzaldehído, pasa a través de la caldera parcial E-307 y una parte de ella es vaporizada e introducida de nuevo en la columna de destilación. La corriente 26 podría ser posteriormente tratada y purificada con el objetivo de comercializar alguno de sus componentes.

8.6 Descripción de la instalación

En este apartado se hace una breve descripción de las diferentes áreas que constituyen la planta situada en el área de El Fresno, en el municipio gaditano de Los Barrios. Esta, será útil para comprender el plano número 3 del Documento II. *Planos*.

8.6.1 Área de servicios

El área de servicios incluye la zona de oficinas en las que se llevan a cabo los trámites administrativos y de gestión de la planta, y en la cual se recibe al personal ajeno al propio funcionamiento de esta. En ella también se sitúan los vestuarios y el comedor destinados para uso exclusivo del personal de la planta.

8.6.2 Área de proceso

El área de proceso incluye las tres secciones que constituyen el proceso de producción de benzaldehído a partir de tolueno y sus respectivas unidades, descritas en el apartado 9. *Descripción de equipos*

8.6.3 Área de utilidades

El área de utilidades alberga todas las utilidades necesarias para el correcto funcionamiento del proceso productivo, enumeradas en el apartado 7.3.3 *Disponibilidad de utilidades*.

8.6.4 Área de almacenaje

El área de almacenaje incluye la zona en la que se almacenan los productos resultantes del proceso una vez acondicionados para su comercialización. Además, también cuenta con una zona de almacenamiento de los residuos del proceso que serán recogidos para su posterior tratamiento, gestionado de forma externa a la propia planta.

8.6.5 Sala de control, laboratorio y taller de mantenimiento

La sala de control, el laboratorio y el taller de mantenimiento se sitúan próximos al área de servicios y respetando las distancias mínimas de seguridad exigidas con respecto al área del proceso. Todas ellas son zonas paralelas al funcionamiento normal del proceso productivo que permiten mantenerlo controlado para cumplir con las especificaciones de producción. Para ello, la sala de control cuenta con un sistema informático dotado de ordenadores y paneles que permiten visualizar en todo momento el funcionamiento del proceso y del sistema de instrumentación y control implementado. El laboratorio dispone de los instrumentos analíticos necesarios para comprobar que los productos del proceso cumplen con las especificaciones de calidad exigidas por el cliente antes de su comercialización. Con respecto al taller de mantenimiento este dispone de los mecanismos y herramientas adecuados para poder solucionar fallos puntuales de funcionamiento en las unidades de proceso.

8.6.6 Estación contra incendios

La estación contra incendios se destina exclusivamente a albergar la red de bombeo de agua contra posibles incendios que puedan tener lugar, así como todo el equipamiento y sistemas de seguridad necesarios para poder controlarlos a tiempo.

8.6.7 Área de aparcamiento

El área de aparcamiento es un recinto propuesto para el estacionamiento de los vehículos pertenecientes al personal de la planta y para el uso de personal externo que pueda acceder a la misma.

8.6.8 Área de carga y descarga

El área de carga y descarga se utiliza para que los camiones encargados de transportar las materias primas hasta la planta y de distribuir los productos determinados desde ella puedan estacionar y realizar los trabajos de carga y descarga sin entorpecer el correcto funcionamiento del proceso productivo.

9. Descripción de equipos

En este apartado se adjunta una breve descripción de cada uno de los equipos que constituyen la planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno, de acuerdo con el plano número 4 del Documento II. *Planos*.

9.1 Sección 100: Acondicionamiento de materias primas

En la Tabla 20 se incluyen los equipos que constituyen la sección 100 y a continuación la descripción de cada uno de ellos.

Tabla 20. Equipos de la Sección 100.

Unidad	Identificación
Compresor	K-101
Filtro	FT-101
Intercambiador de calor	E-101
Bomba	P-101 A/B
Bomba	P-102 A/B
Tanque de mezcla de líquidos	TM-101
Intercambiador de calor	E-102

9.1.1 Filtro FT-101

El filtro FT-101 se instala para filtrar el aire que entra al proceso como materia prima y eliminar posibles partículas en suspensión que puedan poner en peligro la eficacia del proceso y el correcto funcionamiento de las demás unidades. Se trata de un filtro electrostático con ventilador centrífugo y una capacidad de $5000 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.

9.1.2 Compresor K-101

El compresor K-101 se emplea para impulsar y aumentar la presión del aire de entrada desde 1 bar a 6,3 bar.

9.1.3 Intercambiador de calor E-101

El intercambiador de calor E-101 tiene como objetivo disminuir la temperatura del aire que sale del compresor K-101 desde $168,45^\circ\text{C}$ hasta 140°C , temperatura a la que opera el reactor R-201.

Se trata de un intercambiador de calor de carcasa y tubos que utiliza como utilidad agua de refrigeración a presión atmosférica con una temperatura de 25°C circulando por tubos, mientras que el fluido a enfriar circula por carcasa.

9.1.4 Bomba P-101 A/B

La bomba P-101 A/B es una bomba centrífuga utilizada para impulsar y aumentar la presión de la corriente de tolueno que entra al tanque de mezcla TM-101 desde 1 bar hasta 6,5 bar. Se incluyen dos bombas centrífugas en paralelo, siendo la bomba P-101 B la que funciona como repuesto en caso de que se produzca algún fallo en el funcionamiento normal de la bomba P-101 A.

9.1.5 Bomba P-102 A/B

La bomba P-102 A/B es una bomba centrífuga utilizada para impulsar y aumentar la presión de la corriente de ácido acético que entra al tanque de mezcla TM-101 desde 1 bar hasta 6,5 bar. Se incluyen dos bombas centrífugas en paralelo, siendo la bomba P-102 B la que funciona como repuesto en caso de que se produzca algún fallo en el funcionamiento normal de la bomba P-102 A.

9.1.6 Tanque de mezcla de líquidos TM-101

El tanque de mezcla TM-101 se utiliza para mezclar las corrientes de tolueno y ácido acético que entran al proceso como materias primas (corrientes 6 y 8 respectivamente) con la corriente de salida por colas de la columna de destilación T-302 (corriente 20), que contiene dichos compuestos y pequeñas trazas de benzaldehído y agua, y se recircula aguas arriba. Para asegurar una correcta mezcla de las tres corrientes se utiliza un agitador de turbina de placas planas.

Todas las corrientes que entran en TM-101 están a 6,5 bar de presión. Al mezclarse entre ellas estando a distintas temperaturas, tal y como se detalla en el balance de energía del Anexo I de la presente memoria, la temperatura de mezcla resultante es de 99,31°C.

9.1.7 Intercambiador de calor E-102

El intercambiador de calor E-102 se utiliza para aumentar la temperatura de la mezcla de salida del tanque de mezcla de líquidos TM-101 (corriente 9) desde 99,31°C hasta 140°C, temperatura a la que opera el reactor R-201.

Se trata de un intercambiador de calor de carcasa y tubos que utiliza como utilidad vapor a baja presión a 6 barg con una temperatura de 165°C circulando por tubos, mientras que el fluido a enfriar circula por carcasa.

9.2 Sección 200: Reacción

La sección 200 está formada únicamente por el reactor del proceso, descrito a continuación.

9.2.1 Reactor R-201

El reactor R-201 consiste en un reactor tipo *slurry* de burbujeo en el que tienen lugar las tres oxidaciones parciales presentadas en el apartado 9.6. *Descripción química del proceso* a una presión de 6 bar y a una temperatura de 140°C.

Se trata de un recipiente cilíndrico de orientación vertical construido en acero inoxidable grado 304, cuyo diseño se aborda en la Parte A del Anexo I. El volumen total del lecho es de 69,93 m³ con un diámetro de 3,62 m y una altura de 6,80 m.

El medio de reacción se divide en un total de 46 tubos de acero inoxidable y Schedule 40, con un diámetro interno de 333,4 mm y un espesor de 11,10 mm, alrededor de los cuales circula una corriente de agua de refrigeración a 25°C que permite contrarrestar la liberación de calor de las reacciones implicadas y mantenerlo en un modo de operación isotérmico.

9.3 Sección 300: Separación y purificación

En la Tabla 21 se incluyen los equipos que constituyen la sección 300 y a continuación la descripción de cada uno de ellos.

Tabla 21: Equipos de la Sección 300.

Unidad	Identificación
Intercambiador de calor	E-301
Válvula de estrangulamiento	VL-301
Columna de destilación	T-301
Intercambiador de calor	E-302
Tambor de reflujo	V-301
Bomba	P-301 A/B
Bomba	P-302 A/B
Bomba	P-303 A/B
Intercambiador de calor	E-305
Bomba	P-304 A/B
Columna de destilación	T-302
Intercambiador de calor	E-303
Tambor de reflujo	V-302
Bomba	P-305 A/B
Bomba	P-310 A/B
Bomba	P-306 A/B
Intercambiador de calor	E-304
Bomba	P-307 A/B
Columna de destilación	T-303
Intercambiador de calor	E-306
Tambor de reflujo	V-303
Bomba	P-308 A/B
Bomba	P-311 A/B
Bomba	P-309 A/B
Intercambiador de calor	E-307
Bomba	P-312 A/B

9.3.1 Intercambiador de calor E-301

El intercambiador de calor E-301 se encarga de aumentar la temperatura de la corriente de producto de salida de la válvula VL-301 (corriente 12) desde 97,18°C a 101,9°C, temperatura a la que entra en la columna de destilación T-301.

Se trata de un intercambiador de calor de carcasa y tubos que utiliza como utilidad vapor a baja presión a 1,7 barg circulando por tubos, mientras que el fluido a calentar circula por carcasa.

9.3.2 Válvula de estrangulamiento VL-301

La válvula de estrangulamiento VL-301 se utiliza para disminuir la presión de la corriente de producto que sale del reactor R-201 (corriente 11) desde 5,97 bar a 1,1 bar, presión a la que entra en la columna de destilación T-301. A su vez, la temperatura se disminuirá desde 140°C a 97,18°C.

9.3.3 Columna de destilación T-301

Se ha optado por una columna de platos para llevar a cabo la operación de destilación en la T-301, en la que se separan, por un lado, el agua y los reactivos restantes de la sección de reacción y por otro, los productos obtenidos de esta última. Se trata de una columna que trabaja con un condensador total de salida de no condensables, por el cual se elimina del proceso el nitrógeno restante de la oxidación parcial del tolueno. Cuenta también con una caldera parcial. La columna trabaja a presión atmosférica, y la corriente a separar se alimenta como líquido saturado.

9.3.4 Intercambiador de calor E-302

El intercambiador de calor E-302 es un condensador total con salida de no condensables, que se utiliza para condensar la corriente de salida por cabezas de la columna de destilación T-301, la cual sale a una temperatura de 99,78°C, y separarla de la corriente de nitrógeno gas, el cual, se elimina del proceso.

Se trata de un intercambiador de calor de carcasa y tubos que utiliza como utilidad agua de refrigeración a presión atmosférica con una temperatura de 25°C circulando por tubos, mientras que el fluido a condensar circula por carcasa. Tiene una de productos no condensables a mayores de la salida del producto condensado.

9.3.5 Tambor de reflujo V-301

El tambor de reflujo V-301 se utiliza para separar la corriente de reflujo por cabezas de la columna de destilación T-301 de la corriente de destilado, que contendrá agua y pequeñas trazas de tolueno y ácido acético.

9.3.6 Bomba P-301 A/B

La bomba P-301 A/B tiene como objetivo impulsar la corriente de reflujo, que sale del tambor de reflujo V-301 y entra de nuevo por cabezas de la columna de destilación T-301. Se incluyen dos bombas centrífugas en paralelo, siendo la bomba P-301 B la que funciona como repuesto en caso de que se produzca algún fallo en el funcionamiento normal de la bomba P-301 A.

9.3.7 Bomba P-302 A/B

La bomba P-302 A/B tiene como objetivo impulsar la salida de producto de cabezas de la columna de destilación T-301 hacia la columna de destilación T-302. Se incluyen dos bombas centrífugas en paralelo, siendo la bomba P-302 B la que funciona como repuesto en caso de que se produzca algún fallo en el funcionamiento normal de la bomba P-302 A.

9.3.8 Bomba P-303 A/B

La bomba P-303 A/B tiene como objetivo impulsar la salida por colas de la columna de destilación T-301 hacia la caldera parcial E-305. Se dispone de dos bombas centrífugas en paralelo, siendo la bomba P-303 B la que funciona como repuesto en caso de que se produzca algún fallo en el funcionamiento normal de la bomba P-303 A.

9.3.9 Intercambiador de calor E-305

El intercambiador de calor E-305 es una caldera parcial tipo *kettle*, utilizada para vaporizar parte de la corriente de salida por colas de la columna de destilación T-301, la cual sale a una temperatura de 196,80°C.

Se trata de un intercambiador de carcasa y tubos que utiliza como utilidad vapor a alta presión a 50 barg y a una temperatura de 263,9°C circulando por tubos, mientras que el fluido a vaporizar circula por carcasa.

9.3.10 Bomba P-304 A/B

La bomba P-304 A/B tiene como objetivo impulsar la salida de producto de colas de la columna de destilación T-301 hacia la columna de destilación T-303. Se incluyen dos bombas centrífugas en paralelo, siendo la bomba P-304 B la que funciona como repuesto en caso de que se produzca algún fallo en el funcionamiento normal de la bomba P-304 A.

9.3.11 Columna de destilación T-302

Se ha elegido una columna de platos para llevar a cabo la operación de destilación en la T-302, en la que se separan, por un lado, el agua con pequeñas trazas de tolueno y ácido acético y por otro, el caudal restante de tolueno y ácido acético junto con pequeñas trazas de benzaldehído. Se trata de una columna que cuenta con un condensador total y una caldera parcial. La columna presión de operación de la columna es de 1 bar, y la corriente a separar se alimenta como líquido saturado.

9.3.12 Intercambiador de calor E-303

El intercambiador de calor E-303 es un condensador total que se utiliza para condensar la corriente de salida por cabezas de la columna de destilación T-302, la cual sale a una temperatura de 84,34°C.

Se trata de un intercambiador de calor de carcasa y tubos que utiliza como utilidad agua de refrigeración a presión atmosférica y a 25°C circulando por tubos, mientras que el fluido a condensar circula por carcasa.

9.3.13 Tambor de reflujo V-302

El tambor de reflujo V-302 se utiliza para separar la corriente de reflujo por cabezas de la columna de destilación T-302 de la corriente de destilado, que contendrá agua y pequeñas trazas de tolueno y ácido acético.

9.3.14 Bomba P-305 A/B

La bomba P-305 A/B tiene como objetivo impulsar la corriente de reflujo, que sale del tambor de reflujo V-302 y entra de nuevo por cabezas de la columna de destilación T-302. Se incluyen dos bombas centrífugas en paralelo, siendo la bomba P-305 B la que funciona como repuesto en caso de que se produzca algún fallo en el funcionamiento normal de la bomba P-305 A.

9.3.15 Bomba P-310 A/B

La bomba P-310 A/B tiene como objetivo impulsar el agua obtenida como producto destilado de la columna T-302 a una línea de tratamiento de aguas ubicada fuera del propio proceso, donde pueda ser preparada para poder reintegrarse en el proceso como utilidad. Se incluyen dos bombas centrífugas en paralelo, siendo la bomba P-310 B la que funciona como repuesto en caso de que se produzca algún fallo en el funcionamiento normal de la bomba P-310 A.

9.3.16 Bomba P-306 A/B

La bomba P-306 A/B tiene como objetivo impulsar la salida por colas de la columna de destilación T-302 hacia el intercambiador de calor E-304. Se incluyen dos bombas centrífugas en paralelo, siendo la bomba P-306 B la que funciona como repuesto en caso de que se produzca algún fallo en el funcionamiento normal de la bomba P-306 A.

9.3.17 Intercambiador de calor E-304

El intercambiador de calor E-304 es una caldera parcial tipo *kettle*, utilizada para vaporizar parte de la corriente de salida por colas de la columna de destilación T-302, la cual sale a una temperatura de 104,30°C.

Se trata de un intercambiador de carcasa y tubos que utiliza como utilidad vapor de baja presión a 1 barg circulando por tubos, mientras que el fluido a vaporizar circula por carcasa.

9.3.18 Bomba P-307 A/B

La bomba P-307 A/B tiene como objetivo impulsar la salida de producto de colas de la columna de destilación T-302 hacia el tanque de mezcla TM-101, a modo de recirculación. Debe garantizar un aumento de presión en la corriente (corriente 19) desde aproximadamente 1,02 bar a 6,5 bar. Se incluyen dos bombas centrífugas en paralelo, siendo la bomba P-307 B la que funciona como repuesto en caso de que se produzca algún fallo en el funcionamiento normal de la bomba P-307 A.

9.3.19 Columna de destilación T-303

Se ha elegido una columna de platos para llevar a cabo la operación de destilación en la T-303, en la que se separan, por un lado, el benzaldehído al 99% de pureza, siendo el producto de interés del proceso, y por otro, los caudales de los demás productos secundarios formado mayormente por alcohol bencílico y el ácido benzoico. Se trata de una columna que cuenta con un condensador total y una caldera parcial. La columna trabaja a presión atmosférica, y la corriente a separar se alimenta como líquido saturado.

9.3.20 Intercambiador de calor E-306

El intercambiador de calor E-306 es un condensador total que se utiliza para condensar la corriente de salida por cabezas de la columna de destilación T-303, la cual sale a una temperatura de 178,91°C.

Se trata de un intercambiador de calor de carcasa y tubos que utiliza como utilidad agua de refrigeración a 25°C circulando por tubos, mientras que el fluido a condensar circula por tubos.

9.3.21 Tambor de reflujo V-303

El tambor de reflujo V-303 se utiliza para separar la corriente de reflujo por cabezas de la columna de destilación T-303 de la corriente de destilado, que contendrá agua y pequeñas trazas de tolueno y ácido acético.

9.3.22 Bomba P-308 A/B

La bomba P-308 A/B tiene como objetivo impulsar la corriente de reflujo, que sale del tambor de reflujo V-303 y entra de nuevo por cabezas de la columna de destilación T-303. Se incluyen dos bombas centrífugas en paralelo, siendo la bomba P-308 B la que funciona como repuesto en caso de que se produzca algún fallo en el funcionamiento normal de la bomba P-308 A.

9.3.23 Bomba P-311 A/B

La bomba P-311 A/B tiene como objetivo impulsar el producto destilado de la columna T-303, formado por benzaldehído al 99% de pureza, hacia el exterior del proceso, donde será debidamente almacenado. Se incluyen dos bombas centrífugas en paralelo, siendo la bomba P-311 B la que funciona como repuesto en caso de que se produzca algún fallo en el funcionamiento normal de la bomba P-311 A.

9.3.24 Bomba P-309 A/B

La bomba P-309 A/B tiene como objetivo impulsar la salida por colas de la columna de destilación T-303 hacia el intercambiador de calor E-307. Se incluyen dos bombas centrífugas en paralelo, siendo la bomba P-309 B la que funciona como repuesto en caso de que se produzca algún fallo en el funcionamiento normal de la bomba P-309 A.

9.3.25 Intercambiador de calor E-307

El intercambiador de calor E-307 es una caldera parcial tipo *kettle*, utilizada para vaporizar parte de la corriente de salida por colas de la columna de destilación T-303, la cual sale a una temperatura de 234,75°C.

Se trata de un intercambiador de carcasa y tubos que utiliza como utilidad vapor de alta presión a 50 barg circulando por tubos, mientras que el fluido a vaporizar circula por carcasa.

9.3.26 Bomba P-312 A/B

La bomba P-312 A/B tiene como objetivo impulsar el producto de colas de la columna T-303, formado mayormente por ácido benzoico y alcohol bencílico, hacia otras posibles unidades de separación que podrán permitir la purificación de ambos productos para su posterior uso, o bien hacia unidades de almacenamiento o tratamiento de residuos químicos o sustancias secundarias. Se dispone de dos bombas centrífugas en paralelo, siendo la bomba P-312 B la que funciona como repuesto en caso de que se produzca algún fallo en el funcionamiento normal de la bomba P-312 A.

10. Control e instrumentación

10.1 Introducción

Con el fin de evitar situaciones fuera de control que puedan comprometer las especificaciones de producción, la rentabilidad económica de la planta, la seguridad, las normativas ambientales vigentes o las restricciones de operación es de gran importancia disponer de un sistema de control debidamente diseñado, implementado e instrumentado que sea capaz de eliminar la influencia de cualquier perturbación externa, asegurando de esta forma la continua estabilidad del proceso.

10.2 Variables asociadas a un sistema de control

10.2.1 Clasificación

El primer paso es definir el objetivo de cada uno de los lazos de control implementados, identificar las variables que se desean controlar y como se debe actuar para poder controlarlas, para lo cual se hace una breve distinción entre los dos principales tipos de variables existentes: (65)

Variables de entrada: son las que indican el efecto de entorno sobre la operación de un determinado proceso, clasificándose a su vez en:

- **Perturbaciones:** si el entorno actúa sobre el proceso de forma ajena a la decisión del sistema de control o de un operador.
- **VARIABLES MANIPULADAS:** si el efecto sobre el proceso es decisión de un operador o del sistema de control para eliminar la influencia de perturbaciones externas y garantizar el correcto transcurso de la producción.

VARIABLES CONTROLADAS O DE SALIDA: son aquellas que indican el efecto del proceso controlado sobre el entorno, de forma medible o no medible en función de si sus valores se pueden conocer o no por medida directa.

Además, para el diseño de un sistema de control es necesario fijar un valor de consigna o *set point*, considerado como el valor de referencia con el que se compara la señal de la variable controlada y a partir del cual se toma la decisión sobre la variable a manipular.

10.2.2 Descripción de variables

A continuación, se presentan las variables seleccionadas como controladas y manipuladas para las tres secciones que constituyen la planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno. Por un lado, la selección de las variables controladas se lleva a cabo teniendo en cuenta su importancia para el adecuado funcionamiento de la planta. Por otro lado, las variables manipuladas se definen en base a la sensibilidad que presentan las variables controladas ante variaciones en las mismas, de forma que cuando se detecta una modificación en la variable que se desea mantener bajo control el controlador pueda actuar sobre la manipulada devolviendo el proceso a su estado original de forma rápida y directa. En la Tabla 22,

Tabla 23 y Tabla 24 se describen las variables que necesitan ser controladas en la Sección 100, 200 y 300 respectivamente.

Tabla 22: Descripción de las variables de la Sección 100: Acondicionamiento de las materias primas

Objetivo del control	Variable controlada	Variable manipulada
Control de temperatura	Temperatura de la corriente 4 de salida del intercambiador de calor E-101	Flujo de vapor de alta presión que entra a la carcasa del intercambiador de calor E-101
Control de temperatura	Temperatura de la corriente 10 de salida del intercambiador de calor E-102	Flujo de vapor de alta presión que entra a la carcasa del intercambiador de calor E-102
Control de presión	Flujo de la corriente 3 de salida del compresor K-101	Flujo de la corriente de recirculación del compresor K-101
Control de presión	Flujo de la corriente 6 de salida de la bomba P-101 A/B	Flujo de la corriente de recirculación de la bomba P-101 A/B
Control de presión	Flujo de la corriente 8 de salida de la bomba P-102 A/B	Flujo de la corriente de recirculación de la bomba P-102 A/B
Control de nivel	Nivel de líquido en el tanque de mezcla TM-101	Flujo de líquido de la corriente 9
Control de composición	Composición de la corriente 9 de salida del tanque de mezcla TM-101	Flujo de entrada de las corrientes 6,8 y 20 al tanque de mezcla TM-101

Tabla 23. Descripción de las variables de la Sección 200: Reacción

Objetivo del control	Variable controlada	Variable manipulada
Control de temperatura	Temperatura en el reactor R-202	Flujo de agua de refrigeración que entra a la carcasa del intercambiador de calor E-201
Control de presión	Presión en el reactor R-202	Flujo de salida de gas por cabezas del reactor R-202
Control de nivel	Nivel de líquido en el reactor R-202	Flujo de salida de la corriente 11
Control de composición	Composición de la corriente 11 a la salida del reactor R-202	Flujo de entrada de las corrientes 4 y 10 al reactor R-202

Tabla 24. Descripción de las variables de la Sección 300: Separación y purificación

Objetivo del control	Variable controlada	Variable manipulada
Control de presión	Presión en la columna de destilación T-301 (sección de cabezas)	Flujo de salida de no condensables del condensador total E-302 (corriente 23)
Control de temperatura	Temperatura en la entrada de la columna de destilación T-301	Flujo de entrada de fluido calefactor al intercambiador E-301
Control de temperatura	Temperatura en la columna de destilación T-301 (sección de colas)	Flujo de entrada de vapor calefactor en la caldera E-305
Control de nivel	Nivel de líquido en la columna de destilación T-301	Flujo de salida de líquido saturado de la sección de agotamiento de la T-301
Control de nivel	Nivel del tambor de reflujo V-301	Flujo de salida del tambor de reflujo V-301 como líquido saturado (corriente 14)
Control de presión	Presión en la columna de destilación T-302 (sección de cabezas)	Flujo de entrada de fluido refrigerante condensador total E-303
Control de temperatura	Temperatura en la columna de destilación T-302 (sección de colas)	Flujo de entrada de vapor calefactor en la caldera E-304
Control de nivel	Nivel de líquido en la columna de destilación T-302	Flujo de salida de líquido saturado de la sección de agotamiento de la T-302
Control de nivel	Nivel del tambor de reflujo V-302	Flujo de salida del tambor de reflujo V-302 como líquido saturado (corriente 18)
Control de presión	Presión en la columna de destilación T-303 (sección de cabezas)	Flujo de entrada de fluido refrigerante condensador total E-306
Control de temperatura	Temperatura en la columna de destilación T-303 (sección de colas)	Flujo de entrada de vapor calefactor en la caldera E-307
Control de nivel	Nivel de líquido en la columna de destilación T-303	Flujo de salida de líquido saturado de la sección de agotamiento de la T-303
Control de nivel	Nivel del tambor de reflujo V-303	Flujo de salida del tambor de reflujo V-303 como líquido saturado (corriente 21)
Control de composición	Temperatura en la columna de destilación T-303 (sección de cabezas)	Caudal de reflujo a la corriente T-303

10.3 Configuración de control

Una vez definidas cada una de las variables es necesario seleccionar la configuración de control que mejor se adapte, que en este caso es de tipo SISO (Single Input-Single Output) ya que solo hay una entrada y una salida. (65)

10.3.1 Justificación de la selección

Para llevar a cabo el control de todas las variables que afectan al correcto funcionamiento de la planta se decidió emplear el control *feedback* por tratarse de un método sencillo y del más empleado en el control de procesos, lo que hace que esté muy desarrollado, facilitando así su configuración y puesta en marcha. Por lo tanto, para el control de presión, nivel, temperatura y composición a lo largo de la instalación se dispone de 22 lazos de control con configuración *feedback* para los cuales las variables manipuladas se modifican teniendo en cuenta el valor de sus correspondientes variables controladas, de forma que una realimentación positiva supone un aumento del error y descarta la estabilidad con respecto al valor de consigna establecido, y una realimentación negativa reduce el error y aporta estabilidad al proceso.

En la Figura 34 se esquematiza el funcionamiento de los lazos de control *feedback*.

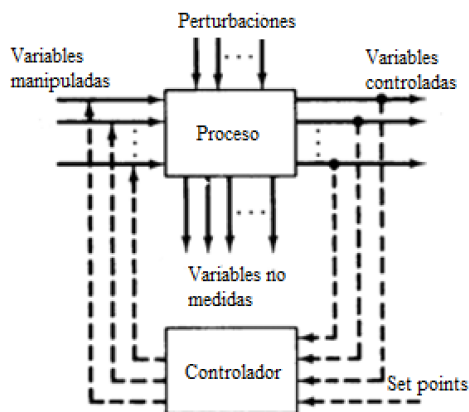


Figura 34. Control *feedback*. Fuente: Adaptado de (65)

Además, en el lazo de control TIC-202 se opta por un sistema de control avanzado constituido por un lazo en cascada, ya que permite eliminar las perturbaciones antes de que puedan afectar a la variable a controlar. Este sistema de control, esquematizado en la Figura 35, consiste en dos lazos de control *feedback* anidados entre sí, estableciendo uno (lazo primario) el valor de consigna del segundo (lazo secundario).

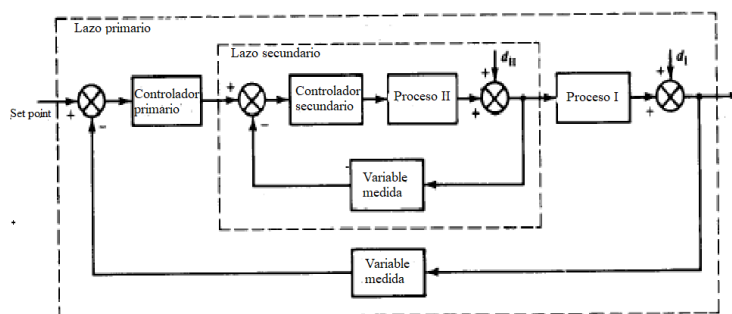


Figura 35. Control en cascada. Fuente: Adaptado de (65)

10.4 Algoritmos de control

Existen distintos algoritmos para llevar a cabo el control de procesos. En este apartado se justificará el modo de control seleccionado en la planta de producción.

10.4.1 Justificación de la selección

Los lazos de control a instalar en la planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno están destinados principalmente al control de temperatura, presión, composición y nivel por tanto se decide emplear un controlador PI en todo ellos excepto en el control de nivel que se usará un controlador proporcional (P).

Este modo de control PI combina la acción proporcional vista anteriormente con una acción integral que consigue eliminar el off-set, pero actúa de forma más lenta, de acuerdo con la ecuación: (66)

$$VM = Kc \cdot \left(e + \frac{1}{Ti} \cdot \int e dt \right) = Kc \cdot e + Kc \cdot \frac{1}{Ti} \cdot \int e dt \quad [7]$$

Siendo Kc la ganancia del controlador, entendida como la suma de la ganancia asociada a la acción proporcional más la ganancia asociada a la acción integral.

Con respecto al control proporcional, este es directamente proporcional al error, tal y como se muestra en la siguiente ecuación: (66)

$$VM = Kc \cdot e + b \quad [8]$$

Siendo:

- Kc la ganancia del controlador
- e el error
- b el bias o la salida del controlador cuando el error toma un valor de cero

Los controladores PI son usados muy frecuentemente y por tanto su funcionamiento e instalación están muy desarrollados, eliminando la desviación permanente con respecto al valor de consigna de forma rápida. Además, dado que el control de presión presenta mucho ruido no es aconsejable emplear la acción derivativa ya que es muy cara y sensible al ruido, lo cual puede hacer que el sistema se des controle. Con respecto a los lazos de control de nivel, al tratarse de un sistema dominado por la capacitancia y sin tiempo muerto es muy fácil de controlar, siendo desaconsejable el uso de la acción derivativa debido a los elevados niveles de ruido que en muchas ocasiones lleva asociado. A pesar de no devolver completamente las variables a su valor de consigna, es el seleccionado para controlar el nivel por ser el más sencillo, proporcionar una respuesta muy rápida y minimizar las fluctuaciones considerablemente. (66)

Sin embargo, aunque teniendo en cuenta la teoría lo más deseable es emplear algoritmos de control tipo PI o P, la selección definitiva del algoritmo empleado debe llevarse a cabo mediante el ajuste del controlador al proceso, ya que este no puede establecerse sin evaluar antes su funcionamiento.

10.5 Simbología empleada

Para representar los lazos de control se emplea una simbología previamente estandarizada. Esta se muestra en la Tabla 25.

Tabla 25. Codificación de los lazos de control. Fuente: (67)

Letra	Primera posición	Posiciones sucesivas
A	Composición	Alarma
C	-	Controlador
D	Densidad	Diferencial
F	Caudal	-
H	-	Alto
I	-	Indicador
L	Nivel	Bajo
P	Presión	-
S	Seguridad	Interruptor
T	Temperatura	Transmisor
V	-	Válvula
Y	-	Transductor

Cada uno de los elementos que constituyen un lazo de control debe identificarse correctamente en el diagrama P&ID de un proceso mediante símbolos y etiquetas con un código alfanumérico establecido por el estándar ANSI-ISA-5.1-1984. Este consta de tres números para la identificación del lazo de control en la planta y tres letras, siendo la primera letra la encargada de designar la variable controlada y las otras dos las utilizadas para designar la función del elemento de control, tal y como se recoge en la Tabla 25.

En la Figura 36 se muestran diferentes símbolos que expresan la localización de instrumentos de control en la planta. Para hacer referencia a la ubicación del equipo en la planta el primero de los símbolos indica que el equipo está montado en planta y muy próximo al proceso, mientras que las líneas continua y discontinua indican que este se sitúa en una zona accesible al operador o que se encuentra en un punto separado y no accesible, respectivamente. (67)

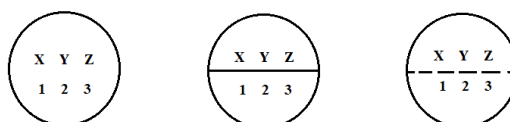


Figura 36. Localización de instrumentos en planta. Fuente: (67)

Para mostrar la función del elemento del lazo de control existen principalmente tres representaciones, mostradas en la Figura 37. La primera de ellas indica que los equipos son capaces de medir y controlar, la segunda representa la capacidad de realizar funciones de cálculo propias de un controlador de

procesos y la última hace referencia a un controlador lógico programable, más conocido como PLC. (67)

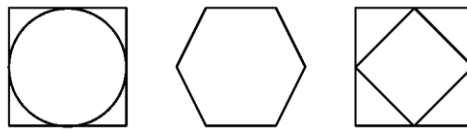


Figura 37. Función del lazo de control. Fuente: (67)

Por otro lado, las señales mediante las cuales se accionan los elementos de control se representan de acuerdo con la Figura 38 en función del tipo del que se trate.

—————	Conexion directa entre proceso e instrumento
—// // //—	Señal Neumatica
.....	Señal Electrica
—○—○—○—○—	Señal de Software (Conexion de intercambio de datos)
—X X X X—	Tubo Capilar (Sistema Termico)
—└└└—	Señal Hidraulica
—~~~—	Señal Electromagnetica, Sonica o Radioactiva

Figura 38: Tipos de señales de control según su representación. Fuente: (67)

Existen también diferentes tipos de válvulas de control, cuya elección varía según el tipo de aplicación a la que se destinen. Las válvulas de control empleadas para mantener estable el funcionamiento de la planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno son de tipo de diafragma por ser las más fáciles de implementar y las más empleadas en la industria.

10.6 Descripción de los lazos de control

10.6.1 Sección 100: Acondicionamiento de las materias primas

El principal objetivo de la sección 100 es acondicionar las corrientes de entrada hasta 140°C y 6 bar, condiciones a las que opera el reactor de proceso. Para ello se dispone de seis lazos de control.

10.6.1.1 Lazo FIC-101

El lazo de control FIC-101, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 26 tiene como principal objetivo controlar el flujo de la corriente de salida del compresor K-101, consiguiendo controlar indirectamente la presión de la corriente de entrada de aire al reactor R-201.

La variable controlada es el flujo de la corriente de salida del compresor K-101, cuyo valor es medido por el sensor transmisor de flujo FT-101, que, por medio de una señal eléctrica, lleva la información al controlador e indicador de flujo FIC-101. Este, comparando el valor de la variable controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios, decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de flujo FCV-10, mediante una señal neumática generada en FY-101, para aumentar o disminuir el flujo de la corriente de recirculación del al compresor K-101, en caso de que se necesite un menor o mayor aumento de presión, hasta alcanzar el valor de consigna establecido.

Tabla 26. Elementos del lazo de control FIC-101

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
FT-101	Transmisor de flujo	Medir y transmitir el valor de flujo de la corriente 3 de salida del compresor K-101
FIC-101	Controlador indicador de flujo	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de flujo FCV-101
FY-101	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por FIC-101 en neumática para accionar la válvula de control de flujo FCV-101
FCV-101	Válvula de control de flujo	Aumentar o disminuir el flujo de entrada de la corriente de recirculación del compresor K-101

10.6.1.2 Lazo FIC-102

El lazo de control FIC-102, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 27 tiene como principal objetivo controlar el flujo de la corriente de salida de la bomba P-101 A/B, consiguiendo controlar indirectamente la presión de la corriente de entrada de tolueno al tanque de mezcla TM-101.

La variable controlada es el flujo de la corriente de salida de la bomba P-101 A/B, cuyo valor es medido por el sensor transmisor de flujo FT-102, que, por medio de una señal eléctrica, lleva la información al controlador e indicador de flujo FIC-102. Este, comparando el valor de la variable controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios, decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de flujo FCV-102, mediante una señal neumática generada en FY-102, para aumentar o disminuir el flujo de la corriente de recirculación de la bomba P-101 A/B, en caso de que se necesite un menor o mayor aumento de presión, hasta alcanzar el valor de consigna establecido.

Tabla 27. Elementos del lazo de control PIC-102

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
FT-102	Transmisor de flujo	Medir y transmitir el valor de flujo de la corriente 6 de salida de la bomba P-101 A/B
FIC-102	Controlador indicador de flujo	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de presión FCV-102
FY-102	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por FIC-102 en neumática para accionar la válvula de control de flujo FCV-102
FCV-102	Válvula de control de flujo	Aumentar o disminuir el flujo de entrada de la corriente de recirculación de la bomba P-101 A/B

10.6.1.3 Lazo FIC-103

El lazo de control FIC-103, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 28 tiene como principal objetivo controlar el flujo de la corriente de salida de la bomba P-102 A/B, consiguiendo controlar indirectamente la presión de la corriente de entrada de ácido acético al tanque de mezcla TM-101.

Tabla 28. Elementos del lazo de control PIC-103

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
FT-103	Transmisor de flujo	Medir y transmitir el valor de flujo de la corriente 8 de salida de la bomba P-102 A/B
FIC-103	Controlador indicador de flujo	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de flujo FCV-103
FY-103	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por FIC-103 en neumática para accionar la válvula de control de flujo FCV-103
FCV-103	Válvula de control de flujo	Aumentar o disminuir el flujo de entrada de la corriente de recirculación de la bomba P-102 A/B

La variable controlada es el flujo de la corriente de salida de la bomba P-102 A/B cuyo valor es medido por el sensor transmisor de presión FT-103 que por medio de una señal eléctrica lleva la información al controlador e indicador de flujo FIC-103, que comparando el valor de la variable controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de flujo FCV-103 mediante una señal mecánica generada en FY-103 para aumentar o disminuir el flujo de la corriente de recirculación de la bomba P-102 A/B en caso de que se necesite un menor o mayor aumento de presión hasta alcanzar el valor de consigna establecido.

10.6.1.4 Lazo TIC-104

El lazo de control TIC-104, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 29 tiene como principal objetivo controlar la temperatura de la corriente de entrada de aire al reactor R-201.

La variable controlada es la temperatura de la corriente de salida del intercambiador de calor E-101 cuyo valor es medido por el sensor transmisor de temperatura TT-104 que por medio de una señal eléctrica lleva la información al controlador e indicador de temperatura TIC-104, que comparando el valor de la variable controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de temperatura TCV-104 mediante una señal mecánica generada en TY-102 para aumentar o disminuir el flujo de agua de refrigeración que entra a la carcasa del intercambiador de calor E-101 en caso de que se necesite un mayor o menor aumento de temperatura hasta alcanzar el valor de consigna establecido.

Tabla 29. Elementos del lazo de control TIC-104

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
TT-104	Transmisor de temperatura	Medir y transmitir el valor de temperatura de la corriente 4 de salida del intercambiador de calor E-101
TIC-104	Controlador indicador de temperatura	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de temperatura TCV-104
TY-104	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por TIC-104 en neumática para accionar la válvula de control de temperatura TCV-104
TCV-104	Válvula de control de temperatura	Aumentar o disminuir el flujo de refrigeración que entra a la carcasa del intercambiador de calor E-101

10.6.1.5 Lazo TIC-105

El lazo de control TIC-105, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 30 tiene como principal objetivo controlar la temperatura de la corriente de entrada de líquido al reactor R-201.

Tabla 30. Elementos del lazo de control TIC-105

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
TT-105	Transmisor de temperatura	Medir y transmitir el valor de temperatura de la corriente 10 de salida del intercambiador de calor E-102
TIC-105	Controlador indicador de temperatura	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de temperatura TCV-105
TY-105	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por TIC-104 en neumática para accionar la válvula de control de temperatura TCV-105
TCV-105	Válvula de control de temperatura	Aumentar o disminuir el flujo de vapor de alta presión que entra a la carcasa del intercambiador de calor E-102

La variable controlada es la temperatura de la corriente de salida del intercambiador de calor E-102 cuyo valor es medido por el sensor transmisor de temperatura TT-105 que por medio de una señal eléctrica lleva la información al controlador e indicador de temperatura TIC-105, que comparando el valor de la variable controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de temperatura TCV-105 mediante una señal mecánica generada en TY-105 para aumentar o disminuir el flujo de vapor de alta presión que entra a la carcasa del intercambiador de calor E-102 en caso de que se necesite un mayor o menor aumento de temperatura hasta alcanzar el valor de consigna establecido.

10.6.1.6 Lazo LIC-106

El lazo de control LIC-106, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 31 tiene como principal objetivo controlar el nivel de líquido en el interior del tanque de mezcla TM-101.

Tabla 31. Elementos del lazo de control LIC-106

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
LT-106	Transmisor de nivel	Medir y transmitir el valor de nivel en el tanque de mezcla TM-101
LIC-106	Controlador indicador de nivel	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de nivel LCV-106
LY-106	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por LIC-106 en neumática para accionar la válvula de control de nivel LCV-106
LCV-106	Válvula de control de nivel	Aumentar o disminuir el flujo de la corriente 9 a la salida del tanque de mezcla TM-101

La variable controlada es el nivel de líquido en el interior del tanque de mezcla TM-101 cuyo valor es medido por el sensor transmisor de nivel LT-106 que por medio de una señal eléctrica lleva la información al controlador e indicador de nivel LIC-106, que comparando el valor de la variable

controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de nivel LCV-106 mediante una señal mecánica generada en LY-106 para aumentar el flujo de la corriente de salida y así disminuir el nivel de líquido en caso de que sea muy elevado, o por el contrario cerrar la válvula de control de nivel LCV-106 para que el nivel en el tanque de mezcla TM-101 comience a aumentar hasta el valor de consigna establecido.

10.6.2 Sección 200: Reacción

Los lazos de la sección 200 están destinados a mantener la reacción bajo las condiciones de operación seleccionadas y controlar la composición de las corrientes de salida. Para ello se dispone de dos lazos de control.

10.6.2.1 Lazo PIC-201

El lazo de control PIC-201, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 32 tiene como principal objetivo controlar la presión de operación del reactor R-201.

La variable controlada es la presión en el interior del reactor R-201 cuyo valor es medido por el sensor transmisor de presión PT-201 que por medio de una señal eléctrica lleva la información al controlador e indicador de presión PIC-201, que comparando el valor de la variable controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de presión PCV-201 mediante una señal mecánica generada en PY-201 para aumentar o disminuir el flujo de la corriente de salida de producto en caso de que se necesite una menor o mayor presión hasta alcanzar el valor de consigna establecido.

Tabla 32. Elementos del lazo de control PIC-201

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
PT-201	Transmisor de presión	Medir y transmitir el valor de presión del reactor R-201
PIC-201	Controlador indicador de presión	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de presión PCV-201
PY-201	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por PIC-201 en neumática para accionar la válvula de control de presión PCV-201
PCV-201	Válvula de control de presión	Aumentar o disminuir el flujo de la corriente 11 a la salida del reactor R-201

10.6.2.2 Lazo TIC-202

El lazo de control en cascada TIC-202, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 33 tiene como principal objetivo controlar la temperatura del reactor R-201.

La variable controlada es la temperatura de la corriente de producto que sale del reactor R-201 cuyo valor es medido por el sensor transmisor de temperatura TT-202 A que por medio de una señal eléctrica lleva la información al controlador e indicador de temperatura principal TIC-202 A, que a su vez actúa como *set point* para el controlador e indicador de temperatura secundario TIC-202 B. El controlador e indicador secundario TIC-202 B recibe la señal de temperatura medida por el indicador

de temperatura TT-202 B, la compara con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de temperatura TCV-202 mediante una señal mecánica generada en TY-202 para aumentar o disminuir el flujo de agua de refrigeración que entra a la carcasa del reactor R-201 en caso de que se necesite una mayor o menor disminución de temperatura hasta alcanzar el valor de consigna establecido.

Este sistema de control en cascada eliminará las perturbaciones en la temperatura del refrigerante antes de que afecten a la variable principal a controlar, es decir, la temperatura a la salida del reactor, lo que justifica el uso de este sistema de control avanzado.

Tabla 33. Elementos del lazo de control TIC-202

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
TT-202 A	Transmisor de temperatura	Medir y transmitir el valor de temperatura de la corriente 11 a la salida del reactor R-201
TIC-202 A	Controlador indicador de temperatura principal	Comparar la variable controlada con el valor de consigna, estableciendo un nuevo valor de consigna para el controlador TIC-202 B
TIC-202 B	Controlador indicador de temperatura secundario	Comparar la variable controlada con el valor de consigna definido por TIC-202 A y decidir la acción de la válvula de control de temperatura TCV-202
TY-202	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por TIC-202 B en neumática para accionar la válvula de control de temperatura TCV-202
TCV-202	Válvula de control de temperatura	Aumentar o disminuir el flujo de agua de refrigeración que entra a la carcasa del reactor R-201

10.6.3 Sección 300: Separación y purificación

El objetivo de la sección 300 es la separación del benzaldehído, el producto principal del proceso, del resto de productos y reactivos sin reaccionar, al 99% de pureza. Esto debe controlarse exhaustivamente por medio de una serie de lazos de control, que actúen ante pequeñas variaciones en el proceso y perturbaciones externas, permitiendo así obtener el producto con el mismo nivel de calidad.

10.6.3.1 Lazo de control PIC-301

El lazo de control de presión PIC-301, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 34, tiene como principal objetivo controlar la presión en la corriente de cabezas de la columna de destilación T-301.

La variable controlada es la presión de la corriente de cabezas de la columna de destilación T-301, cuyo valor es medido por el sensor transmisor de presión PT-301, que, por medio de una señal eléctrica, lleva la información al controlador e indicador de presión PIC-301. Este, comparando el valor de la variable controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios, decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de presión PCV-301, mediante una señal neumática generada en PY-301, para aumentar o disminuir el flujo de salida de no condensables del condensador total E-302, hasta alcanzar el valor establecido de presión.

Tabla 34. Elementos del lazo de control PIC-301

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
PT-301	Transmisor de presión	Medir y transmitir el valor de presión de la corriente de cabezas de la columna de destilación T-301
PIC-301	Controlador indicador de presión	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de presión PCV-301
PY-301	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por PIC-301 en neumática para accionar la válvula de control de presión PCV-301
PCV-301	Válvula de control de presión	Aumentar o disminuir el flujo de salida de no condensables del condensador total E-302

10.6.3.2 Lazo de control PIC-302

El lazo de control de presión PIC-302, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 35, tiene como principal objetivo controlar la presión en la corriente de cabezas de la columna de destilación T-302.

La variable controlada es la presión de la corriente de cabezas de la columna de destilación T-302, cuyo valor es medido por el sensor transmisor de presión PT-302, que, por medio de una señal eléctrica, lleva la información al controlador e indicador de presión PIC-302. Este, comparando el valor de la variable controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios, decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de presión PCV-302, mediante una señal neumática generada en PY-302, para aumentar o disminuir el flujo de entrada de refrigerante en el condensador total E-302, hasta alcanzar el valor establecido de presión.

Tabla 35. Elementos del lazo de control PIC-302

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
PT-302	Transmisor de presión	Medir y transmitir el valor de presión de la corriente de cabezas de la columna de destilación T-302
PIC-302	Controlador indicador de presión	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de presión PCV-302
PY-302	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por PIC-302 en neumática para accionar la válvula de control de presión PCV-302
PCV-302	Válvula de control de presión	Aumentar o disminuir el flujo de entrada de refrigerante en el condensador total E-303

10.6.3.3 Lazo de control PIC-303

El lazo de control de presión PIC-302, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 36, tiene como principal objetivo controlar la presión en la corriente de cabezas de la columna de destilación T-303.

Tabla 36. Elementos del lazo de control PIC-303

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
PT-303	Transmisor de presión	Medir y transmitir el valor de presión de la corriente de cabezas de la columna de destilación T-303
PIC-303	Controlador indicador de presión	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de presión PCV-303
PY-303	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por PIC-303 en neumática para accionar la válvula de control de presión PCV-303
PCV-303	Válvula de control de presión	Aumentar o disminuir el flujo de entrada de refrigerante en el condensador total E-306

La variable controlada es la presión de la corriente de cabezas de la columna de destilación T-303, cuyo valor es medido por el sensor transmisor de presión PT-303, que, por medio de una señal eléctrica, lleva la información al controlador e indicador de presión PIC-303. Este, comparando el valor de la variable controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios, decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de presión PCV-303, mediante una señal neumática generada en PY-303, para aumentar o disminuir el flujo de entrada de refrigerante en el condensador total E-306, hasta alcanzar el valor establecido de presión.

10.6.3.4 Lazo de control TIC-304

El lazo de control de temperatura TIC-304, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 37, tiene como principal objetivo controlar la temperatura en la corriente de colas de la columna de destilación T-301.

La variable controlada es la temperatura en la corriente de entrada la columna de destilación T-301, cuyo valor es medido por el sensor transmisor de temperatura TT-304, que, por medio de una señal eléctrica, lleva la información al controlador e indicador de temperatura TIC-304. Este, comparando el valor de la variable controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios, decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de temperatura TCV-304, mediante una señal neumática generada en TY-304, para aumentar o disminuir el flujo de entrada de fluido calefactor en el intercambiador de calor E-301, hasta alcanzar el valor establecido de temperatura.

Tabla 37. Elementos del lazo de control TIC-304

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
TT-304	Transmisor de temperatura	Medir y transmitir el valor de temperatura de la corriente de colas de la columna de destilación T-301
TIC-304	Controlador indicador de temperatura	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de temperatura TCV-304
TY-304	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por TIC-304 en neumática para accionar la válvula de control de temperatura TCV-304
TCV-304	Válvula de control de temperatura	Aumentar o disminuir el flujo de entrada de fluido calefactor en la caldera parcial E-304

10.6.3.5 Lazo de control TIC-305

El lazo de control de temperatura TIC-305, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 38, tiene como principal objetivo controlar la temperatura en la corriente de colas de la columna de destilación T-301.

La variable controlada es la temperatura en la corriente de colas de la columna de destilación T-301, cuyo valor es medido por el sensor transmisor de temperatura TT-305, que, por medio de una señal eléctrica, lleva la información al controlador e indicador de temperatura TIC-305. Este, comparando el valor de la variable controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios, decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de temperatura TCV-305, mediante una señal neumática generada en TY-305, para aumentar o disminuir el flujo de entrada de fluido calefactor en la caldera parcial E-305, hasta alcanzar el valor establecido de temperatura.

Tabla 38. Elementos del lazo de control TIC-305

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
TT-305	Transmisor de temperatura	Medir y transmitir el valor de temperatura de la corriente de colas de la columna de destilación T-301
TIC-305	Controlador indicador de temperatura	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de temperatura TCV-305
TY-305	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por TIC-305 en neumática para accionar la válvula de control de temperatura TCV-305
TCV-305	Válvula de control de temperatura	Aumentar o disminuir el flujo de entrada de fluido calefactor en la caldera parcial E-305

10.6.3.6 Lazo de control TIC-306

El lazo de control de temperatura TIC-306, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 39, tiene como principal objetivo controlar la temperatura en la corriente de colas de la columna de destilación T-302.

Tabla 39. Elementos del lazo de control TIC-306

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
TT-306	Transmisor de temperatura	Medir y transmitir el valor de temperatura de la corriente de colas de la columna de destilación T-302
TIC-306	Controlador indicador de temperatura	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de temperatura TCV-306
TY-306	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por TIC-306 en neumática para accionar la válvula de control de temperatura TCV-306
TCV-306	Válvula de control de temperatura	Aumentar o disminuir el flujo de entrada de fluido calefactor en la caldera parcial E-304

La variable controlada es la temperatura en la corriente de colas de la columna de destilación T-302, cuyo valor es medido por el sensor transmisor de temperatura TT-306, que, por medio de una señal

eléctrica, lleva la información al controlador e indicador de temperatura TIC-306. Este, comparando el valor de la variable controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios, decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de temperatura TCV-306, mediante una señal neumática generada en TY-306, para aumentar o disminuir el flujo de entrada de fluido calefactor en la caldera parcial E-304, hasta alcanzar el valor establecido de temperatura.

10.6.3.7 *Lazo de control TIC-307*

El lazo de control de temperatura TIC-307, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 40, tiene como principal objetivo controlar la concentración en la corriente de cabezas de la columna de destilación T-303. El parámetro de la concentración está directamente relacionado con la temperatura, dadas las relaciones y ecuaciones de diseño explicadas con más detalle en la parte B del Anexo II del presente proyecto, por lo que se usará un controlador de temperatura por ser más sencillo y económico que los controladores de concentración.

La variable controlada es la temperatura en la corriente de cabezas de la columna de destilación T-303, cuyo valor es medido por el sensor transmisor de temperatura TT-307, que, por medio de una señal eléctrica, lleva la información al controlador e indicador de temperatura TIC-307. Este, comparando el valor de la variable controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios, decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de temperatura TCV-307, mediante una señal neumática generada en TY-307, para aumentar o disminuir el caudal de reflujo a la columna T-303, hasta alcanzar el valor establecido de temperatura, y, en consecuencia, de concentración.

Tabla 40. Elementos del lazo de control TIC-307

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
TT-307	Transmisor de temperatura	Medir y transmitir el valor de temperatura de la corriente de cabezas de la columna de destilación T-303
TIC-307	Controlador indicador de temperatura	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de temperatura TCV-307
TY-307	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por TIC-306 en neumática para accionar la válvula de control de temperatura TCV-307
TCV-307	Válvula de control de temperatura	Aumentar o disminuir el caudal de reflujo a la columna T-303

10.6.3.8 *Lazo de control TIC-308*

El lazo de control de temperatura TIC-308, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 41, tiene como principal objetivo controlar la temperatura en la corriente de colas de la columna de destilación T-303.

La variable controlada es la temperatura en la corriente de colas de la columna de destilación T-303, cuyo valor es medido por el sensor transmisor de temperatura TT-308, que, por medio de una señal eléctrica, lleva la información al controlador e indicador de temperatura TIC-308. Este, comparando el valor de la variable controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios, decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de temperatura TCV-308, mediante

una señal neumática generada en TY-308, para aumentar o disminuir el caudal de fluido calefactor a la caldera parcial E-307.

Tabla 41. Elementos del lazo de control TIC-308

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
TT-308	Transmisor de temperatura	Medir y transmitir el valor de temperatura de la corriente de colas de la columna de destilación T-303
TIC-308	Controlador indicador de temperatura	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de temperatura TCV-308
TY-308	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por TIC-308 en neumática para accionar la válvula de control de temperatura TCV-308
TCV-308	Válvula de control de temperatura	Aumentar o disminuir el flujo de entrada de fluido calefactor en la caldera parcial E-307

10.6.3.9 Lazo de control LIC-309

El lazo de control de nivel LIC-309, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 42, tiene como principal objetivo controlar el nivel de líquido de la columna de destilación T-301.

Tabla 42. Elementos del lazo de control LIC-309

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
LT-309	Transmisor de nivel	Medir y transmitir valor del nivel de líquido de la columna de destilación T-301
LIC-309	Controlador indicador de nivel	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de nivel LCV-309
LY-309	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por LIC-309 en neumática para accionar la válvula de control de nivel LCV-309
LCV-309	Válvula de control de nivel	Aumentar o disminuir el caudal de salida de líquido saturado obtenido en la sección de agotamiento de la columna T-301

La variable controlada es el nivel de líquido en la columna de destilación T-301, cuyo valor es medido por el sensor transmisor de nivel LT-309, que, por medio de una señal eléctrica, lleva la información al controlador e indicador de nivel LIC-309. Este, comparando el valor de la variable controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios, decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de nivel LCV-309, mediante una señal neumática generada en LY-309, para aumentar o disminuir el caudal de salida de líquido saturado por la sección de agotamiento de la columna T-301.

10.6.3.10 Lazo de control LIC-310

El lazo de control de nivel LIC-310, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 43, tiene como principal objetivo controlar el nivel de líquido en el tambor de reflujo V-301.

Tabla 43. Elementos del lazo de control LIC-310

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
LT-310	Transmisor de nivel	Medir y transmitir valor del nivel de líquido en el tambor de reflujo V-301
LIC-310	Controlador indicador de nivel	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de nivel LCV-310
LY-310	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por LIC-310 en neumática para accionar la válvula de control de nivel LCV-310
LCV-310	Válvula de control de nivel	Aumentar o disminuir el caudal de salida de líquido saturado del tambor de reflujo V-301

La variable controlada el nivel de líquido en el tambor de reflujo V-301, cuyo valor es medido por el sensor transmisor de nivel LT-310, que, por medio de una señal eléctrica, lleva la información al controlador e indicador de nivel LIC-310. Este, comparando el valor de la variable controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios, decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de nivel LCV-310, mediante una señal neumática generada en LY-310, para aumentar o disminuir el caudal de salida del tambor de reflujo V-301 como líquido saturado.

10.6.3.11 Lazo de control LIC-311

El lazo de control de nivel LIC-311, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 44, tiene como principal objetivo controlar el nivel de líquido de la columna de destilación T-302.

Tabla 44. Elementos del lazo de control LIC-311

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
LT-311	Transmisor de nivel	Medir y transmitir valor del nivel de líquido de la columna de destilación T-302
LIC-311	Controlador indicador de nivel	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de nivel LCV-311
LY-311	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por LIC-311 en neumática para accionar la válvula de control de nivel LCV-311
LCV-311	Válvula de control de nivel	Aumentar o disminuir el caudal de salida de líquido saturado en la zona de agotamiento de la columna T-302

La variable controlada el nivel de líquido en la columna de destilación T-302, cuyo valor es medido por el sensor transmisor de nivel LT-311, que, por medio de una señal eléctrica, lleva la información al controlador e indicador de temperatura LIC-311. Este, comparando el valor de la variable controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios, decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de nivel LCV-311, mediante una señal neumática generada en LY-311, para aumentar o disminuir el caudal de salida de líquido saturado por la sección de agotamiento de la columna T-302.

10.6.3.12 Lazo de control LIC-312

El lazo de control LIC-312, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 45, tiene como principal objetivo controlar el nivel de líquido en el tambor de reflujo V-302.

La variable controlada el nivel de líquido en el tambor de reflujo V-302, cuyo valor es medido por el sensor transmisor de nivel LT-312, que, por medio de una señal eléctrica, lleva la información al controlador e indicador de nivel LIC-312. Este, comparando el valor de la variable controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios, decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de nivel LCV-312, mediante una señal neumática generada en LY-312, para aumentar o disminuir el caudal de salida del tambor de reflujo V-302 como líquido saturado.

Tabla 45. Elementos del lazo de control LIC-312

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
LT-312	Transmisor de nivel	Medir y transmitir valor del nivel de líquido en el tambor de reflujo V-302
LIC-312	Controlador indicador de nivel	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de nivel LCV-312
LY-312	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por LIC-312 en neumática para accionar la válvula de control de nivel LCV-312
LCV-312	Válvula de control de nivel	Aumentar o disminuir el caudal de salida de líquido saturado del tambor de reflujo V-302

10.6.3.13 Lazo de control LIC-313

El lazo de control LIC-313, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 45, tiene como principal objetivo controlar el nivel de líquido de la columna de destilación T-303.

Tabla 46. Elementos del lazo de control LIC-313

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
LT-313	Transmisor de nivel	Medir y transmitir valor del nivel de líquido de la columna de destilación T-303
LIC-313	Controlador indicador de nivel	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de nivel LCV-313
LY-313	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por LIC-313 en neumática para accionar la válvula de control de nivel LCV-313
LCV-313	Válvula de control de nivel	Aumentar o disminuir el caudal de salida de líquido saturado obtenido en la sección de agotamiento de la columna T-303

La variable controlada el nivel de líquido en la columna de destilación T-303, cuyo valor es medido por el sensor transmisor de nivel LT-313, que, por medio de una señal eléctrica, lleva la información al controlador e indicador de nivel LIC-313. Este, comparando el valor de la variable controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios, decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de nivel LCV-313, mediante una señal neumática generada en LY-313,

para aumentar o disminuir el caudal de salida de líquido saturado obtenido en la sección de agotamiento de la columna T-303.

10.6.3.14 Lazo de control LIC-314

El lazo de control LIC-314, constituido por los elementos mostrados en la Tabla 47, tiene como principal objetivo controlar el nivel de líquido en el tambor de reflujo V-303.

Tabla 47. Elementos del lazo de control LIC-314

Etiqueta	Nombre del elemento	Función del elemento
LT-314	Transmisor de presión	Medir y transmitir valor del nivel de líquido en el tambor de reflujo V-303
LIC-314	Controlador indicador de presión	Comparar la variable controlada con el valor de consigna y decidir la acción de la válvula de control de nivel LCV-314
LY-314	Transductor	Convertir la señal eléctrica transmitida por LIC-314 en neumática para accionar la válvula de control de nivel LCV-314
LCV-314	Válvula de control de presión	Aumentar o disminuir el caudal de salida de líquido saturado del tambor de reflujo V-303

La variable controlada el nivel de líquido en el tambor de reflujo V-303, cuyo valor es medido por el sensor transmisor de nivel LT-314, que, por medio de una señal eléctrica, lleva la información al controlador e indicador de nivel LIC-314. Este, comparando el valor de la variable controlada con el valor de consigna o *set point* y efectuando los cálculos necesarios, decide si es necesario actuar sobre la válvula de control de nivel LCV-314, mediante una señal neumática generada en LY-314, para aumentar o disminuir el caudal de salida del tambor de reflujo V-303 como líquido saturado.

10.7 Válvulas de alivio, indicadores y alarmas

10.7.1 Válvulas de alivio

En la Tabla 48, Tabla 49 y Tabla 50, y se indican las válvulas de alivio presentes en las secciones 300, 200 y 100 respectivamente.

Tabla 48: Válvulas de alivio de la Sección 300

PSV-315	Válvula de alivio del intercambiador de calor E-301
PSV-316	Válvula de alivio de la torre de destilación T-301
PSV-317	Válvula de alivio del condensador E-302
PSV-318	Válvula de alivio de la caldera E-305
PSV-319	Válvula de alivio de la torre de destilación T-302
PSV-320	Válvula de alivio del condensador E-303
PSV-321	Válvula de alivio de la caldera E-304
PSV-322	Válvula de alivio de la torre de destilación T-303
PSV-323	Válvula de alivio del condensador E-306
PSV-324	Válvula de alivio de la caldera E-307

Tabla 49. Válvulas de alivio de la Sección 200

PSV-203	Válvula de alivio del reactor R-201
---------	-------------------------------------

Tabla 50. Válvulas de alivio de la Sección 100

PSV-107	Válvula de alivio del compresor K-101
PSV-108	Válvula de alivio del intercambiador de calor E-101
PSV-109	Válvula de alivio del intercambiador de calor E-102

10.7.2 Indicadores

En la Tabla 51 y la Tabla 52, se describen los indicadores presentes en las secciones 100 y 300, respectivamente.

Tabla 51. Indicadores de la Sección 100

PI-110	Indicador de presión en el filtro FT-101
PI-111	Indicador de presión en el tanque de mezcla TM-101
TI-112	Indicador de temperatura en el tanque de mezcla TM-101

Tabla 52: Indicadores de la Sección 300

PI-325	Indicador de presión en la corriente de salida de la bomba P-307 A/B
--------	--

10.7.3 Alarmas

En la Tabla 53, Tabla 54 y Tabla 55 se presentan las alarmas de las que dispone la Sección 100, 200 y 300, respectivamente.

Tabla 53. Alarmas de la Sección 100

LAH-112	Alarma de alto nivel en el tanque de mezcla TM-101
LAH-113	Alarma e bajo nivel en el tanque de mezcla TM-101

Tabla 54. Alarmas de la Sección 200

PAH-204	Alarma de alta presión en el reactor R-201
TAH-205	Alarma de alta temperatura en el reactor R-201

Tabla 55: Alarmas de la Sección 300

LAH-326	Alarma de alto nivel en la columna T-301
LAL-327	Alarma de bajo nivel en la columna T-301
PAH-328	Alarma de alta presión en la columna T-301
PAL-329	Alarma de baja presión en la columna T-301
LAL-330	Alarma de bajo nivel en el tambor de reflujo V-301
LAH-331	Alarma de alto nivel en el tambor de reflujo V-301
LAH-332	Alarma de alto nivel en la columna T-302
LAL-333	Alarma de bajo nivel en la columna T-302
PAH-334	Alarma de alta presión en la columna T-302
PAL-335	Alarma de baja presión en la columna T-302
LAL-336	Alarma de bajo nivel en el tambor de reflujo V-302
LAH-337	Alarma de alto nivel en el tambor de reflujo V-302
LAH-338	Alarma de alto nivel en la columna T-303
LAL-339	Alarma de bajo nivel en la columna T-303
PAH-340	Alarma de alta presión en la columna T-303
PAL-341	Alarma de baja presión en la columna T-303
LAL-342	Alarma de bajo nivel en el tambor de reflujo V-302
LAH-343	Alarma de alto nivel en el tambor de reflujo V-302

11. Seguridad en el diseño y en la operación

11.1 Introducción

La seguridad en el desarrollo de toda actividad debe tenerse en cuenta en todo momento, tratando de integrarla desde el diseño hasta la operación de la planta y no de forma aislada. De esta forma es posible identificar los peligros y minimizar el riesgo, pudiendo adoptar medidas preventivas en lugar de reactivas para optimizar el rendimiento económico de la planta a corto y a largo plazo.

Con el fin de identificar y analizar la peligrosidad de las sustancias implicadas se clasifica la instalación es de obligado cumplimiento consultar el Reglamento (CE) N° 1272/2008 del Parlamento Europeo y del Consejo, de 16 de diciembre 2008, sobre clasificación, etiquetado y envasado de sustancias, comúnmente conocido como Reglamento CLP sobre la clasificación, el etiquetaje y el envasado de sustancias y preparados (CLP), por el que se modifican y derogan las Directivas 67/548/CEE y 1999/45/CE y se modifica el Reglamento CE n° 1907/2006. (68)

A continuación, se clasifica la instalación en base al Real Decreto 840/2015, de 21 de septiembre, por el que se aprueban medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas (69) y se lleva a cabo el estudio de reactividad química

descontrolada correspondiente. Además, se adoptan las medidas de seguridad adecuadas, como son la aplicación de distancias de seguridad entre áreas y equipos o el diseño de sistemas de seguridad.

Finalmente se determina el índice DOW de incendio y explosión y se realiza un breve análisis de los accidentes en plantas de producción de benzaldehído a lo largo de la historia, identificando los principales peligros y analizando los riesgos que los desencadenaron.

11.2 Inventario de sustancias

Para analizar la seguridad en el diseño y en la operación se presenta un inventario de las sustancias implicadas en el proceso productivo en el que se recogen las propiedades termodinámicas relacionadas con su inflamabilidad, para lo cual conviene definir unos conceptos previos: (68)

- Punto flash o punto de destello: la más baja temperatura a la cual los vapores formados a partir de un líquido pueden arder (determinado a través de métodos estándar).
- Temperatura de autoignición: temperatura a partir de la cual la liberación de energía es tan grande que la combustión se mantiene independientemente de que existan fuentes de ignición externas.
- Límite inferior de inflamabilidad o límite inferior de explosividad: la más baja concentración de vapor o gas (como % en volumen de la sustancia en aire) que produce un incendio flash en presencia de una fuente de ignición (llama, calor, chispa eléctrica).
- Límite superior de inflamabilidad o límite superior de explosividad: la más alta concentración de vapor o gas (como % en volumen de la sustancia en aire) que produce un incendio flash en presencia de una fuente de ignición (llama, calor, chispa eléctrica).

Las propiedades termodinámicas anteriormente definidas vienen dadas por las fichas de seguridad recogidas en la segunda parte del presente proyecto, todas ellas elaboradas en base al Reglamento REACH y a la clasificación CLP y con las cuales se puede completar la información presentada en la Tabla 56 para el inventario de sustancias.

Tabla 56. Propiedades termodinámicas para el inventario de sustancias. Fuente: fichas de seguridad.

Sustancia	Punto flash, °C	T autoignición, °C	Límite inferior, %	Límite superior, %
Oxígeno	-	-	-	-
Ácido acético	39	485	4	17
Tolueno	4,4	480	1,1	7,1
Benzaldehído	64	190	1,4	8,5
Agua	-	-	-	-
Ácido benzoico	121	570	-	-
Alcohol bencílico	100,4	436	1,3	13
Nitrógeno	-	-	-	-

NOTA: Esta información no aplica o no fue determinada para algunas de las sustancias.

11.3 Clasificación según el Reglamento CLP

A cada una de las sustancias implicadas en el proceso, a excepción del agua, se le asigna una o varias indicaciones de peligro. Según el Reglamento CLP (68), las indicaciones de peligro, también conocidas como frases H (de *Hazard*, peligro) se asignan a una clase o categoría de peligro en función de si este afecta a la salud, al medioambiente o si se trata de un peligro físico.

En la Tabla 57 se incluyen, a modo de leyenda, las principales frases H con las indicaciones de peligro a las que hacen referencia

Tabla 57. Indicaciones de peligro. Fuente: adaptado de (70)

Frase	Indicación de peligro
H225	Líquido y vapores muy inflamables
H226	Líquidos y vapores inflamables
H270	Puede provocar y agravar un incendio; comburente
H280	Contiene gas a presión; peligro de explosión en caso de calentamiento
H302	Nocivo en caso de ingestión
H304	Puede ser mortal en caso de ingestión y penetración en las vías respiratorias
H314	Provoca quemaduras graves en la piel y lesiones oculares graves
H315	Provoca irritación cutánea
H318	Provoca lesiones oculares graves
H332	Nocivo en caso de inhalación
H336	Puede provocar somnolencia o vértigo
H361	Se sospecha que perjudica la fertilidad o daña al feto
H372	Provoca daños en los órganos tras exposiciones prolongadas o repetidas
H373	Puede provocar daños en los órganos tras exposiciones prolongadas o repetidas

Por otro lado, en la Tabla 58 se presentan las clases y categorías de peligro asociados a cada una de las sustancias del inventario, así como las frases H y los pictogramas de peligro que les son atribuibles.

Tabla 58. Indicaciones de peligro para el inventario de sustancias. Fuente: Fichas de seguridad

Sustancia	Clase de peligro	Categoría de peligro	Frase H	Pictograma
Oxígeno	Gases comburentes	1	H270	
	Gases a presión	C	H280	
Ácido acético	Líquidos inflamables	3	H226	
	Corrosión o irritación cutáneas	1A	H314	
Tolueno	Líquidos inflamables	2	H225	
	Corrosión o irritación cutáneas	2	H315	
	Toxicidad para la reproducción	2	H361	
	Toxicidad específica en determinados órganos (exposición única)	3	H336	
	Toxicidad específica en determinados órganos (exposiciones repetidas)	2	H373	
Peligro por aspiración	1	H304		
Benzaldehído	Toxicidad aguda (oral)	4	H302	
Ácido benzoico	Corrosión o irritación cutáneas	2	H315	
	Lesiones oculares graves o irritación ocular	1	H318	
	Toxicidad específica en determinados órganos (exposiciones repetidas)	1	H372	
Alcohol bencílico	Toxicidad aguda (oral)	4	H302	
	Toxicidad aguda (por inhalación)	4	H332	
Nitrógeno	Gases a presión	C	H280	

11.4 Clasificación NFPA de las sustancias

La clasificación NFPA fue desarrollada por la *National Fire Protection Association*, la cual elaboró la norma NFPA 704 con el objetivo de desarrollar un método común para poder identificar los peligros de las sustancias químicas en caso de que se desencadenase una situación de emergencia, por ejemplo, un incendio.

En la Figura 39 se puede visualizar como es el diagrama de fuego (*Fire Diamond*) según la norma NFPA 704, donde el color azul hace referencia al peligro que supone una determinada sustancia para la salud, el color rojo a la inflamabilidad, el color amarillo a la reactividad y, por último, el color blanco al peligro específico que puede llevar asociado. En la misma figura, se indica el código numérico utilizado para evaluar el grado de afectación en base a las cuatro categorías indicadas, el cual va de 0 a 4 para menor y mayor magnitud.



Figura 39. Diamante de fuego para la clasificación NFPA. Fuente: (71)

En la Tabla 59 se incluye la clasificación NFPA para el inventario de sustancias.

Tabla 59. Clasificación NFPA.

	Peligro para la salud	Inflamabilidad	Reactividad	Peligro específico
Oxígeno	0	0	0	Ox
Ácido acético	3	2	0	-
Tolueno	2	3	0	-
Benzaldehído	2	2	0	-
Agua	0	0	0	-
Ácido benzoico	2	1	0	-
Alcohol bencílico	2	1	0	-
Nitrógeno	0	0	0	-

11.5 Clasificación de la instalación según la Directiva Seveso

El Real Decreto 840/2015, de 21 de septiembre, por el que se aprueban medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas tiene por objeto la prevención de accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas, así como la limitación de sus consecuencias sobre la salud humana, los bienes y el medio ambiente. (72)

El Real Decreto 840/2015 es el documento de referencia para establecer una clasificación de las instalaciones industriales en función del grado de peligro asociado a las sustancias recogidas en su inventario, y a partir de la cual se adoptan las medidas preventivas más adecuadas, y en caso de no ser posible, minimizar los efectos adversos desencadenados por posibles accidentes que puedan tener lugar. Para poder clasificar una instalación es necesario recurrir al Anexo I en el que se recogen los umbrales inferiores y superiores para distintas sustancias peligrosas clasificadas en base a distintas categorías de peligro. Dicho anexo se divide a su vez en dos partes para diferenciar entre sustancias peligrosas no nominadas (parte 1) y sustancias peligrosas nominadas (parte 2) a partir de las cuales se clasifica la instalación, teniendo en cuenta todas las características de las sustancias implicadas.

En el artículo 3 del RD 840/2015 se define una “sustancia peligrosa” como “toda sustancia o mezcla incluida en la parte 1 o enumerada en la parte 2 del anexo I, incluyendo aquellas en forma de materia prima, producto, subproducto, residuo o producto intermedio y un “establecimiento” como “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”. De esta forma todas las instalaciones industriales se clasifican en uno de los siguientes niveles: (72)

- Establecimiento de nivel inferior. Un establecimiento en el que haya presentes 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 (correspondiente al umbral inferior), pero inferiores a las cantidades especificadas en la columna 3 de la parte 1 o de la parte 2 del anexo I (correspondiente al umbral superior). Todo ello empleando, cuando sea aplicable, la regla de la suma de la nota 4 del anexo I. (72)
- Establecimiento de nivel superior. Un establecimiento en el que haya presentes sustancias peligrosas en cantidades iguales o superiores al umbral superior especificado para cada sustancia. Todo ello empleando, cuando sea aplicable, la regla de la suma de la nota 4 del anexo I. (72)

Para la clasificación de la planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno según la Directiva Seveso III se tienen en cuenta únicamente las sustancias clasificadas en alguna de las categorías de la parte 1 o de la parte 2 del Anexo I, quedando excluidas el benzaldehído, el agua, el ácido benzoico, el alcohol bencílico y el nitrógeno. Además, se considera la cantidad de cada una de las sustancias en el proceso la equivalente a un tiempo de almacenamiento de 2 días, de forma que, si solamente una de ellas supera el umbral superior establecido, la planta ya quedará clasificada según la Directiva Seveso III.

En la Tabla 60 se presentan la cantidad de cada una de las sustancias clasificadas como peligrosas, la categoría de peligro a las que pertenecen de conformidad con el Reglamento (CE) n.º 1272/2008, del Parlamento Europeo y del Consejo, de 16 de diciembre de 2008, los umbrales superior e inferior establecidos para cada una de ellas y la identificación de peligros que se le asigna en base a la Tabla 58. En ella se observa como el oxígeno es la única sustancia peligrosa que se encuentra en el proceso en una cantidad superior al umbral inferior establecido, mientras que el ácido acético y el tolueno no alcanzan dicho límite.

Tabla 60. Clasificación de la instalación según la Directiva Seveso III.

Sustancia	Clasificación	Categoría	Umbral inferior, t	Umbral superior, t	Cantidad, t	H	P	E	O
Oxígeno	P4	Nominada	200	2000	1384,82		X		
Ácido acético	P5c	No nominada	5000	50000	3245		X		
Tolueno	P5c	No nominada	5000	50000	1659		X		

Para hacer la clasificación de la instalación según la Directiva Seveso III se determina el sumatorio de ratios inferiores y de ratios superiores, de forma que, si uno de ellos da mayor a 1, el establecimiento será de nivel inferior o superior, respectivamente. Dichos sumatorios se muestran en la Tabla 61.

Tabla 61. Sumatorio de ratios.

\sum Ratios superiores	0,79
\sum Ratios inferiores	7,9

El sumatorio de ratios inferiores determina que es un establecimiento de nivel inferior según la clasificación Seveso III, ya que el inventario de sustancias cuenta con una sustancia peligrosa, el oxígeno, cuya cantidad es superior al nivel inferior pero no sobrepasa el nivel superior.

11.6 Estudio de reactividad química descontrolada

Para poder evaluar los peligros y riesgos asociados a una planta química y definir las medidas de seguridad que garanticen que la operación permanece controlada, la química del proceso juega un papel verdaderamente importante. El estudio de reactividad química permite evaluar todas las posibles interacciones entre las sustancias presentes en el proceso y la posibilidad de que las reacciones implicadas se descontrolen, poniendo en peligro la integridad de la planta, el medioambiente y la salud de las personas.

11.6.1 Matriz de compatibilidad química

La matriz de compatibilidad química de la Figura 40 fue generada por el software *Chemical Reactivity Worksheet 4.0* en base a la clasificación NFPA de las sustancias y utilizando la siguiente nomenclatura:

- Y. Sustancias compatibles de las que no se esperan problemas.
- N. Sustancias incompatibles.
- C. Sustancias con las que deba tenerse precaución debido a su reactividad.
- SR. Sustancias susceptibles a reaccionar consigo mismas.

NFPA			TFG Compatibility Chart								
Health	Flammability	Instability	Special	ACETIC ACID, GLACIAL	BENZALDEHYDE	BENZOIC ACID	BENZYL ALCOHOL	NITROGEN	OXYGEN	TOLUENE	WATER
3	2	0									
2	2	0		N							
1	1	0		Y	N						
1	1	0		N	C	N					
				Y	Y	Y	Y				
3	0	0	OXI	N	N	N	N	Y			
2	3	0		Y	Y	Y	Y	Y	N		
				Y	Y	Y	Y	Y	N	Y	

Figura 40. Matriz de compatibilidad química. Fuente: Chemical Reactivity Worksheet 4.0.

A continuación, se comentan los peligros asociados a las posibles combinaciones de sustancias mostradas en la Figura 40. Cabe mencionar que no se espera la reacción de ninguno de los compuestos consigo mismo.

Benzaldehído con ácido acético. Reacción exotérmica a temperatura ambiente, con posible reacción de polimerización que puede liberar productos gaseosos como el dióxido de carbono y causar un aumento en la presión del sistema.

Ácido benzoico con benzaldehído. Reacción exotérmica a temperatura ambiente, con liberación de dióxido de carbono que puede aumentar la presión del sistema.

Alcohol bencílico con ácido acético y alcohol bencílico con ácido benzoico. Reacción exotérmica a temperatura ambiente, violenta o explosiva que puede causar presurización debido a la liberación de hidrocarburos, dióxido de carbono y monóxido de carbono para dar lugar a productos de reacción que pueden ser inflamables.

Alcohol bencílico con benzaldehído. Reacción exotérmica a temperatura ambiente que puede llegar a ser intensa, violenta o explosiva, pero sin liberación de gases.

Oxígeno con ácido acético. Reacción exotérmica a temperatura ambiente con liberación de gases, como dióxido de carbono, monóxido de carbono y oxígeno que pueden aumentar la presión del sistema para dar lugar a productos de reacción que pueden ser inflamables, tóxicos o explosivos.

Oxígeno con benzaldehído. Reacción exotérmica a temperatura ambiente, violenta o explosiva que puede causar presurización debido a la liberación de aldehídos, dióxido de carbono, monóxido de carbono e halocarburos, óxidos de nitrógeno e hidrógeno para dar lugar a productos de reacción que pueden ser tóxicos e inflamables.

Oxígeno con ácido benzoico. Reacción exotérmica a temperatura ambiente con liberación de gases, como dióxido de carbono, monóxido de carbono y oxígeno que pueden aumentar la presión del sistema para dar lugar a productos de reacción que pueden ser inflamables, tóxicos o explosivos.

Oxígeno con alcohol bencílico. Reacción exotérmica a temperatura ambiente, violenta o explosiva que puede causar presurización debido a la liberación de dióxido de carbono, monóxido de carbono,

halógenos, hidrógeno e hidruro de hidrógeno para dar lugar a productos de reacción que pueden ser inflamables y tóxicos.

Tolueno con oxígeno. Reacción exotérmica a temperatura ambiente, violenta o explosiva que puede causar presurización debido a la liberación de dióxido de carbono para dar lugar a productos de reacción que pueden ser tóxicos.

Agua con oxígeno. Reacción exotérmica a temperatura ambiente que puede causar presurización debido a la liberación de oxígeno, óxidos de nitrógeno, haluro de hidrógeno y gases ácidos para dar lugar a productos de reacción que pueden ser tóxicos y corrosivos.

Dado que la mayor parte de las incompatibilidades se relacionan con el oxígeno, el proceso productivo se lleva a cabo de forma que el oxígeno se mantiene como reactivo limitante en la oxidación parcial de tolueno para garantizar la capacidad de producción de benzaldehído y evitar la oxidación total hacia los demás compuestos, con la que se asocia la liberación de gases. Las condiciones de operación en el reactor R-201 y el catalizador fueron seleccionados para asegurar que la reacción transcurre en fase líquida y bajo control. Además, el reactor R-201 dispone de una válvula de alivio para liberar presión en el caso de que tuviese lugar un aumento que pudiese poner en peligro la planta, con lo cual en un primer momento no se espera que este tipo de peligros puedan desencadenar un riesgo.

11.7 Índice de riesgo para reacciones fuera de control

A continuación, se calcula el índice de riesgo para reacciones fuera de control, una herramienta propuesta por Vilchez y Casal (73) para estudiar la tendencia que presenta un sistema a desencadenar una situación descontrolada, con las consecuencias que esto conlleva. El índice de incendio y explosión se calcula con la siguiente ecuación:

$$IR = IE \cdot \frac{1 + \sum FR}{1 + \sum FB} \quad [9]$$

Donde:

- IR es el índice de riesgo.
- IE es el índice energético.
- FR es el factor de riesgo.
- FB es el factor de bonificación.

En la Tabla 62 se incluyen distintos índices energéticos en función del tipo de reacción o reacciones que tienen lugar.

Tabla 62. Índices energéticos. Fuente: (73)

Reacción	IE
Muy exotérmica	10
Exotérmica	8
Moderadamente exotérmica	6
Poco exotérmica	4
Muy poco exotérmica	2

En la Tabla 63 se incluyen los factores de riesgo para cada uno de los ítems que pueden ser considerados a la hora de determinar el índice de riesgo.

Tabla 63. Factores de riesgo. Fuente: (73)

Ítem	FR
Proceso discontinuo	3,2
Planta multiproducto	1,0
Equipo	
Reactor	3,2
Depósito	1,2
Otros	0,0
Adición de materiales según una pauta	1,0
Material anómalo	0,6

En la Tabla 64 se incluyen los factores de bonificación para cada uno de los ítems que pueden ser considerados a la hora de determinar el índice de riesgo.

Tabla 64. Factores de bonificación. Fuente: (73)

Ítem	FB
Sistema de agitación fiable	0,11
Sistema de refrigeración fiable	0,11
Sistema automático para evitar el flujo o mezcla incorrectos	0,08
Información actualizada	0,07
Manual de operación completo	0,06
Energía de emergencia para sistemas de control	0,05
Refrigeración de emergencia para aportaciones anómalas de calor	0,02

Para determinar el índice de riesgo de las reacciones que tienen lugar en el reactor R-201, se tiene en cuenta que todas ellas son oxidaciones y por tanto reacciones altamente exotérmicas con un índice energético de 10. Además, los factores de riesgo a considerar se asocian a una planta multiproducto y al equipo a evaluar, que en este caso es el reactor. Con respecto a los factores de bonificación, la planta dispone de información ingenieril actualizada, con manuales de operación completos acerca del funcionamiento y de los procedimientos a llevar a cabo, así como un sistema de refrigeración fiable, tal y como se describe en el apartado 13. *Sistema de refrigeración* de la Parte A del Anexo II. Considerando todos los factores anteriormente mencionados se obtiene el índice de riesgo de la Tabla 65, lo cual indica que el riesgo en la instalación es relativamente moderado.

Tabla 65. Índice de riesgo para reacciones fuera de control.

11.8 Distancias de seguridad

Las distancias entre las áreas y los equipos que conforman una planta industrial juegan un papel fundamental en la seguridad de la operación, de forma que una distribución adecuada puede ser un factor clave para prevenir situaciones de riesgo que pueden tener lugar. Para ello *Global Asset Protection Services* establece una serie de recomendaciones (GAP 2.5.2/2A) que permiten situar las distintas áreas de trabajo y los equipos presentes en cada una de ellas para que la distancia no sea un factor de riesgo. De esta forma se consigue también un mejor aprovechamiento del espacio disponible, sin descartar ampliaciones futuras que puedan llevarse a cabo.

11.8.1 Distancias de seguridad entre áreas

Las distancias de seguridad recomendadas por *Global Asset Protection Services* en el documento GAP 2.5.2/2A se muestran en la Figura 41 para las diferentes áreas de la planta.

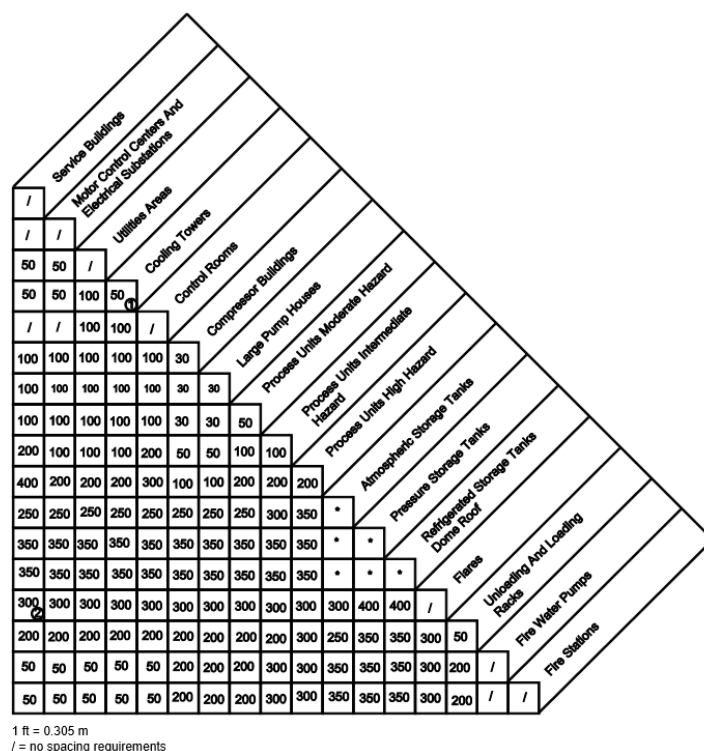


Figura 41. Distancias de seguridad recomendadas entre áreas. Fuente: (74)

Para establecer las distancias de seguridad se considera que la sección de reacción presenta una peligrosidad intermedia mientras que las secciones de acondicionamiento y separación presentan un riesgo moderado. En la Tabla 66 se incluyen las distancias de seguridad expresadas en metros y fijadas entre las principales áreas de la planta química del presente proyecto, designadas como:

- A. Edificios de servicios (oficinas, comedor, vestuarios).
- B. Sección 100: acondicionamiento.
- C. Sección 200: reacción.
- D. Sección 300: separación y purificación.
- E. Área de utilidades.
- F. Almacenamiento de productos.
- G. Almacenamiento de residuos.

- H. Sala de control, laboratorio y taller de mantenimiento.
- I. Estación contra incendios.
- J. Área de carga y descarga.

Tabla 66. Distancia de seguridad entre áreas de la planta de producción de benzaldehído.

Distancia, m	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J
A										
B	30,5									
C	61	30,5								
D	30,5	15,25	30,5							
E	15,25	30,5	30,5	30,5						
F	76,25	76,25	91,5	76,25	76,25					
G	76,25	76,25	91,5	76,25	76,25	1xD				
H	/	30,5	106,75	30,5	30,5	76,25	76,25			
I	15,25	61	91,5	61	15,25	106,75	106,75	15,25		
J	61	61	61	61	61	76,25	76,25	61	61	

11.8.2 Distancias de seguridad entre equipos

La Figura 42 muestra las distancias recomendadas por *Global Asset Protection Services* en el documento GAP 2.5.2/2A para las categorías de equipos presentes en una planta de producción.

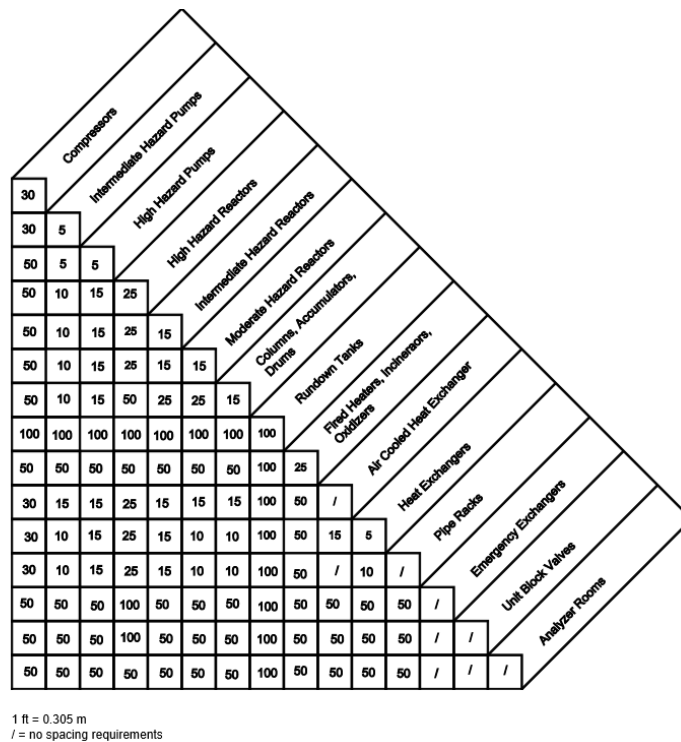


Figura 42. Distancias recomendadas entre equipos. Fuente: (74)

Por otro lado, en la Tabla 67 se incluyen las distancias de seguridad fijadas entre todas las familias de equipos que constituyen la planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno, designadas como:

- A. Compresor.
- B. Bombas.
- C. Tanques y columnas de destilación.
- D. Reactor.
- E. Intercambiadores de calor

Tabla 67. Distancias de seguridad entre equipos de la planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno.

Distancia, m	A	B	C	D	E
A	9,15				
B	9,15	1,52			
C	15,25	3,05	4,57		
D	15,25	3,05	7,62	4,57	
E	9,15	3,05	3,05	4,57	1,52

11.9 Sistemas de seguridad

A pesar de integrar la seguridad desde el primer momento en el diseño y operación de una instalación, en muchas ocasiones factores externos como el mal funcionamiento de las unidades y de los sistemas de control o los fallos cometidos por los operadores pueden hacer que la presión del proceso sobrepase los límites establecidos. Como consecuencia, los fallos por aumento de presión en las unidades suelen ser los principales causantes de graves problemas como son la desintegración parcial o total de las unidades de proceso, con los efectos adversos que esto supone a corto y a largo plazo.

En el apartado 17. *Dimensionamiento de la válvula de alivio PSV-203* de la Parte A del Anexo II se expone el procedimiento a seguir y los resultados obtenidos en el dimensionamiento de la válvula de alivio PSV-203, instalada en el reactor R-201. Para ello se presentan previamente una serie de conceptos previos establecidos por el *American Petroleum Institute* en la práctica recomendada API RP 520: *Sizing, Selection, and Installation of Pressure-Relieving Devices in Refineries: (75)*

- Presión de consigna: Se define como la presión a alcanzar para que se active el dispositivo de alivio.
- Máxima presión de trabajo permitida (MAWP, por sus siglas en inglés): La presión manométrica máxima permitida en la zona de mayor presión del recipiente.
- Presión de operación: Designada como la presión manométrica en condiciones de operación normales. Toma un valor del 10% menor al MAWP, tal y como establece el código *ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Section VII, Rules for the Construction of Pressure Vessels*.
- Acumulación: El incremento de presión sobre la MAWP cuando se produce la descarga.
- Sobrepresión: Aumento de presión con respecto a la presión de consigna establecida para el recipiente que tiene lugar durante el proceso de alivio.

- Contrapresión: La presión a la salida del dispositivo de alivio durante la descarga.
- Máxima presión acumulada: El resultado de sumar la MAWP y la acumulación permitida.

11.10 Índice DOW de incendio y explosión

La determinación del Índice DOW de incendio y explosión (F&EI) es una herramienta para la identificación de peligros que permite realizar una aproximación de la magnitud relativa de los peligros de inflamabilidad en una planta química que pueden surgir como consecuencia del almacenamiento y manejo de compuestos inflamables y corrosivos. Esta metodología fue desarrollada en el año 1966 por la corporación multinacional Dow Chemical Company, afincada en el estado estadounidense de Michigan. (76)

El índice DOW de incendio y explosión puede determinarse para todos los equipos de una instalación. Sin embargo, esto no es lo habitual y lo normal es calcularlo únicamente para aquellas unidades de las que se espera una posible situación de riesgo. En el caso de la planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno se decide establecer el índice DOW de incendio y explosión al reactor R-201 por ser la unidad principal del proceso y la más propensa a desencadenar posibles incidentes. Para utilizar esta herramienta se toma como guía el procedimiento descrito por la traducción en lengua castellana de *Fire & Explosion Index Hazard Classification Guide*, editado por el Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo (INSHT) y facilitado por TIP (76).

El procedimiento a seguir para hacer uso de esta poderosa herramienta comienza con la determinación de un factor material (FM) característico para la mezcla contenida en el recipiente. A continuación, se evalúan los peligros generales y especiales de cada proceso, prestando atención a una serie de ítems a partir de los cuales se aplica el factor de penalización correspondiente en función del equipo del que se trate, de las condiciones de operación y de los compuestos implicados. Finalmente, teniendo en cuenta todos los factores y sus respectivas penalizaciones se calcula el índice DOW de incendio y explosión, el cual permite clasificar la unidad en base a uno de los cinco grados de peligro presentados en la Tabla 68. (77)

Tabla 68. Grados de peligro. Fuente: (77)

Índice DOW de incendio y explosión	Grado de peligro
1-60	Bajo
61-96	Moderado
97-127	Intermedio
128-158	Alto
>159	Severo

11.10.1 Factor material (FM)

El factor material (FM) viene dado en el apéndice 2 de la guía para la clasificación de riesgos facilitada por TIPs para distintos compuestos. En la Tabla 69 se recoge el factor material y la entalpía de combustión para el inventario de sustancias que alberga el reactor R-201, exceptuando el oxígeno, el nitrógeno y el agua que no se clasifican como compuestos inflamables.

Tabla 69. Factor material y entalpía de combustión. Fuente: adaptado de (76)

Compuesto	FM	Hc, Mcal·kg ⁻¹
Ácido acético	10	3,1
Tolueno	16	9,7
Benzaldehído	24	7,7
Ácido benzoico	4	6,2
Alcohol bencílico	4	7,8

Para determinar el factor material total cuando la mezcla no reacciona se puede asignar un FM promedio ponderado en base al porcentaje en peso de cada compuesto. Sin embargo, cuando la mezcla reacciona, como ocurre en este caso, se deben tener en cuenta las condiciones con un mayor valor del factor material durante el cambio. (76)

Al tratarse de un reactor la composición de las corrientes de entrada y de salida son distintas, por lo que se calcula el FM para la mezcla líquida de entrada y para la corriente de salida (corrientes 10 y 11 respectivamente, de acuerdo con el Plano número 4 presentado en el Documento II: *Planos* y seleccionando el valor más elevado de los dos, el cual se corresponde al valor numérico resaltado en la Tabla 70.

Tabla 70. Factor material total.

Corriente	FM
Entrada	12,04
Salida	10,65

11.10.2 Factor de peligros generales del proceso (F₁)

El siguiente paso es la consideración de aquellos factores que puedan contribuir al riesgo y de las penalizaciones correspondientes. A continuación, se enumeran los peligros generales del proceso que se evalúan a la hora de determinar el índice DOW de incendio y explosión: (76)

- A. Reacciones exotérmicas: al tratarse de reacciones de oxidación controladas que no dan lugar a agua y dióxido de carbono como productos de combustión se aplica una penalización del 0,50.
- B. Reacciones endotérmicas: tal y como se indicó en el punto anterior las reacciones que tienen lugar liberan calor, por tanto, este peligro no es aplicable.
- C. Manejo y transferencia de materiales: esta sección cubre la mezcla, carga, descarga y el almacenamiento de las sustancias. En el reactor de proceso no es aplicable.
- D. Unidades de proceso confinadas: entendiéndose una “zona cerrada” como “aquella área que contiene tres o cuatro lados sin aberturas en la base o sólo con aberturas en dos lados de un área cerrada por los cuatros” resulta obvio que esta no sea una penalización a considerar, ya que el reactor R-201 se encuentra al aire libre.

- E. Acceso: este requisito no es aplicable puesto que se dispone de acceso a la unidad al menos por dos lados.
- F. Drenajes: puesto que sus especificaciones y diseño no se tienen en cuenta en el presente proyecto se decide aplicar la máxima penalización, 0,50.

11.10.3 Factor de peligros especiales de proceso (F₂)

En este apartado se revisan los ítems que pueden aumentar la probabilidad de que tenga lugar un incendio o una explosión. (76)

- A. Temperatura de proceso: dado que el reactor opera a las condiciones mostradas en el apartado 8. *Selección de las condiciones de operación* de la Parte A del Anexo II, la temperatura de operación supera a la de inflamación presentada en la Tabla 56, por lo que se aplica una penalización de 0,30.
- B. Baja presión: dicho factor no es aplicable, pues la reacción no ocurre a una presión menor a la atmosférica.
- C. Operación en condiciones de inflamabilidad o cercanas a ella: por su propia naturaleza, las reacciones de oxidación que tienen lugar en el reactor R-201 tienen lugar cerca de las condiciones de inflamabilidad, por tanto, se aplica una penalización de 0,80.
- D. Explosión de polvo: aplicable a operaciones de manejo de polvo como tamizado o ensacado. No es el caso.
- E. Presión de tarado de la válvula de alivio: adopta un valor un 5% mayor a la presión de operación de la propia válvula mostrada en la Tabla 54 del apartado 17. *Dimensionamiento de la válvula de alivio PSV-203* de la Parte A del Anexo II. De esta forma se utiliza la gráfica de la Figura 43 para estimar una penalización de 0,25 en función de la presión de tarado, al cual en este caso no es necesario aplicar factor de corrección alguno.
- F. Baja temperatura: no aplica, ya que el material de construcción seleccionado para la unidad en cuestión opera a por encima de la temperatura de transición.
- G. Cantidad de material inflamable o inestable: la penalización a aplicar es de aproximadamente 0,10 y se estima con la gráfica de la Figura 44.

Para ello, se calcula la entalpía de combustión promedia ponderada en base al porcentaje en peso de cada uno de los compuestos y sus respectivas entalpías de combustión, incluidas previamente en la Tabla 69. La cantidad de material se calcula

a partir del flujo másico mostrado en el Anexo I, las propiedades del contenido en el interior de la unidad, y el tiempo de residencia en el mismo (26,72 s).

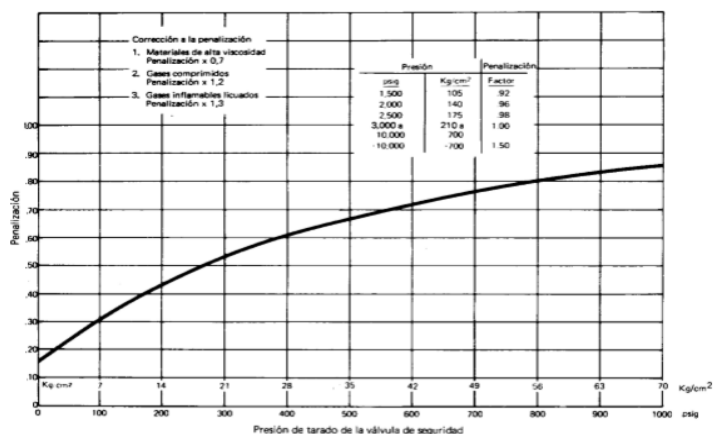


Figura 43. Penalización por presión de tarado. Fuente: (76)

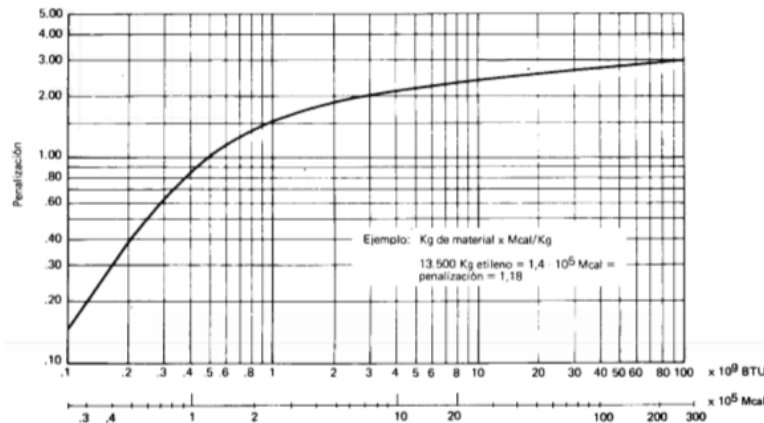


Figura 44. Penalización por cantidad de material inflamable o inestable. Fuente: (76)

- H. Corrosión y erosión: puesto que este factor ya se tiene en cuenta en el sobredimensionamiento aplicado en el apartado 16. *Diseño mecánico del reactor R-201* de la Parte A del Anexo II, se espera una penalización de 0,20.
- I. Fugas, uniones y empaquetaduras: el diseño mecánico de la unidad se realiza para una eficiencia de soldadura que asegura que no se producen pérdidas de este tipo. Se selecciona la mínima penalización, 0,10.
- J. Uso de calentadores con llama: penalización no aplicable, pues en el reactor R-201 se llevan a cabo reacciones exotérmicas que no necesitan un aporte externo de calor, al contrario.
- K. Sistemas de intercambio térmico con aceite caliente: al igual que en el punto anterior, no es aplicable.
- L. Equipos rotativos: no se utilizan para el correcto funcionamiento de la unidad estudiada, por tanto, no existe penalización de este tipo.

11.10.4 Factor de peligro de la unidad de proceso (F₃)

El factor de peligro de la unidad se define como una medida de la magnitud de deterioro a causa del conjunto de factores generales y especiales de proceso considerados. Para determinación se multiplica el factor de peligros generales de proceso (F₁) por el factor de peligros especiales de proceso (F₂). (76)

11.10.5 Determinación del índice de incendio y explosión

Conocidos todos los factores, se determina el índice DOW de incendio y explosión (F&IE) como el producto de factor material (FM) y el factor de peligro de la unidad de proceso (F₃). En la Tabla 71 se presenta el F&IE, a partir del cual, con la Tabla 68, se concluye que la unidad presenta un grado de peligro moderado. (77)

Tabla 71. Índice DOW de incendio y explosión.

Índice de fuego y explosión	66,22
------------------------------------	--------------

11.10.6 Radio de exposición

Finalmente, con la Figura 45 y a partir del índice DOW de incendio y explosión calculado es posible conocer el radio de exposición, o área expuesta al riesgo. Dicho radio de exposición es de 56 pies, es decir, 17,07 m.

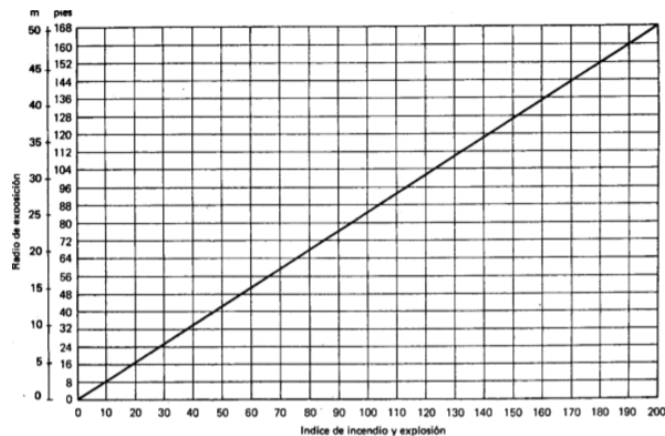


Figura 45. Radio de exposición. Fuente: (76)

11.11 Análisis histórico de accidentes

En la Tabla 72 se hace un resumen cronológico de los principales accidentes que han tenido lugar a lo largo de la historia en plantas químicas de características similares a la planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno.

Estos, se relacionan principalmente con el tolueno y el ácido benzoico. Por el contrario, hasta el momento solo se detectó un accidente a causa del benzaldehído y ninguno por manejo de ácido acético o de alcohol bencílico. Tal y como se muestra en la Tabla 71, todos los accidentes que han tenido lugar fueron a raíz de fallos técnicos o humanos y no a la peligrosidad del proceso en cuestión. Además, la mayor parte se localizan en los Países Bajos lo cual es indicativo de la gran actividad productiva relacionada con dichos compuestos en esta zona, especialmente a finales del siglo XX.

Tabla 72. Análisis histórico de accidentes. Fuente: adaptado de (78)

Año	Sustancia	Localización	Causa
1976	Benzaldehído	Países Bajos	Fallo técnico
1976	Ácido benzoico	Países Bajos	Fallo técnico
1976	Tolueno	Países Bajos	Fallo técnico
1978	Ácido benzoico	Países Bajos	Fallo humano
1982	Tolueno	Reino Unido	Fallo humano
1987	Ácido benzoico	Reino Unido	Fallo técnico
1992	Tolueno	Suecia	Fallo humano
1994	Ácido benzoico	Países Bajos	Fallo técnico
2001	Ácido benzoico	Estados Unidos	Fallo técnico

12. Legislación, normativa de aplicación y códigos de diseño

Con todo lo expuesto anteriormente, a continuación, se recopilará la legislación, normativa de aplicación y códigos de diseños tenidos en cuenta para llevar a cabo el presente proyecto.

12.1 Legislación

12.1.1 Legislación referente a construcción

Real Decreto 1627/1997, de 24 de octubre, por el que se establecen disposiciones mínimas de seguridad y de salud en las obras de construcción.

Modificado por:

- Real Decreto 604/2006, de 19 de mayo, por el que se modifica el Real Decreto 39/1997, de 17 de enero, por el que se aprueba el Reglamento de los Servicios de Prevención, y el Real Decreto 1627/1997, de 24 de octubre, por el que se establecen las disposiciones mínimas de seguridad y salud en las obras de construcción. (B.O.E. nº 127 de 29/05/2006).
- Real Decreto 337/2010, de 19 de marzo, por el que se modifican el Real Decreto 39/1997, de 17 de enero, por el que se aprueba el Reglamento de los Servicios de Prevención; el Real Decreto 1109/2007, de 24 de agosto, por el que se desarrolla la Ley 32/2006, de 18 de octubre, reguladora de la subcontratación en el sector de la construcción y el Real Decreto 1627/1997, de 24 de octubre, por el que se establecen disposiciones mínimas de seguridad y salud en obras de construcción. (B.O.E. nº 71 23/03/2010).

Resolución del 8 de abril de 1999, de la Secretaría de Estado de Aguas y Costas, sobre delegación de facultades en materia de seguridad y salud en las obras de construcción.

Real Decreto 314/2006, del 17 de marzo, por el que se aprueba el Código Técnico de la edificación. (B.O.E. 28/3/2006).

12.1.2 Legislación referente a electricidad

Real Decreto 842/2002, de 2 de agosto, por el que se aprueba el Reglamento electrotécnico para baja tensión (B.O.E. nº224, 18/09/2002).

12.1.3 Legislación en materia de seguridad e higiene

12.1.3.1 Generales

- Ley 31/1995, de 8 de noviembre, de prevención de Riesgos Laborales. (B.O.E. del 10 de noviembre).
- Real Decreto Ley 2/2015, de 23 de octubre, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley Estatuto de los Trabajadores.

12.1.3.2 Prevención

Real Decreto 899/2015, de 9 de octubre, por el que se modifica el Real Decreto 39/1997, de 17 de enero, por el que se aprueba el Reglamento de los Servicios de Prevención (B.O.E. no 243 10/10/2015).

12.1.3.3 Seguridad y salud

- Real Decreto 1879/1996, del 2 de agosto, por el que se regula la composición de la Comisión Nacional de Seguridad y Salud en el Trabajo (B.O.E. nº 27 31/01/1997).

- Real Decreto 773/1997, de 30 de mayo, sobre disposiciones mínimas de seguridad y salud relativas a la utilización por los trabajadores de equipos de protección individual (B.O.E. nº140 12/06/1997).
- Real Decreto 1215/1997, de 18 de julio, por el que se establecen las disposiciones mínimas de seguridad y salud para la utilización por los trabajadores de los equipos de trabajo (B.O.E. nº 188 07/08/1997).
- Real Decreto 485/1997, de 14 de abril, sobre disposiciones mínimas en materia de señalización de seguridad y salud en el trabajo (B.O.E. nº 97 23/04/1997).
- Real Decreto 486/1997, de 14 de abril, por el que se establecen las disposiciones mínimas de seguridad y salud en los lugares de trabajo (B.O.E. nº 97 23/04/1997).
- Real Decreto 487/1997, de 14 de abril, sobre disposiciones mínimas de seguridad y salud relativas a la manipulación manual de cargas que entrañe riesgos, en particular dorso lumbares, para los trabajadores (B.O.E. nº 97 23/04/1997).
- Real Decreto 488/1997, de 14 de abril, sobre disposiciones mínimas de seguridad y salud relativas al trabajo con equipos que incluyen pantallas de visualización (B.O.E. nº 97 23/04/1997).
- Real Decreto 614/2001, de 8 de junio, sobre disposiciones mínimas para la protección de la salud y seguridad de los trabajadores frente al riesgo eléctrico (B.O.E. nº 148 21/06/2001).
- Real Decreto 374/2001, de 6 de abril, sobre la protección de la salud y seguridad de los trabajadores contra los riesgos relacionados con los agentes químicos durante el trabajo (B.O.E. nº 104 01/05/2001).

12.1.3.4 Higiene

- Orden de 9 de marzo de 1971 por la que se aprueba el Plan de Higiene y Seguridad del Trabajo (B.O.E. nº 60 11/03/1971).
- Real Decreto 577/1982, de 17 de marzo, por el que se regulan la estructura y competencias del Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo (B.O.E. nº 69 22/03/1982).

12.1.4 Legislación en materia medioambiental

Por otro lado, se aplica al presente proyecto una serie de legislación en materia medioambiental.

12.1.4.1 Impacto ambiental

- Ley 6/2010, de 24 de marzo, de modificación del texto refundido de la Ley de Evaluación de Impacto Ambiental de proyectos, aprobado por el Real Decreto Legislativo 1/2008, de 11 de enero (B.O.E. nº 73 25/03/2010).
- Decisión del Consejo, de 20 de octubre de 2008 (2008/871/CE), relativa a la aprobación, en nombre de la Comunidad Europea, del Protocolo sobre evaluación estratégica del medio ambiente de la Convención de Espoo de 1991 de la CEPE/ONU sobre la evaluación del impacto ambiental en un contexto transfronterizo (B.O.E. nº 308, de 19/11/2008).
- Directiva 97/11/CE del Consejo, de 3 de marzo de 1997, por el que se modifica la Directiva 85/337/CEE relativa a la evaluación de las repercusiones de determinados proyectos públicos y privados sobre el medio ambiente.

- Reglamento 166/2006 del Parlamento Europeo y del Consejo del 18 de enero, relativo al establecimiento de un registro de emisiones y transferencia de contaminantes (B.O.E. nº 33, de 04/02/2006).

12.1.4.2 Contaminación acústica

- Directiva 2002/49/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 25 de junio de 2002, sobre evaluación y gestión del ruido ambiental.
- Ley 37/2003, de 17 de noviembre, del Ruido (B.O.E. nº 276 18/11/2003).
- Real Decreto 1513/2005, de 16 de diciembre, por el que se desarrolla la Ley 37/2003, de 17 de noviembre, del Ruido, en lo referente a la evaluación y gestión del ruido ambiental.
- Real Decreto 286/2006, del 10 de marzo, sobre la protección de la salud y la seguridad de los trabajadores contra los riesgos relacionados con la exposición al ruido.
- Ley 16/2002, de 28 de junio, de Protección contra la Contaminación Acústica (B.O.E. nº 177 25/07/2002).

12.1.4.3 Emisiones atmosféricas

- Directiva 96/62/CE del Consejo, de 27 de septiembre de 1996, sobre evaluación y gestión de la calidad del aire ambiente (B.O.E. nº296 21/11/1996).
- Decreto 833/1975, de 6 de febrero, por el que se desarrolla la Ley 38/1972, de 22 de protección del ambiente atmosférico (B.O.E. nº96 22/04/1975).
- Real Decreto 547/1979, de 20 de febrero, sobre modificación del Anexo IV del Decreto 833/1975, de 8 de febrero, por el que se desarrolla la Ley de Protección del Ambiente Atmosférico (B.O.E. nº 71 23/03/1979).
- Real Decreto-Ley 5/2004, de 27 de agosto, por el que se regula el régimen del comercio de derechos de emisión de gases de efecto invernadero (B.O.E. nº 208 28/08/2004).
- Ley 34/2007, de 15 de noviembre, de calidad del aire y protección de la atmósfera (B.O.E. nº275 16/11/2007).
- Real Decreto 102/2011, de 28 de enero, relativo a la mejora de la calidad del aire.
- Real Decreto Legislativo 1/2016 de 16 de diciembre por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de Prevención y Control Integrados de la Contaminación (B.O.E. nº 157 02/08/2002).
- Directiva 2004/101/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 27 de octubre de 2004, por la que se modifica la Directiva 2003/87/CE, por la que se establece un régimen para el comercio de derechos de emisión de gases de efecto invernadero en la Comunidad con respecto a los mecanismos de proyectos del Protocolo de Kioto (B.O.E. nº 338, de 13/11/2004).

12.1.4.4 Efluentes líquidos

- Real Decreto-Ley 11/1995, de 28 de diciembre, por el que se establecen las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas (B.O.E. nº 312 30/12/1995).
- Directiva 2000/60/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 23 de octubre de 2000, por la que se establece un marco comunitario de actuación en el ámbito de la política de aguas.
- Real Decreto Legislativo 1/2001, de 20 de julio, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de Aguas (B.O.E. nº 176 24/08/2001).

- Real Decreto 509/1996, de 15 de marzo, de desarrollo del Real Decreto Ley 11/1995, de 28 de diciembre, por el que se establecen las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas (B.O.E. nº 77 29/03/1996).

12.1.4.5 Gestión de residuos

- Directiva 94/31/CE del Consejo, de 27 de junio de 1994, por la que se modifica la Directiva 91/689/CEE relativa a los residuos peligrosos.
- Real Decreto 833/1988, de 20 de julio, por el que se aprueba el Reglamento para la ejecución de la Ley 20/1986, Básica de Residuos Tóxicos y Peligrosos (B.O.E. nº 182 30/07/1988).
- Ley 22/2011, de 28 de julio, de residuos y suelos contaminados. (B.O.E. nº 181 29/07/2011).

12.2 Normativa de aplicación

12.2.1 Normas de construcción

- N.B.E.-N.T.E.: Normas Básicas de Edificación - Normas Tecnológicas de Edificación. Real Decreto 3565/1972 (B.O.E. de 15/01/1973) corregido por Real Decreto 1650/1977 (B.O.E. 9/07/1977):
 - NBE-CPI/97: Condiciones de Protección contra Incendios.
 - NBE-EA: Estructuras de Acero.
 - NBE—MV 102: Ejecución de las estructuras de acero laminado en edificación.
 - NBE-MV 103: Acero laminado para estructuras de edificación.
 - NTE-CSS: Cimentaciones Superficiales Corridas.
 - NTE-CSZ: Cimentaciones Superficiales. Zapatas.
 - NTE-EH: Estructuras de Hormigón.
 - NTE-EME: Estructuras de Madera. Encofrados.
 - NTE-IEI: Iluminación Interior.
 - NTE-IEP: Puesta a Tierra.
 - NTE-IER: Instalaciones Eléctricas. Red Exterior.
 - NTE-IIE: Iluminación Exterior.

12.2.2 Normas de electricidad

- Reglamento Electrotécnico para Baja Tensión (REBT) e Instrucciones técnicas Complementarias (ITC MIBT) aprobado por Decreto 842/2002, de 18 de septiembre.

12.2.3 Normas de seguridad y salud

- R.A.M.I.N.P.: Reglamento de Actividades Molestas, Insalubres, Nocivas y Peligrosas.
- E.B.S.: Estudio Básico de Seguridad y Salud.

12.3 Códigos de diseño

- T.E.M.A. (American Tubular Exchanger Manufacturers Association).
- U.N.E. (Una Norma Española).
- A.S.M.E. (American Society of Mechanical Engineers).

13. Referencias bibliográficas

1. MarketWatch. *Benzaldehyde Market 2019 to 2024 With Top Countries Data : Market Size, Consumption and Growth Rate by Application, Types, Key Players and Competitive Regions*. [En línea] MarketWatch, 3 de Diciembre de 2019. [Consultado el: 13 de Febrero de 2020.] Disponible en: <https://www.marketwatch.com/press-release/benzaldehyde-market-2019-to-2024-with-top-countries-data-market-size-consumption-and-growth-rate-by-application-types-key-players-and-competitive-regions-2019-12-03>.
2. ULLMANN. *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Welheim: VCH, 1985. págs. 463-472. Vol. A3.
3. McKETTA, J. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*. New York: Marcel Dekker Inc., 1977. págs. 171-182. Vol. 4.
4. KIRK, R.E. *Kirk-Othmer Encyclopedia of chemical technology*. 4ª ed. Estados Unidos: John Wiley & Sons, 1992. Vol. 4. ISBN 0-471-52672-x.
5. United States Environmental Protection Agency. *Provisional Peer-Reviewed Toxicity Values por Benzaldehyde. Superfund Health Risk Technical Support Center, National Center for Environmental Assesment*. Cincinnati: s.n., 2015.
6. Value Market Research. *Global Benzaldehyde Market Report By End-User (Aroma Chemicals, Pharmaceuticals, Agriculture, Coatings, Others) And By Regions - Industry Trends, Size, Share, Growth, Estimation and Forecast, 2019-2026*. [En línea] enero de 2020. [Consultado el: 25 de Febrero de 2020.] Disponible en: <https://www.valuemarketresearch.com/report/benzaldehyde-market>.
7. Foreverest Resources Ltd. *An Aroma Chemical Profile – Benzaldehyde*. [En línea] 14 de Septiembre de 2018. [Consultado el: 16 de febrero de 2020.] Disponible en: <https://foreverest.cn/news-list/an-aroma-chemical-profile-benzaldehyde>.
8. Hubei Kelin Bolun New Materials Co, Ltd. *Product center. Benzaldehyde*. [En línea] [Consultado el: 15 de febrero de 2020.] Disponible en: http://www.kelinbolun.com/product_detail_en/2.html.
9. OEC. *Benzaldehyde*. [En línea] 2017. [Consultado el: 15 de febrero de 2020.] Disponible en: <https://oec.world/en/profile/hs92/291221/>.
10. ICIS. *Chemical Prices-B*. [En línea] 11 de diciembre de 2000. [Consultado el: 26 de febrero de 2020.] Disponible en: <https://www.icis.com/explore/resources/news/2000/12/11/128127/chemical-prices-b/>.
11. Fact.MR. *Benzaldehyde Market Forecast, Trend Analysis & Competition Tracking: Global Market Insights 2019 to 2029*. [En línea] agosto de 2019. [Consultado el: 26 de febrero de 2020.] Disponible en: <https://www.factmr.com/report/2513/benzaldehyde-market>.
12. OEC. *Toluene*. [En línea] 2017. [Consultado el: 26 de febrero de 2020.] Disponible en: <https://oec.world/en/profile/hs92/290230/>.

13. ICIS. *Chemical Profile: Toluene*. [En línea] 2 de abril de 2006. [Consultado el: 26 de febrero de 2020.] Disponible en: <https://www.icis.com/explore/resources/news/2006/04/01/2013354/chemical-profile-toluene/>.
14. ICIS. *Chemical profile: benzoic acid*. [En línea] 1 de junio de 2008. [Consultado el: 26 de febrero de 2020.] Disponible en: <https://www.icis.com/explore/resources/news/2008/06/02/9128511/chemical-profile-benzoic-acid/>.
15. ICIS. *European spot toluene rises on upstream prices*. [En línea] 27 de julio de 2018. [Consultado el: 26 de febrero de 2020.] Disponible en: <https://www.icis.com/explore/resources/news/2018/07/27/10245785/european-spot-toluene-rises-on-upstream-prices/>.
16. Echemi Technology Co., Ltd. *Echemi Market Analysis. Toluene (108-88-3)*. [En línea] 24 de febrero de 2020. [Consultado el: 2 de marzo de 2020.] Disponible en: <https://m.echemi.com/productsInformation/tempid160704000607-toluene.html>.
17. OEC. *Acetic Acid*. [En línea] 2018. [Consultado el: 6 de junio de 2020.] Disponible en: <https://oec.world/en/profile/hs92/6291521/>.
18. Global Market Insights. *Benzoic Acid Market Size, Industry Analysis Report, Regional Outlook, Application Development, Price Trend, Competitive Market Share & Forecast, 2019 - 2025*. [En línea] [Consultado el: 27 de febrero de 2020.] Disponible en: <https://www.gminsights.com/industry-analysis/benzoic-acid-market>.
19. IHS Markit. *Benzoic Acid. Chemical Economics Handbook*. [En línea] noviembre de 2017. [Consultado el: 27 de febrero de 2020.] Disponible en: <https://ihsmarkit.com/products/benzoic-acid-chemical-economics-handbook.html>.
20. The Chemical Company. *Benzoic Acid*. [En línea] [Consultado el: 27 de febrero de 2020.] Disponible en: <https://thechemco.com/chemical/benzoic-acid/>.
21. OEC. *Benzoic Acid, its salts & esters*. [En línea] 2017. [Consultado el: 26 de febrero de 2020.] Disponible en: <https://oec.world/en/profile/hs92/291631/>.
22. Research and markets. *Global Benzoic Acid Market - Growth, Trends, and Forecast (2018 - 2023)*. [En línea] [Consultado el: 28 de febrero de 2020.] Disponible en: <https://www.researchandmarkets.com/reports/4402798/global-benzoic-acid-market-growth-trends-and>.
23. Echemi Technology Co., Ltd. *Benzoic Acid Price Analysis*. [En línea] 2019. [Consultado el: 2 de marzo de 2020.] Disponible en: <https://www.echemi.com/productsInformation/pd20150901103-benzoic-acid.html>.
24. SINNOT, R., G. TOWLER. *Diseño en ingeniería química*. Barcelona: Reverté, 2012. ISBN 978-84-291-7199-0.
25. Google Maps. Google, Instituto Geográfico Nacional. [En línea] 2020. [Consultado el: 3 de marzo de 2020.] Disponible en: <https://www.google.es/maps/>.

26. Catálogo Industrial de la Bahía de Algeciras. *Recinto Fiscal El fresno*. [En línea] [Consultado el: 3 de marzo de 2020.] Disponible en: <http://www.industrialalgecirasbay.com/es/recurso/recinto-fiscal-el-fresno>.
27. Autoridad Portuaria de la Bahía de Algeciras. *Graneles líquidos*. [En línea] [Consultado el: 4 de marzo de 2020.] Disponible en: <https://www.apba.es/graneles-liquidos>.
28. Iberia, FRS. *Puerto de Tarifa*. [En línea] [Consultado el: 4 de marzo de 2020.] Disponible en: <https://www.frs.es/ventajas-frs/info-y-atencion-al-cliente/nuestros-puertos/puerto-de-tarifa>.
29. Catálogo Industrial de la Bahía de Algeciras. *Estación Mercancías San Roque*. [En línea] [Consultado el: 4 de marzo de 2020.] Disponible en: <http://www.industrialalgecirasbay.com/es/recurso/estacion-mercancias-san-roque>.
30. Agua y Residuos del Campo de Gibraltar S.A. *Actividad*. [En línea] [Consultado el: 4 de marzo de 2020.] Disponible en: <https://www.arcgisa.es/Arcgisa/actividad.jsp>.
31. Agencia Andaluza de la Energía. Consejería de hacienda, industria y energía. *Informe de infraestructuras energéticas. Provincia Cádiz*. 2019.
32. Universidad de Cádiz. *Grados*. [En línea] [Consultado el: 6 de marzo de 2020.] Disponible en: <https://www.uca.es/>.
33. Universidad de Sevilla. *Grados*. [En línea] [Consultado el: 6 de marzo de 2020.] Disponible en: <https://www.us.es/>.
34. Meteo Navarra. Meteorología y climatología de Navarra. *Clasificación climática de Köppen*. [En línea] [Consultado el: 7 de marzo de 2020.] Disponible en: <http://meteo.navarra.es/definiciones/koppen.cfm>.
35. Meteoblue. *Clima Los Barrios*. [En línea] [Consultado el: 7 de marzo de 2020.] Disponible en: https://www.meteoblue.com/es/tiempo/historyclimate/climatemodelled/los-barrios_españa_2514824.
36. Instituto Geográfico Nacional. *Mapas de sismicidad y peligrosidad*. [En línea] [Consultado el: 7 de marzo de 2020.] Disponible en: <http://www.ign.es/web/ign/portal/mapas-sismicidad>.
37. FAITH, W.L. *Industrial Chemicals*. 4ª. s.l.: John Wiley & Sons Inc, 1975. ISBN: 978-0471549642.
38. Sigma Aldrich. *Cobalt (II) Acetate Tetrahydrate*. [En línea] Sigma Aldrich, 2020. [Consultado el: 3 de marzo de 2020.] Disponible en: <https://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/aldrich/437875?lang=es®ion=ES>.
39. Right Price Chemicals. *Buy Acetic Acid*. [En línea] [Consultado el: 15 de marzo de 2020.] Disponible en: <https://www.rightpricechemicals.com/buy-acetic-acid-glacial-reagent-online.html>.
40. Sigma Aldrich. *Sodium Bromide*. [En línea] Sigma Aldrich, 2020. [Consultado el: 15 de marzo de 2020.] Disponible en: <https://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/sigald/746401?lang=es®ion=ES>.
41. BORGAONKAR, H., S. RAVERKAR, S. CHANDALIA. *Liquid Phase Oxidation of Toluene to Benzaldehyde by Air*. Bombay: American Chemical Society, 1984.

42. Sigma Aldrich. *5,10,15,20-Tetraphenyl-21H,23H-porphine cobalt (II)*. [En línea] Sigma Aldrich, 2020. [Consultado el: 15 de marzo de 2020.] Disponible en: https://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/aldrich/252190?lang=es®ion=ES&gclid=Cj0KCQIAwP3yBRCKARIsAABGiPoAYLhIJV1LK0BxDeCewjYYETsc4IrdZBtS3-aksjrNaS7rVie70osaAg8BEALw_wcB.
43. *Selective liquid phase oxidation of toluene with air*. GUO, C.; Q. LIU, X. WANG, H. HU. 282, Changhsa, China: ELSEVIER, 24 de junio de 2004, Applied Catalysis, págs. 55-59.
44. *Liquid Phase Oxidation of Toluene to Benzaldehyde with Molecular Oxygen over Copper-Based Heterogeneous Catalyst*. WANG, F., J. XU y otros. 347, Dalian, China: John Wiley & Sons Inc, 2005, InterScience, págs. 1987-1992.
45. Sigma Aldrich. *Copper Iron Oxide*. [En línea] Sigma Aldrich, 2020. [Consultado el: 3 de marzo de 2020.] Disponible: <https://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/aldrich/641723?lang=es®ion=ES>.
46. Sigma Aldrich. *Piridine*. [En línea] Sigma Aldrich, 2020. [Consultado el: 15 de marzo de 2020.] Disponible en: <https://www.sigmaaldrich.com/catalog/search?term=piridine&interface=All&N=0&mode=match%20partialmax&lang=es®ion=ES&focus=product>.
47. WANG, L., Z. QINGJUN, Z. AIWU. *Kinetics and Mechanism Modeling of Liquid Phase Toluene Oxidation*. WANG Tianjin University: Springer, 21 de abril de 2018.
48. Sigma Aldrich. Manganese(II) molybdate. [En línea] [Consultado el: 20 de febrero de 2020.] Disponible en: <https://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/aldrich/519154?lang=es®ion=ES>.
49. Ministerio de la Presidencia, Relaciones con las Cortes y Memoria Democrática. *Real Decreto 231/2020 del 4 de febrero*. [En línea] 4 de febrero de 2020. [Consultado el: 10 de junio de 2020.] Disponible en: <https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2020-1652>.
50. Dirección General de Trabajo. *XX Convenio colectivo general de la industria química. BOE*. [En línea] 26 de julio de 2018. [Consultado el: 10 de junio de 2020.] Disponible en: https://www.boe.es/diario_boe/txt.php?id=BOE-A-2018-11368.
51. Federación Empresarial de la Industria Química Española, FEIQUE. *Datos Clave del Sector Químico Español*. [En línea] [Consultado el: 10 de junio de 2020.] Disponible en: <https://www.feique.org/wp-content/uploads/2019/04/DATOS-CLAVE-ESP.jpg>.
52. FABRI, J. G. ULRICH, T. SIMO. Toluene. ULLMANN'S ENCYCLOPEDIA OF INDUSTRIAL CHEMISTRY. s.l. : John Wiley & Sons Inc, 2012. págs. 109-118. Vol. 37.
53. IDEAM. *Ficha de datos de Tolueno*. [En línea] [Consultado el: 20 de marzo de 2020.] Disponible en: <http://www.ideam.gov.co/web/entidad/acerca-entidad>.
54. National Institute of Standards and Technology. *NIST's Chemical Web Book. Toluene*. [En línea] NIST. [Consultado el: 20 de marzo de 2020.] Disponible en: <https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C108883&Type=HCOMBL#Notes>.

55. The Engineering Toolbox. *Air properties*. [En línea] [Consultado el: 21 de marzo de 2020.] Disponible en: https://www.engineeringtoolbox.com/air-properties-d_156.html.
56. MEMARI, M., A. DEHKORDI, A. SEIFKORDI. *Liquid-Liquid Equilibrium Data, Density, Viscosity, and Interfacial Tension of Ternary System (Toluene - Acetic Acid - Water) at 298,15 K: Experiment and Correlation*. Tehran, Iran. *Journal of Chemical Engineering Data* 62 (2017) 4133-4143.
57. CHEUNG, H., R. TANKE, G. TORRENCE. *Acetic Acid - ULLMANN'S ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL INDUSTRY*. s.l.: WILEY, 2005.
58. CHEMEO. High Quality Chemical Properties. *Chemical Properties of Acetic acid* (CAS 64-19-7). [En línea] [Consultado el: 26 de marzo de 2020.] Disponible en: <https://www.chemeo.com/cid/51-574-8/Acetic%20acid>.
59. Ácido acético glacial. [En línea] 26 de junio de 2019. [Consultado el: 17 de marzo de 2020.] Disponible en: <https://www.acidoacetico.org/glacial/>.
60. MAKI, Takao y TAKEDA, Kazuo. *Benzoic Acid and Derivatives - ULLMANN'S ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL INDUSTRY*. s.l.: John Wiley & Sons Inc, 2005.
61. ULLMANN. *Ullmann's Encyclopedia of Chemical Industry*. s.l.: WILEY-VCH, 2000.
62. ZUMDAHL, S. *Enciclopedia Britannica. Water*. [En línea] 27 de enero de 2020. [Consultado el: 3 de abril de 2020.] Disponible en: <https://www.britannica.com/science/water/Physical-properties>.
63. KIRK, R.E. *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*. Estados Unidos: John Wiley & Sons, Inc, 1964. pág. 36. Vol. 33. ISBN 63-14348.
64. BRUNET, J., E. GENTY, Y. LANDKOCZ y otros. *Identification of by-products issued from the catalytic oxidation of toluene by chemical and biological methods*. Dunkerque, France: ELSEVIER, 2015, *Comptes Rendus Chimie*.
65. STEPHANOPOULOS, G. *Chemical Process Control. An Introduction to Theory and Practice*. New Jersey: Prentice Hall, 1984. ISBN 0-13-128629-3.
66. SVRCEK, W.Y, D.P. MAHONEY, B.R. YOUNG. *A Real-Time Approach to Process Control*. 3^a ed. India: John Wiley & Sons Inc, 2014. ISBN 978-1-119-99387-2.
67. ISA. The Instrumentation, Systems, and Automation Society. *Standard ANSI/ISA-5.1-1984 (R1992). Instrumentation Symbols and Identification*. North Carolina: s.n., 1992. ISBN 0-87664-844-8.
68. Comisión Europea, Diario Oficial de la Unión Europea. *REGLAMENTO (CE) N° 1272/2008 DEL PARLAMENTO EUROPEO Y DEL CONSEJO de 16 de diciembre de 2008 sobre clasificación, etiquetado y envasado de sustancias y mezclas*.
69. Comisión Europea. *Real Decreto 840/2015, de 21 de septiembre, por el que se aprueban medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas*. Boletín Oficial del Estado: s.n., 20 de octubre de 2015. núm 251, pp 975319756.

70. Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo. *Regulación UE sobre productos químicos (II). Reglamento CLP: aspectos básicos*. 2010.
71. Disco University. [En línea] 2017. [Consultado el: 16 de mayo de 2020.] Disponible en: <https://university.dysco-automation.com/2017/02/07/rombo-de-materiales-peligrososnorma-nfpa-704/>.
72. Comisión Europea, Diario Oficial de la Unión Europea. *DIRECTIVA 2012/18/UE DEL PARLAMENTO EUROPEO Y DEL CONSEJO de 4 de julio de 2012 relativa al control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas*. serie L 197/1.
73. CASAL, J., H. MONTIEL, E. PLANAS, J. VÍLCHEZ. *Análisis del riesgo en instalaciones industriales*. Barcelona: s.n., 1999. ISBN 978- 84-8301-227-7.
74. Global Asset Protection Services Guidelines LLC. *GAPS. GAP 2.5.2. Oil and Chemical Plants Layout and Spacing*. 2015.
75. American Petroleum Institute. *Sizing, Selection, and Installation of Pressure-Relieving Devices in Refineries. Part I—Sizing and Selection*. Washington D.C: s.n., 2000.
76. DOW Chemical Company. *Índice de incendio y explosión. Guía para la clasificación de riesgos*. Barcelona: s.n., 2006. ISBN 84500-9062-8.
77. CROWL, D., J. LOUVAR. *Chemical Process Safety. Fundamentals with Applications*. 2ªed. Estados Unidos: Prentice Hall, 2002. ISBN 0-13-018176-5.
78. FACTS. Hazardous materials accidents knowledge base. [En línea] [Consultado el: 23 de mayo de 2020.] Disponible en: <http://www.factsonline.nl/>.

ANEXO I:
BALANCES DE
MATERIA Y ENERGÍA

1.	Balances de materia	3
1.1	Introducción	3
1.2	Balance de materia global	4
1.3	Balance de materia por unidades.....	4
1.3.1	Tanque de mezcla TM-101	4
1.3.2	Reactor R-201	5
1.3.3	Columna de destilación T-301	7
1.3.4	Columna de destilación T-302	8
1.3.5	Columna de destilación T-303	9
2.	Balances de energía	10
2.1	Introducción	10
2.2	Compresor K-101.....	11
2.2.1	Primera etapa de compresión	12
2.2.2	Refrigeración intermedia.....	12
2.2.3	Segunda etapa de compresión	13
2.3	Reactor R-201	13
2.4	Tanque de mezcla TM-101	14
2.5	Intercambiadores de calor	14
2.5.1	Intercambiador de calor E-101	15
2.5.2	Intercambiador de calor E-102.....	16
2.5.3	Intercambiador de calor E-301	16
2.5.4	Intercambiadores de calor del E-302 al E-307	17
2.6	Columnas de destilación.....	17
2.6.1	Columna de destilación T-301	17
2.6.2	Columna de destilación T-302	19
2.6.3	Columna de destilación T-303	21
3.	Referencias bibliográficas	23

1. Balances de materia

1.1 Introducción

Los balances de materia se definen como una expresión matemática que permite evaluar la cantidad de materia que atraviesa un determinado sistema de estudio y los posibles cambios que puede experimentar a lo largo del proceso, pudiendo evaluarse en términos másicos o molare, siguiendo el principio de conservación de la materia, mostrado en la ecuación [1]. (1)

$$E - S + G = A \quad [1]$$

Siendo:

- E la entrada al sistema en estudio en $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$.
- S la salida del sistema en $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$.
- G el término de generación en el interior del sistema, que solamente se tiene en cuenta a la hora de hacer el balance en el reactor en $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$.
- A la acumulación en el interior del sistema en $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$.

Al tratarse de un proceso en estado estacionario, el término de acumulación es nulo, y, dado que la materia ni se crea ni se destruye (excepto en los procesos nucleares), el término de generación solamente se tiene en cuenta cuando hay reacción química.

Por lo tanto, independientemente del reactor, el balance de materia en las demás unidades se reduce a la siguiente expresión mostrada en la ecuación [2]. (1)

$$E - S = 0 \quad [2]$$

En el presente Anexo se presenta el balance de materia global entre las corrientes de entrada y salida al proceso. También se detallarán los balances de materia a sus unidades principales, sin tener en cuenta aquellas en las que no se producen cambios de composición entre las corrientes de entrada y salida, como es el caso del compresor, las bombas, las válvulas o los intercambiadores de calor, donde las corrientes solo se ven sometidas a variaciones de presión y temperatura.

1.2 Balance de materia global

Se ha calculado el balance de materia global considerando que se desean producir 30.000 t·año⁻¹, es decir, 3788 kg·h⁻¹ de benzaldehído en 330 días de operación anual. Se han considerado las corrientes de entrada y salida del proceso, numeradas en base al Plano 4. Diagrama de Flujo, del Documento II del presente proyecto. Los resultados obtenidos y el cierre se muestran en la Tabla 1 y en la Tabla 2, respectivamente.

Tabla 1. Balance de materia global.

	Entrada, kg·h ⁻¹	Salida, kg·h ⁻¹
Oxígeno	2880,52	0,00
Ácido acético	3,37	3,37
Tolueno	7194,68	2,56
Benzaldehído	0,00	3839,05
Agua	0,00	1244,76
Ácido benzoico	0,00	4017,75
Alcohol bencílico	0,00	971,09
Nitrógeno	9485,11	9485,11
TOTAL	19563,69	19563,69

Tabla 2. Cierre del balance de materia global.

Corriente	Flujo másico, kg·h ⁻¹
Entrada (1, 5, 7)	19563,69
Salida (23, 24, 25, 26)	19563,69
CIERRE	0,00
Error de cierre, %	0,00

1.3 Balance de materia por unidades

Los valores obtenidos en el balance de materia global se desglosarán a continuación en cada una de las unidades que forman parte del proceso. Se ha llevado a cabo el balance de materia en:

- Tanque de mezcla TM-101
- Reactor R-201
- Columna de destilación T-301
- Columna de destilación T-302
- Columna de destilación T-303

1.3.1 Tanque de mezcla TM-101

El tanque de mezcla TM-101 se esquematiza en la Figura 1.

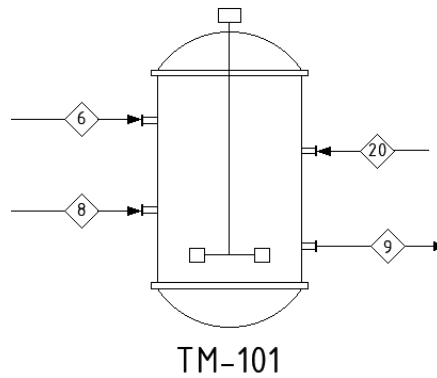


Figura 1: Tanque de mezcla TM-101.

En la Tabla 3 y Tabla 4 se muestran el detalle por corrientes del balance de materia al TM-101 y su cierre, respectivamente.

Tabla 3. Balance de materia al tanque de mezcla TM-101.

Corriente	6 (kg·h ⁻¹)	8 (kg·h ⁻¹)	20 (kg·h ⁻¹)	9 (kg·h ⁻¹)
Oxígeno	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido acético	0,00	3,37	67601,70	67605,07
Tolueno	7194,68	0,00	27382,79	34577,47
Benzaldehído	0,00	0,00	10,39	10,39
Agua	0,00	0,00	2,55	2,55
Ácido benzoico	0,00	0,00	0,00	0,00
Alcohol bencílico	0,00	0,00	0,00	0,00
Nitrógeno	0,00	0,00	0,00	0,00
TOTAL	7194,68	3,37	94997,44	102195,49

Tabla 4. Cierre del balance de materia al tanque de mezcla TM-101.

Corriente	Flujo másico, kg·h ⁻¹
Entrada (6, 8, 20)	102195,49
Salida (9)	102195,49
CIERRE	0,00
Error de cierre, %	0,00

1.3.2 Reactor R-201

Para establecer el balance en el único reactor del proceso, esquematizado en la Figura 2, se sigue el procedimiento descrito en el apartado A del anexo II del presente proyecto.

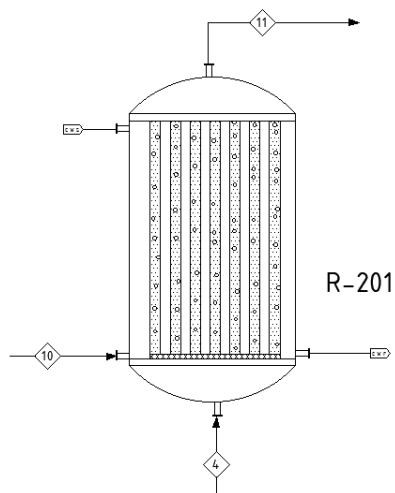


Figura 2: Reactor R-201.

En la Tabla 5 se presenta el balance de materia al reactor R-201, aplicando la ecuación [2] y teniendo en cuenta la conversión y las selectividades propuestas en el apartado 8.4. *Descripción química del proceso* del Documento I: *Memoria* del presente proyecto.

Tabla 5. Balance de materia al reactor R-201.

Corriente	4 (kg·h ⁻¹)	10 (kg·h ⁻¹)	11 (kg·h ⁻¹)
Oxígeno	2880,52	0,00	0,00
Ácido acético	0,00	67605,07	67605,07
Tolueno	0,00	34577,47	27385,36
Benzaldehído	0,00	10,39	3849,44
Agua	0,00	2,55	1247,31
Ácido benzoico	0,00	0,00	4017,75
Alcohol bencílico	0,00	0,00	971,09
Nitrógeno	9485,11	0,00	9485,11
TOTAL	12365,64	102195,49	114561,13

Por otro lado, en la Tabla 6 se muestra el cierre del balance de materia al reactor R-201.

Tabla 6. Cierre del balance de materia al reactor R-201.

Corriente	Flujo másico, kg·h ⁻¹
Entradas (4, 10)	114561,13
Salidas (11)	114561,13
CIERRE	0,00
Error de cierre, %	0,00

1.3.3 Columna de destilación T-301

Para calcular los balances de materia de cada una de las columnas de destilación, se ha seguido el procedimiento detallado en el apartado 3.1.2. *Balance de materia* de la Parte B del Anexo II del presente proyecto (2). Debe tenerse en cuenta que, en este caso, existe una columna dotada con un condensador de salida de no condensables (corriente 23) por la que sale el nitrógeno restante del proceso de oxidación parcial. Este hecho determinará, en cierto modo, el balance de materia a la unidad. Puede observarse un esquema del equipo en la Figura 3.

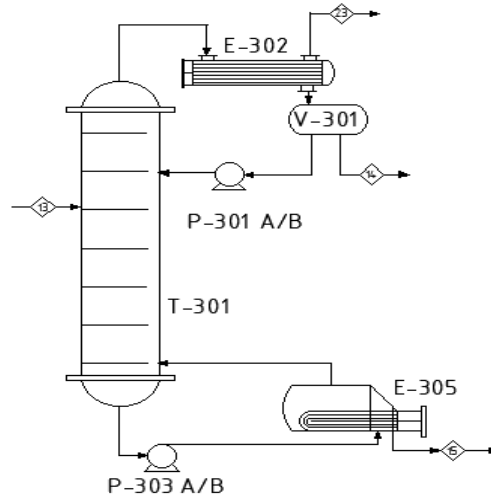


Figura 3: Columna de destilación T-301.

Suponiendo que el componente clave ligero es el ácido acético, y que un 99,99% del mismo sale por cabezas junto con la totalidad de los componentes de mayor volatilidad y un 0,41% del benzaldehído, el cual se ha considerado componente clave pesado, aplicando la ecuación [2] se obtienen los resultados del balance de materia y su respectivo cierre, mostrados en la Tabla 7 y la Tabla 8, respectivamente.

Tabla 7. Balance de materia a la columna de destilación T-301.

Corriente	13 (kg·h ⁻¹)	14 (kg·h ⁻¹)	15 (kg·h ⁻¹)	23 (kg·h ⁻¹)
Oxígeno	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido acético	67605,07	67604,46	0,61	0,00
Tolueno	27385,36	27385,36	0,00	0,00
Benzaldehído	3849,44	10,39	3839,04	0,00
Agua	1247,31	1247,31	0,00	0,00
Ácido benzoico	4017,75	0,00	4017,75	0,00
Alcohol bencílico	971,09	0,00	971,09	0,00
Nitrógeno	9485,11	0,00	0,00	9485,11
TOTAL	114561,13	96247,53	8828,49	9485,11

Tabla 8. Cierre del balance de materia a la columna de destilación T-301.

Corriente	Flujo másico, kg·h ⁻¹
Entrada (13)	114561,13
Salidas (14, 15, 23)	114561,13
CIERRE	0,00
Error de cierre, %	0,00

1.3.4 Columna de destilación T-302

Un esquema de la columna de destilación T-302 Puede observarse en la Figura 4.

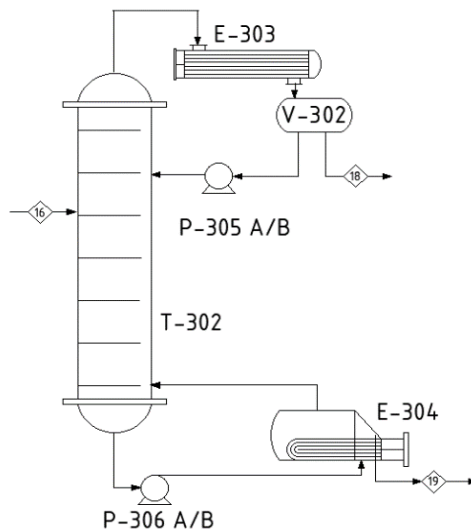


Figura 4: Columna de destilación T-302.

Tabla 9. Balance de materia a la columna de destilación T-302.

Corriente	16 (kg·h ⁻¹)	18 (kg·h ⁻¹)	19 (kg·h ⁻¹)
Oxígeno	0,00	0,00	0,00
Ácido acético	67604,46	2,76	67601,70
Tolueno	27385,36	2,56	27382,79
Benzaldehído	10,39	0,00	10,39
Agua	1247,31	1244,76	2,55
Ácido benzoico	0,00	0,00	0,00
Alcohol bencílico	0,00	0,00	0,00
Nitrógeno	0,00	0,00	0,00
TOTAL	96247,53	8828,49	94997,44

De nuevo, el balance de materia a la columna T-302 se ha llevado a cabo siguiendo el procedimiento detallado en el apartado 3.1.2 de la Parte B del Anexo II del presente proyecto (2). Suponiendo que el componente clave ligero es el agua, y que un 99,80% del mismo sale por cabezas junto con un 0,004% del ácido acético y un 0,009% del tolueno, por tener ambos compuestos una volatilidad similar, aplicando la ecuación [2] se obtienen los resultados del balance de materia y su respectivo cierre, mostrados en la Tabla 9 y la Tabla 10, respectivamente.

Tabla 10. Cierre del balance de materia a la columna de destilación T-302.

Corriente	Flujo másico, kg·h ⁻¹
Entrada (16)	96247,53
Salidas (18, 19)	96247,53
CIERRE	0,00
Error de cierre, %	0,00

1.3.5 Columna de destilación T-303

De nuevo, el balance de materia a la columna T-302 se ha llevado a cabo siguiendo el procedimiento detallado en el apartado 3.1.2 de la Parte B del Anexo II del presente proyecto. (2) Puede observarse un esquema del equipo en la Figura 5.

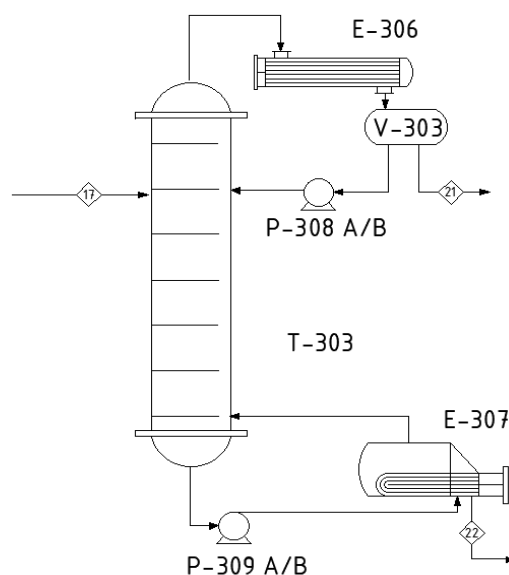


Figura 5: Columna de destilación T-303.

Suponiendo que el componente clave ligero es el benzaldehído, y que un 98,83% del mismo sale por cabezas junto con la totalidad de los componentes de mayor volatilidad y un 3,92% del alcohol bencílico, el cual se ha considerado componente clave pesado, aplicando la ecuación [2] se obtienen los resultados del balance de materia y su respectivo cierre, mostrados en la Tabla 11 y la Tabla 12, respectivamente

Tabla 11. Balance de materia a la columna de destilación T-303.

Corriente	17 (kg·h ⁻¹)	21 (kg·h ⁻¹)	22 (kg·h ⁻¹)
Oxígeno	0,00	0,00	0,00
Ácido acético	0,61	0,61	0,00
Tolueno	0,00	0,00	0,00
Benzaldehído	3839,04	3832,76	6,29
Agua	0,00	0,00	0,00
Ácido benzoico	4017,75	0,00	4017,75
Alcohol bencílico	971,09	38,10	932,99
Nitrógeno	0,00	0,00	0,00
TOTAL	8828,49	3871,47	4957,02

Tabla 12. Cierre del balance de materia a la columna de destilación T-303.

Corriente	Flujo másico, kg·h ⁻¹
Entradas (17)	8828,49
Salidas (21, 22)	8828,49
CIERRE	0,00
Error de cierre, %	0,00

2. Balances de energía

2.1 Introducción

Al igual que en los balances de materia, la energía implicada en un proceso también obedece al principio de conservación definido por la primera ley de la termodinámica en la ecuación [1] por el cual esta no se crea ni se destruye, sin embargo si puede transformarse lo que hace que los balances de energía sean más complejos que los de materia. La energía implicada en un sistema puede presentarse en forma de energía cinética, energía potencial, trabajo, energía eléctrica, calor y energía interna, por tanto, el principio de conservación en estado estacionario puede expresarse en función de las distintas formas de energía tal y como muestra la ecuación [3].

$$U_1 + P_1 v_1 + \frac{u_1^2}{2} + z_1 g + Q = U_2 + P_2 v_2 + \frac{u_2^2}{2} + z_2 g + W \quad [3]$$

Donde:

- $i = 1, 2$ representan el punto de entrada y de salida, respectivamente.
- $z_i g$ es el término de energía potencial, $m^2 \cdot s^{-2}$.

Anexo I: Balances de materia y energía

- $\frac{u_i^2}{2}$ es el término de energía cinética y u_1 la velocidad, $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$.
- U_i hace referencia a la energía interna, $\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}$.
- P_i es la presión, Pa.
- v_i es el volumen por unidad de masa, $\text{m}^3\cdot\text{kg}^{-1}$.
- Q es el calor intercambiado con signo positivo cuando entra y negativo cuando sale del sistema, J.
- W es el término de trabajo, con signo positivo cuando el sistema lo cede a los alrededores y negativo en el caso contrario, J.

En los procesos químicos los términos de energía cinética, energía potencial y trabajo suelen ser muy pequeños en comparación con el término de energía calorífica, y por lo tanto pueden omitirse, pudiendo relacionar directamente el calor intercambiado con la diferencia de entalpías entre la entrada y la salida al sistema como en la ecuación [4]:

$$Q = H_2 - H_1 \quad [4]$$

Siendo h_i la entalpía de la corriente en fase líquida expresada en $\text{kJ}\cdot\text{h}^{-1}$ y calculada como:

$$h_i = m_i \cdot C_{pi} \cdot T_i \quad [5]$$

Donde,

- m_i es el caudal másico de la corriente i , $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$.
- C_{pi} el calor específico de la corriente, $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{°C}^{-1}$.
- T_i la temperatura de la corriente, °C .

En caso de trabajar con sustancias en fase vapor, la entalpía de la corriente, en este caso denotada como H_i , se calcula mediante la ecuación [6].

$$H_i = m_i \cdot (C_{pi} \cdot T_i + \lambda_i) \quad [6]$$

Siendo λ_i el calor latente de evaporación, en kJ/kg .

En esta sección se incluyen los balances de energía para las principales unidades del proceso de producción de benzaldehído a partir de tolueno, partiendo de la ecuación [4] y adaptándola a la resolución de cada unidad.

2.2 Compresor K-101

El principal objetivo del compresor K-101 es acondicionar la corriente de aire antes de entrar al reactor R-201, impulsándola hasta la presión de operación de dicha unidad, impulsándola desde la presión atmosférica hasta aproximadamente 6,3 bar. Dada la elevada razón de compresión, se requiere un compresor multietapa con refrigeración intermedia, capaz de contrarrestar el aumento de temperatura

generado por dicho aumento de presión. En la Figura 6, se muestra la representación gráfica de las características del compresor.

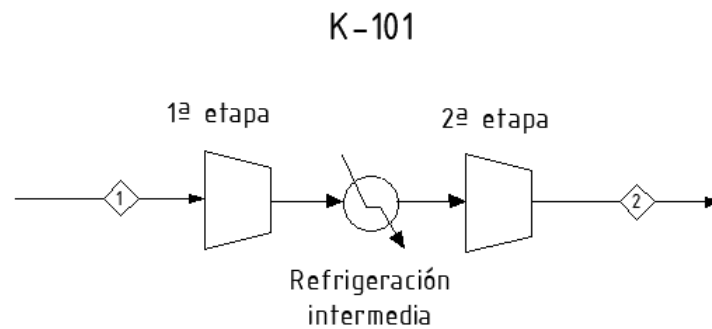


Figura 6: Compresor K-101.

A continuación, se presenta el balance de energía correspondiente para conocer la temperatura de la corriente tras cada etapa, ya que en un proceso de compresión isentrópico el aumento de presión en un fluido compresible lleva asociado un aumento en la temperatura. (3)

$$T_d = T_s \cdot \left(\frac{P_d}{P_s}\right)^{\frac{\gamma}{\gamma-1}} \quad [7]$$

Siendo:

- T_d la temperatura de descarga, K.
- T_s es la temperatura de succión del gas, K.
- P_d es la presión en el lado de descarga, Pa.
- P_s es la presión en el lado de succión, Pa.
- γ el valor numérico del cociente C_p/C_v del aire.

2.2.1 Primera etapa de compresión

En la primera etapa de compresión se aumenta la presión del aire desde la atmosférica hasta 3,15 bar, siendo la temperatura de descarga la presentada en la Tabla 13.

Tabla 13. Primera etapa de compresión.

γ	1,40
$T_s, ^\circ\text{C}$	25
P_d, Pa	315000
P_s, Pa	101325
$T_d, ^\circ\text{C}$	139,11

2.2.2 Refrigeración intermedia

La refrigeración intermedia tiene como objetivo disminuir la temperatura de entrada a la segunda etapa de compresión, para evitar que los requerimientos de intercambio de calor en el intercambiador de

calor E-101 sean muy elevados tras el aumento de presión del aire en esta segunda etapa. Los resultados obtenidos del cálculo de la etapa de refrigeración se muestran en la Tabla 14.

Tabla 14. Refrigeración intermedia.

Parámetro	Valor
$m, \text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$	12365,64
$C_{pi}, \text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{°C}^{-1}$	1
$T_{inicial}, \text{°C}$	139,11
$T_{final}, \text{°C}$	89,11
$Q, \text{kJ}\cdot\text{h}^{-1}$	-621249,75
Q, kW	172,57

2.2.3 Segunda etapa de compresión

La segunda etapa de compresión aumenta la presión de la corriente de aire desde 3,15 bar hasta 6,3 bar, siendo la temperatura de descarga la presentada en la Tabla 15.

Tabla 15. Segunda etapa de compresión.

γ	1,40
$T_s, \text{°C}$	89,11
P_d, Pa	630000
P_s, Pa	315000
$T_d, \text{°C}$	168,45

2.3 Reactor R-201

El procedimiento a seguir para conocer el calor liberado en el proceso se presenta de forma detallado en el apartado 3 de la Parte A del Anexo II del presente proyecto. En la Tabla 16 se muestran los resultados.

Tabla 16. Balance de energía al reactor R-201.

Parámetro	Flujo energético, kW
H_1	-6032,16
H_2	6004,95
Q_{R1}	-11245,91
Q_{R2}	-464,41
Q_{R3}	-2724,65
Q_{generado}	-14434,97
Q	-14462,18

2.4 Tanque de mezcla TM-101

En el tanque de mezcla TM-101 se mezclan tres corrientes, la 6 y la 8 a la misma temperatura y la 20 a una temperatura más elevada, por tanto, se realiza el balance de energía en estado estacionario sin generación ni acumulación con el cual se calcula la temperatura de la mezcla resultante.

El balance de energía resultante se describe mediante la ecuación [8].

$$h_6 + h_8 + h_{20} = h_9 \quad [8]$$

En la Tabla 17 se presentan los calores específicos de cada una de las corrientes y en la Tabla 18 se recogen los flujos energéticos de las corrientes implicadas, los errores relativo y absoluto tras aplicar el balance y la temperatura de la mezcla.

Tabla 17. Calores específicos. Fuente: Aspen HYSYS.

Corriente	$C_p, \text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{°C}^{-1}$
6	1,65
8	1,51
20	1,77
9	1,75

Tabla 18. Balance de energía al tanque de mezcla TM-101.

Corriente	Flujo energético, kW
6	82,34
8	0,03
20	4860,54
9	4942,91
$T_{\text{mezcla}}, \text{°C}$	99,31
CIERRE	0,00
Error de cierre, %	0,00

2.5 Intercambiadores de calor

En el caso de los intercambiadores de calor, el objetivo del balance de energía es calcular el aumento o disminución de energía calorífica en la corriente que lo atraviesa. Para ello, se aplica el balance de energía mostrado en la ecuación [9]. (4)

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad [9]$$

Donde:

- Q es el calor intercambiado, en $\text{kJ}\cdot\text{h}^{-1}$. El signo del calor intercambiado variará según se aporte o se retire calor. De esta manera, un valor positivo (+) indica calor aportado, mientras que un valor negativo (-) indica calor retirado.
- m es el caudal másico de producto que atraviesa el intercambiador de calor, en $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$.
- C_{pi} es el calor específico medio de la corriente a tratar, en $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{°C}^{-1}$.
- ΔT es la diferencia de temperaturas entre la entrada y la salida, en unidades de temperatura compatibles con las unidades de C_p .

Si se trata de un intercambiador de enfriamiento, o de un condensador, será necesario que se retire el calor, y, por lo tanto, el valor de Q será negativo. De lo contrario, de ser un intercambiador de calentamiento, el calor en este caso será atribuido, y, en consecuencia, el valor de Q será positivo. (4)

2.5.1 Intercambiador de calor E-101

En el intercambiador de calor E-101 se enfría la corriente de aire alimentada al proceso que sale del compresor K-101 (corriente 3), preparándola así para adquirir las condiciones de operación del reactor. Un esquema del equipo en cuestión se muestra en la Figura 7.

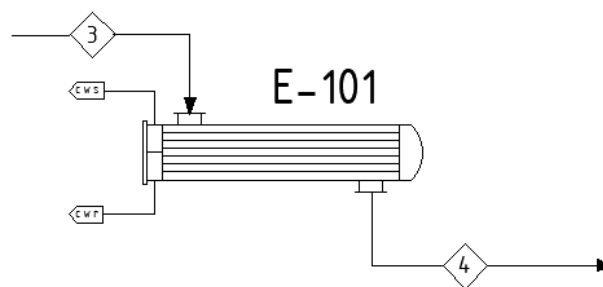


Figura 7: Intercambiador de calor E-101.

De este modo, se recopilan los parámetros necesarios empleando el balance de materia global, en el caso de los caudales másicos, y el simulador *Aspen HYSYS*, en el caso de los valores de C_p , y se procede al cálculo del calor intercambiado en la Tabla 19. Como fluido refrigerante se empleará agua de refrigeración a 25°C .

Tabla 19: Balance de energía en el intercambiador de calor E-101.

Parámetro	Valor
$m, \text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$	12365,64
$C_{pi}, \text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{°C}^{-1}$	1,02
$T_{\text{inicial}}, \text{°C}$ (Corriente 3)	168,46
$T_{\text{final}}, \text{°C}$ (Corriente 4)	140,00
Q, kW	-85,73

2.5.2 Intercambiador de calor E-102

En el intercambiador de calor E-102 se calienta la corriente de salida del tanque de mezcla TM-101, formada por tolueno y ácido acético, preparándola así para adquirir las condiciones de operación del reactor R-201. Un esquema del equipo en cuestión se muestra en la Figura 8. La utilidad empleada como fluido calefactor es vapor a baja presión (6 barg).

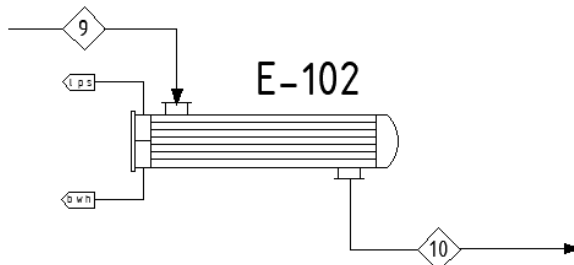


Figura 8: Intercambiador de calor E-102.

De este modo, se recopilan los parámetros necesarios empleando el balance de materia global, en el caso de los caudales másicos, y el simulador *Aspen HYSYS*, en el caso de los valores de C_p , y se procede al cálculo del calor intercambiado en la Tabla 20.

Tabla 20: Balance de energía en el intercambiador de calor E-102.

Parámetro	Valor
$m, \text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$	102195,49
$C_{pi}, \text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot^{\circ}\text{C}^{-1}$	1,55
$T_{\text{inicial}}, ^{\circ}\text{C}$ (Corriente 9)	99,31
$T_{\text{final}}, ^{\circ}\text{C}$ (Corriente 10)	140,00
Q, kW	3535,78

2.5.3 Intercambiador de calor E-301

En el intercambiador de calor E-301 se calienta la salida de la VL-301 para así adquirir las condiciones de operación del tren de separación. Un esquema del equipo en cuestión se muestra en la Figura 9. La utilidad empleada como fluido calefactor es vapor a baja presión (1,7 barg).

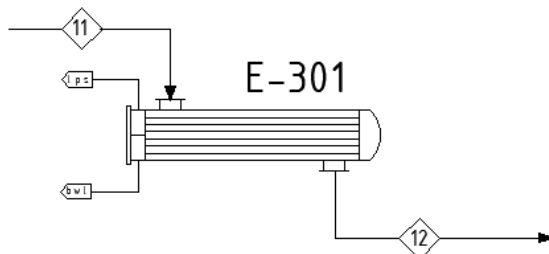


Figura 9: Intercambiador de calor E-301.

De este modo, se recopilan los parámetros necesarios empleando el balance de materia global, en el caso de los caudales másicos, y el simulador *Aspen HYSYS*, en el caso de los valores de C_p , y se procede al cálculo del calor intercambiado en la Tabla 21.

Tabla 21: Balance de energía en el intercambiador de calor E-301.

Parámetro	Valor
$m, \text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$	114561,13
$C_{pi}, \text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot^{\circ}\text{C}^{-1}$	1,67
$T_{\text{inicial}}, ^{\circ}\text{C}$ (Corriente 11)	97,18
$T_{\text{final}}, ^{\circ}\text{C}$ (Corriente 12)	101,90
Q, kW	1042,29

2.5.4 Intercambiadores de calor del E-302 al E-307

Como puede observarse en el diagrama de flujo del proceso, existen otros intercambiadores asociados a las diferentes columnas de destilación. Concretamente, se trata de condensadores y calderas, encargados del cambio de fase de los productos de la columna. Su balance de energía se detallará en el siguiente apartado.

2.6 Columnas de destilación

Como se ha mencionado anteriormente, el objetivo de calcular el balance de energía en las columnas de destilación es estimar la energía calorífica que será necesario aportar al condensador y a la caldera.

En las columnas de destilación del presente proceso, se trabaja con un condensador total en la salida de cabezas, que condensa todo el vapor de la corriente que sale de la sección de enriquecimiento, dando lugar a líquido saturado. También, se trabaja con una caldera parcial, encargada de vaporizar parte de la corriente líquida que sale por la sección de agotamiento, convirtiéndola en vapor saturado, mientras que el resto de la corriente permanece como líquido saturado.

Para calcular los balances de energía en cada una de las columnas de destilación T-302 y T-303, se ha seguido el procedimiento detallado en el apartado 3.1.3 de la Parte B del Anexo II del presente proyecto. Sin embargo, en la columna de destilación T-301, al trabajar con un condensador con salida de no condensables, la ecuación del balance de materia se ve un poco modificada, aunque, en la práctica, el modo de aplicación es análogo al de las otras columnas.

2.6.1 Columna de destilación T-301

La columna de destilación T-301 se encarga de separar los productos de la reacción de los reactivos, que serán recirculados, y de residuos como el agua y el nitrógeno, que serán desechados. En la sección 1.3.3 del apartado del presente Anexo, puede encontrarse el detalle de los componentes de cada una de las corrientes de entrada y salida a la columna T-301, recogido en la Tabla 7.

Anexo I: Balances de materia y energía

Por tratarse de una columna con salida de incondensables, estos deben tenerse en cuenta para plantear los balances de energía global y al condensador, tal y como se muestran en las ecuaciones [10] y [11] respectivamente.

$$M_{N_2} \cdot H_{N_2} + F' \cdot h_F + Q_c + Q_r = D' \cdot h_D + B' \cdot h_B + M_{N_2} \cdot H_{N_2} \quad [10]$$

$$M_{N_2} \cdot H_{N_2} + V' \cdot H_v + Q_c = Lo' \cdot h_o + D' \cdot h_D + M_{N_2} \cdot H_{N_2} \quad [11]$$

Siendo:

- M_{N_2} el caudal másico de nitrógeno gas, que conforma el caudal de incondensables, en $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$.
- H_{N_2} la entalpía del nitrógeno gas, en $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$.
- V' el caudal másico de vapor que sale de la columna por la sección de rectificación y entra al condensador total, en $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$.
- Lo' el caudal másico de líquido saturado que sale del condensador total y se introduce de nuevo en la columna (el caudal de reflujo), en $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$.
- D' el caudal másico de producto destilado obtenido de la columna tras salir del condensador total, $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$.
- H_v la entalpía de la corriente V, $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$.
- h_o la entalpía de la corriente Lo, $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$.
- h_D la entalpía de la corriente D, $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$.
- Q_c el calor intercambiado en el condensador, $\text{kJ} \cdot \text{h}^{-1}$.
- Q_r el calor intercambiado en la caldera, $\text{kJ} \cdot \text{h}^{-1}$.
- B' el caudal másico de producto de colas obtenido de la columna, $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$.
- h_B la entalpía de la corriente B, $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1}$.

Llevando a cabo el balance de materia en el condensador y considerando una relación Lo/D de 0,6 unidades, se obtienen los resultados mostrados en la

Tabla 22. El cierre del balance de materia al condensador se calculará restando a la corriente V la suma de las corrientes Lo' y D'.

Tabla 22: Balance de materia en el condensador E-302.

Corriente	Flujo másico, $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$
V'	153996,04
Lo'	57748,51
D'	96247,53
CIERRE	0,00
Error de cierre, %	0,00

En la Tabla 23 se presentan los datos obtenidos del simulador *Aspen HYSYS* y en la Tabla 24 el balance de energía correspondiente. Se utilizará agua de refrigeración a 25°C como fluido refrigerante.

Tabla 23. Datos. Fuente: *Aspen HYSYS*.

Corriente	$C_p, \text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot^\circ\text{C}^{-1}$	$H_v, \text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$
F' (Corriente 13)	1,792	
V'	1,372	
Lo'	1,785	426,5
D' (Corriente 14)	1,785	426,5
B' (Corriente 15)	2,076	

Tabla 24: Balance de energía en el condensador E-302.

Parámetro	Valor
$h_F, \text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$	182,60
$H_v, \text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$	563,40
$h_{Lo}, \text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$	178,10
$h_D, \text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$	178,10
Qc, kW	-16481,46

Una vez obtenido Q_c , puede aplicarse el balance de energía global y calcular Q_R para la caldera E-305. Se empleará como fluido calefactor vapor a alta presión (50 barg). Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 25.

Tabla 25: Balance de energía global en la columna de destilación T-301.

Parámetro	Valor
B', $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$	8828,49
$h_B, \text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$	408,56
Q_R, kW	16434,22

Los esquemas del condensador y la caldera E-302 y E-305 respectivamente, pueden observarse en el esquema de la T-301, mostrado en la Figura 3

2.6.2 Columna de destilación T-302

La columna de destilación T-302 se encarga de separar el agua de los reactivos restantes del proceso para, a continuación, recircularlos. En la sección 1.3.4 del presente Anexo puede encontrarse el detalle de los componentes de cada una de las corrientes de entrada y salida a la columna T-303, recogido en la Tabla 9.

Anexo I: Balances de materia y energía

Llevando a cabo el balance de materia en el condensador, y considerando una relación Lo/D de 0,01, se obtienen los resultados mostrados en la Tabla 26. El cierre del balance se calculará restando a la corriente V la suma de las corrientes Lo y D.

Tabla 26: Balance de materia en el condensador E-303.

Corriente	Flujo másico, kg·h ⁻¹
V'	1262,58
Lo'	12,50
D'	1250,08
CIERRE	0,00
Error de cierre, %	0,00

En la Tabla 27 se presentan los datos obtenidos del simulador Aspen HYSYS y en la Tabla 28 el balance de energía correspondiente. Se utilizará agua de refrigeración a 25°C como fluido refrigerante.

Tabla 27. Datos. Fuente: Aspen HYSYS.

Corriente	C _p , kJ·kg ⁻¹ ·°C ⁻¹	H _v , kJ·kg ⁻¹
F' (Corriente 16)	1,785	
V'	1,934	
Lo'	4,182	2314,00
D' (Corriente 18)	4,182	2314,00
B' (Corriente 19)	1,766	

Tabla 28: Balance de energía en el condensador E-303.

Parámetro	Valor
h _F , kJ·kg ⁻¹	178,11
H _V , kJ·kg ⁻¹	2477,11
h _{Lo} , kJ·kg ⁻¹	352,71
h _D , kJ·kg ⁻¹	352,71
Q_c, kW	-745,06

Tabla 29: Balance de energía global en la columna de destilación T-302.

Parámetro	Valor
B', kg·h⁻¹	94997,44
h _B , kJ·kg ⁻¹	184,19
Q_R, kW	966,31

Los esquemas del condensador y la caldera E-303 y E-304 respectivamente, pueden observarse en el esquema de la T-302, mostrado en la Figura 4.

2.6.3 Columna de destilación T-303

La columna de destilación T-303 se encarga de separar el benzaldehído, producto principal del proceso, del resto de productos obtenidos. En la sección 1.3.41.3.3 del presente Anexo puede encontrarse el detalle de los componentes de cada una de las corrientes de entrada y salida a la columna T-303, recogido en la Tabla 11.

Llevando a cabo el balance de materia en el condensador y considerando una relación Lo/D de 4,7, se obtienen los resultados mostrados en la Tabla 30.

Tabla 30: Balance de materia en el condensador E-306

Corriente	Flujo másico, kg·h ⁻¹
V'	22067,38
Lo'	18195,91
D'	3871,47
CIERRE	0,00
Error de cierre, %	0,00

En la Tabla 31 se presentan los datos obtenidos del simulador Aspen HYSYS y en la Tabla 32 el balance de energía correspondiente.

Tabla 31. Datos. Fuente: Aspen HYSYS.

Corriente	C _p , kJ·kg ⁻¹ ·°C ⁻¹	H _v , kJ·kg ⁻¹
F' (Corriente 17)	2,076	
V'	1,498	
Lo'	2,048	404,1
D' (Corriente 21)	2,048	404,1
B' (Corriente 22)	2,164	

Tabla 32: Balance de energía en el condensador E-306.

Parámetro	Valor
h_F, kJ·kg⁻¹	408,56
H_v, kJ·kg⁻¹	672,11
h_{Lo}, kJ·kg⁻¹	366,41
h_D, kJ·kg⁻¹	366,41
Q_c, kW	-1873,88

Anexo I: Balances de materia y energía

Una vez obtenido Q_C , puede aplicarse el balance de energía global y calcular Q_R para la caldera E-307. Se empleará como fluido calefactor vapor a baja presión (1 barg). Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 33.

Tabla 33: Balance de energía global en la columna de destilación T-303.

Parámetro	Valor
B', $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$	4957,02
h_B, $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$	508,00
Q_R, kW	1965,48

Los esquemas del condensador y la caldera E-306 y E-307 respectivamente, pueden observarse en el esquema de la T-303, mostrado en la Figura 5.

3. Referencias bibliográficas

1. SINNOT, R., G. TOWLER. *Diseño en ingeniería química*. Barcelona: Reverté, 2012. ISBN 978-84-291-7199-0.
2. WANKAT, P. *Separation Process Engineering*. 3ª. Westford: Pentice Hall, 2012.
3. WALAS, S. *Chemical Process Equipment. Selection and Design*. 3ª ed. Estados Unidos: Butterworth-Heinemann, 1990. ISBN: 0-7506-9385-4.
4. INCROPERA, F.P y D.P. DEWITT, y otros. *Introduction to Heat Transfer*. 6ª ed. Estados Unidos: John Wiley & Sons, Inc., 2011. ISBN: 978-0470-50196-2.

ANEXO II:
CÁLCULOS
JUSTIFICATIVOS

PARTE A: REACTOR R-201

1.	Introducción.....	6
2.	Química del proceso.....	6
3.	Balance de materia.....	6
4.	Balance de energía.....	7
4.1	Cálculo de entalpías de reacción.....	7
4.2	Cálculo del calor de reacción.....	8
5.	Criterios para la selección del tipo de reactor.....	10
5.1	Justificación de la alternativa seleccionada.....	11
6.	Catalizadores heterogéneos.....	12
6.1	Caracterización del catalizador.....	12
7.	Modelo cinético.....	13
7.1	Consumo macroscópico de tolueno.....	13
7.2	Generación macroscópica de benzaldehído.....	13
8.	Selección de las condiciones de operación.....	14
9.	Consideraciones previas al diseño.....	15
10.	Cálculos previos al diseño.....	15
10.1	Difusividad del aire en la mezcla líquida.....	15
10.2	Coeficiente de transferencia de materia de la película líquida.....	16
10.3	Número de Hatta.....	17
10.4	Velocidad superficial de gas.....	17
10.5	Diámetro de las burbujas de gas.....	18
10.6	Holdup de gas.....	18
10.7	Velocidad de fluidización.....	19
10.8	Fracción de reactor ocupada por las partículas de catalizador.....	20
10.9	Área interfacial.....	20
11.	Diseño del reactor R-201.....	21
11.1	Cálculo de las dimensiones del lecho.....	21
11.1.1	Planteamiento matemático.....	22
11.1.2	Resultados.....	23
11.2	Parámetros hidrodinámicos.....	23
11.3	Determinación de la masa de catalizador.....	23

12.	Sistema de refrigeración	24
13.	Dimensiones del reactor R-201	26
14.	Distribuidor de gas	27
14.1	Tipos de distribuidores de gas	27
14.1.1	Platos perforados o multiperforados	27
14.1.2	Distribuidores tipo tobera	28
14.1.3	Justificación de la alternativa seleccionada	28
14.2	Diseño del distribuidor de gas	29
15.	Caída de presión	30
15.1	En el lado de los tubos	30
15.2	En el lado de la carcasa	31
15.3	A través del distribuidor de gas	31
15.4	Total	32
16.	Diseño mecánico del reactor R-201	32
16.1	Presión de diseño	32
16.2	Temperatura de diseño	32
16.3	Selección del material de construcción	33
16.4	Otras consideraciones previas al diseño mecánico	34
16.5	Cálculo del espesor del cuerpo del reactor R-201	34
16.6	Cabezales superior e inferior	35
16.6.1	Justificación de la selección	35
16.6.2	Cálculo del espesor	36
16.6.3	Dimensiones	36
16.7	Altura total del reactor R-201	37
16.8	Tubuladuras y conexiones	38
16.9	Cargas por peso	38
16.9.1	Peso de la carcasa	38
16.9.2	Peso de los tubos	39
16.9.3	Peso del catalizador	39
16.9.4	Peso del recipiente vacío	39
16.9.5	Peso del contenido del recipiente	40

16.9.6	Peso total.....	40
16.10	Cargas por viento	40
16.11	Esfuerzos.....	41
16.11.1	Esfuerzos primarios	41
16.11.2	Esfuerzos principales	43
16.11.3	Intensidad de esfuerzo permisible.....	43
16.11.4	Esfuerzos compresivos y estabilidad elástica	44
16.11.5	Diseño del soporte	44
17.	Dimensionamiento de la válvula de alivio PSV-203.....	47
18.	Referencias bibliográficas	51

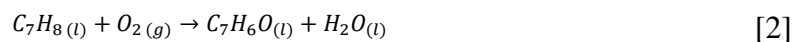
1. Introducción

Para poder abordar el estudio del reactor presente en la planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno es necesario presentar ordenadamente una serie de aspectos que permitirán realizar su diseño de forma progresiva y ordenada.

Cabe mencionar que las propiedades físicas de las corrientes implicadas en los cálculos, como son la viscosidad, la tensión superficial o la densidad fueron tomadas directamente del simulador *Aspen HYSYS* teniendo en cuenta la composición y las condiciones de operación de cada una de ellas.

2. Química del proceso

En el apartado 9.4. *Descripción química del proceso* del Documento I: *Memoria* se exponen en mayor detalle las reacciones principales y secundarias asociadas a la producción de benzaldehído por oxidación de tolueno. Las reacciones implicadas son:



3. Balance de materia

En el balance de materia al reactor R-201 es necesario tener en cuenta el término de generación, así como el porcentaje de conversión del tolueno y las correspondientes selectividades especificadas en apartado 9.4. *Descripción química del proceso* asociadas a cada uno de los productos de la reacción, de forma que la formación de un producto de reacción *i* viene dada por la ecuación [4].

$$F_i = F_{tol} \cdot X_{tol} \cdot S_i \quad [4]$$

Tabla 1. Balance de materia al reactor R-201.

Corriente	4 (kg·h ⁻¹)	10 (kg·h ⁻¹)	11 (kg·h ⁻¹)
Oxígeno	2880,52	0,00	0,00
Ácido acético	0,00	67605,07	67605,07
Tolueno	0,00	34577,47	27385,36
Benzaldehído	0,00	10,39	3849,44
Agua	0,00	2,55	1247,31
Ácido benzoico	0,00	0,00	4017,75
Alcohol bencílico	0,00	0,00	971,09
Nitrógeno	9485,11	0,00	9485,11
TOTAL	12365,64	102195,49	114561,13

En la Tabla 1 se presenta el balance de materia al reactor R-201 y en la Tabla 2 su cierre.

Tabla 2. Cierre del balance de materia al reactor R-201.

Corriente	Flujo másico, kg·h ⁻¹
4	12367,14
10	102195,49
11	114561,13
TOTAL	0,00
Error de cierre, %	0,00

4. Balance de energía

4.1 Cálculo de entalpías de reacción

La cantidad de calor requerida para una reacción química específica depende de las temperaturas de los reactivos y productos. Se obtiene una base consistente para el estudio de los efectos caloríficos de una reacción cuando los productos de la reacción y los reactivos se encuentran todos a la misma temperatura, para lo cual se toma una temperatura estándar de referencia de 25°C, que permite calcular las entalpías estándar de las diferentes reacciones a partir de las entalpías de formación de los reactivos y productos que intervienen en cada una de ellas, tal y como refleja la ecuación [5]. (1)

$$\Delta H^\circ = \sum_i v_i H_i^\circ \quad [5]$$

Donde:

- ΔH° es la entalpía estándar de reacción en kJ·mol⁻¹.
- v_i hace referencia a los coeficientes estequiométricos de cada una de las especies implicadas en la reacción, con signo positivo para productos y negativo para reactivos.
- H_i° la entalpía de formación de la especie i en su estado estándar, expresada en kJ·mol⁻¹.

Para reacciones estándar, los productos y reactivos siempre se encuentran a presión atmosférica, por tanto, las entalpías estándar de las especies dependen únicamente de la temperatura en base a la ecuación [6]. (1)

$$dH_i^\circ = C_{pi}^\circ dT \quad [6]$$

donde el subíndice i identifica un producto o reactivo en particular.

En la Tabla 3 se recogen los valores de las entalpías de formación de los reactivos y productos implicados en el proceso y en la Tabla 4 los resultados de las entalpías estándar de reacción para cada una de las reacciones presentadas en el apartado 2. *Química del proceso*.

Tabla 3. Entalpías de formación. Fuente:

Compuesto	ΔH_i° , kJ·mol ⁻¹
Tolueno	12,18
Oxígeno	0
Alcohol bencílico	-174
Benzaldehído	-86,2
Agua	-285,83
Ácido benzoico	-384,14

Tabla 4. Entalpías estándar de reacción.

	kJ·mol ⁻¹	kJ·kg ⁻¹
ΔH_1°	-186,18	-1741,72
ΔH_2°	-384,21	-16823,99
ΔH_3°	-297,94	-2333,67

4.2 Cálculo del calor de reacción

Para poder calcular el balance de energía en un reactor químico es necesario tener en cuenta el término de generación de energía, de forma que el balance se expresa en base a la ecuación [7].

$$Q = H_2 - H_1 - Q_{generado} \quad [7]$$

Donde:

- Q es el requerimiento energético del reactor R-201, kJ·h⁻¹.
- H_2 es la entalpía total de la corriente de salida del reactor expresada en kJ·h⁻¹ incluyendo subproductos y reactivos no reaccionados y calculada en base a la ecuación [9].
- H_1 es la entalpía total de las dos corrientes de entrada al reactor expresada en kJ·h⁻¹, incluyendo reactivos en exceso e inertes y calculada en base a la ecuación [10].
- $Q_{generado}$ toma un valor positivo en reacciones exotérmicas y negativo en reacciones endotérmicas, pudiéndose calcular con la ecuación [8].

$$Q_{Ri} = \Delta H_{Ri} \cdot F_{tol} \cdot X_{tol} \cdot S_i \quad [8]$$

Donde:

- $i=1,2,3$ hace referencia al número de reacciones implicadas en el proceso de producción
- ΔH_{Ri} es la entalpía de la reacción i en kJ·kg⁻¹, cuyo valor se recoge en la Tabla 4.
- F_{tol} es la cantidad de tolueno que entra al proceso en kg·h⁻¹.

- X_{tol} es la conversión que alcanza el tolueno.
- S_i indica la selectividad del tolueno hacia el producto principal de la reacción i .

Volviendo a la ecuación [7] para calcular la entalpía total de la corriente de salida del reactor y la entalpía total de las dos corrientes de entrada al mismo se aplican la ecuación [9] y la ecuación [10], respectivamente.

$$H_2 = \int_{T_{ref}}^T \sum_i (n_i C_p) dT \quad [9]$$

$$H_1 = \int_T^{T_{ref}} \sum_i (n_i C_p) dT \quad [10]$$

Siendo:

- T la temperatura a la que opera el reactor en modo isotérmico, que en este caso es de 140°C.
- T_{ref} la temperatura de referencia seleccionada, en este caso de 25°C.
- n_i el flujo molar del compuesto i en la corriente en $\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$.
- C_p la capacidad calorífica de corriente de la que se trate, expresada en $\text{kJ}\cdot\text{kmol}^{-1}\cdot\text{°C}^{-1}$ y considerada como un valor medio entre la capacidad calorífica de la corriente a 25°C y a 140°C, cuyos valores medios se recogen en la Tabla 5 para las corrientes de entrada y salida a la unidad.

Tabla 5. Capacidades caloríficas de las corrientes de entrada y salida al reactor R-101

Corriente	$C_p 25^\circ\text{C}$	$C_p 140^\circ\text{C}$	$C_p \text{ medio}$
4	29,14	29,85	29,50
10	106,25	128,46	117,40
11	92,39	104,55	98,47

En el reactor R-201, al tratarse de un reactor que opera en modo isotérmico, la resolución del balance de energía consiste en calcular la cantidad de calor que es necesario retirar durante el transcurso de la reacción para asegurar que la temperatura se mantenga constante a la entrada y a la salida de la unidad. Al tratarse de un conjunto de reacciones exotérmicas se considera el calor generado como la suma de los calores generados en cada una de las reacciones (ecuación [11]), y se calcula el calor que es necesario retirar con la ecuación [7], obteniéndose los resultados de la Tabla 6.

$$Q_{generado} = Q_{R1} + Q_{R2} + Q_{R3} \quad [11]$$

Tabla 6. Balance de energía al reactor R-201

Parámetro	Flujo energético, kW
H_1	-6032,16
H_2	6004,95
Q_{R1}	-11245,91
Q_{R2}	-464,41
Q_{R3}	-2724,65
$Q_{generado}$	-14434,97
Q	-14462,18

5. Criterios para la selección del tipo de reactor

La planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno abordada en el presente proyecto es un proceso continuo y teniendo en cuenta las reacciones descritas en el apartado 2. *Química del proceso* y sus respectivas entalpías recogidas en el apartado 4. *Balance de energía* se observa como en todas ellas interviene una fase líquida y una fase gas, ya que el agente oxidante es el oxígeno del aire, que reaccionan con gran liberación de energía. A estas dos fases hay que añadirle el catalizador que se encuentra en estado sólido, por tanto a la hora de seleccionar un reactor este tiene que ser de tipo catalítico y adecuado para llevar a cabo reacciones heterogéneas fuertemente exotérmicas en presencia de tres fases. Entre los reactores catalíticos más empleados en la industria química para reacciones con tres fases distintas se distinguen:

- Reactores de lecho fijo: Las partículas de catalizador, de un tamaño relativamente grande, se encuentran de forma estacionaria en el interior del reactor mientras se hace pasar la corriente de líquido y la corriente de gas a través del mismo, las cuales, favorecidas por el contacto con el catalizador sólido dan lugar a los productos de reacción. Entre los reactores de lecho fijo utilizados en reacciones con tres fases destacan el filtro percolador de flujo descendente y el lecho fijo de flujo ascendente. (2)
- Reactores de lecho fluidizado: Son aquellos en los que se hace pasar la corriente de gas a una velocidad suficientemente elevada para que las partículas sólidas de catalizador, con tamaños menores que en los que presentan en los reactores de lecho fijo, se mantengan en suspensión en el medio líquido.
- Reactores de tipo *slurry*: Pueden considerarse como una variante del reactor de lecho fluidizado y se utilizan principalmente en reacciones de tres fases donde el catalizador, en forma de partículas del orden de micras, se encuentra en suspensión en un medio líquido. Entre los reactores de este tipo se distinguen por un lado los reactores continuos de tanque agitado, en los que las partículas sólidas se encuentran perfectamente mezcladas con la fase líquida por la acción de agitación mecánica y el gas se introduce por el fondo del recipiente

por medio de unos distribuidores. Por otro lado, en los reactores de burbujeo las partículas sólidas no se suspenden en el líquido por la acción de un agitador, sino por la acción del propio gas que se introduce por el fondo del recipiente con la ayuda de un distribuidor, describiendo un patrón de flujo en pistón y a una velocidad lo suficientemente elevada como para favorecer una buena mezcla entre el catalizador heterogéneo y el reactante líquido. (3)

En la Tabla 7 se establece una comparativa entre los reactores de lecho fijo de tres fases y con catalizador suspendido, abordando distintos aspectos que permiten seleccionar la alternativa más adecuada.

Tabla 7. Comparativa entre reactor de lecho fijo y tipo slurry. Fuente: adaptado de (4)

	Lecho fijo	Slurry
Condiciones de operación	Moderadas	Moderadas
Perfil de temperatura	Variable	Uniforme
Capacidad	Alta	Moderada
Caída de presión	Alta	Baja
Eficiencia del catalizador	< 1	≈ 1
Rendimiento del catalizador	Bajo	Alto
Regeneración continua del catalizador	No es posible	Fácil
Obstrucción a causa de las partículas de catalizador	No frecuente	No probable
Coste energético	Moderado	Bajo

Con respecto a la transmisión de calor, la existencia de reacciones exotérmicas hace que la temperatura del medio de reacción pueda verse aumentada notablemente, poniendo en peligro el correcto funcionamiento del catalizador seleccionado y disminuyendo la selectividad hacia la formación de benzaldehído al mismo tiempo que aumenta la síntesis de ácido benzoico. Por este motivo se decide operar en régimen isotérmico, tratando de evitar reacciones químicas descontroladas a causa de un aumento brusco de temperatura que pueden poner en peligro la integridad de la planta y dar lugar a pérdidas importantes tanto sociales como económicas.

5.1 Justificación de la alternativa seleccionada

Teniendo en cuenta lo anteriormente expuesto y la tecnología utilizada en procesos de características similares se decide seleccionar un reactor tipo *slurry* de burbujeo, ya que a pesar de alcanzar menores conversiones que los reactores de lecho fijo permite un control fácil y adecuado de la temperatura, operando en condiciones prácticamente isotérmicas, mientras que en los reactores de lecho fijo la existencia de reacciones exotérmicas puede dar lugar a la formación de zonas calientes o frentes calientes móviles que pueden dañar notablemente al catalizador y que hacen necesaria la refrigeración entre cada uno de los lechos que lo constituyen. Además, los lechos fijos no pueden emplear partículas de catalizador muy pequeñas debido a la formación de tapones y a las elevadas caídas de presión, mientras que el hecho de utilizar el catalizador en suspensión si lo permite, dando lugar a un empleo

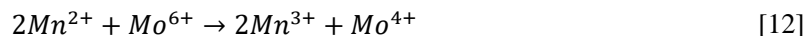
mucho más eficaz del catalizador. Dado que este tipo de reactores no necesita la incorporación de agitador, la inexistencia de partes móviles, la transferencia de materia asociada y la menor caída de presión lo hacen ventajoso con respecto a otras alternativas en lo que a costes de operación y mantenimiento se refiere. (5)

6. Catalizadores heterogéneos

Los catalizadores heterogéneos pueden presentarse de diversas formas, por ejemplo como catalizadores granulares en forma de pellet, en forma de estructuras monolíticas porosas y no porosas. Catalizador seleccionado

Tal y como se mencionó en el apartado 7.3. *Alternativas para el uso de catalizador* se decide seleccionar un catalizador heterogéneo por su facilidad para ser recuperado y por el menor coste que supone, evitando así la contaminación asociada al proceso de separación que se necesitaría si se utilizase un catalizador homogéneo para el proceso de oxidación del tolueno en fase líquida. Concretamente se selecciona un catalizador a base de óxido de manganeso dopado con molibdeno por la alta actividad que presenta en la oxidación de hidrocarburos aromáticos, relacionada principalmente con la gran movilidad de los átomos de oxígeno en la superficie de los catalizadores sólidos y con el manganeso de valencia mixta que permite la actividad redox del catalizador utilizando principalmente el catión Mn^{3+} , preferible para la oxidación del tolueno.

La transferencia de electrones que tiene lugar en la superficie de las partículas de catalizador es un proceso de oxidación-reducción descrito por las ecuaciones [12] y [13] entre los metales de transición que lo constituyen y el oxígeno gaseoso del aire que actúa como reactivo en la oxidación del tolueno. (6)



6.1 Caracterización del catalizador

En la Tabla 8 se recogen las propiedades físicas más relevantes del catalizador a utilizar, a base de óxido de manganeso dopado con molibdeno.

Tabla 8. Caracterización del catalizador. Fuente: (6)

Propiedad	Valor
Densidad, $kg \cdot m^{-3}$	5026
Superficie específica, $m^2 \cdot g^{-1}$	56,64
Diámetro de las partículas, μm	100
Tamaño de los poros, nm	19
Volumen específico de los poros, $cm^3 \cdot g^{-1}$	0,269
Carga, $kg \text{ catalizador} \cdot m^{-3} \text{ reactor}$	2
Área de contacto, $m^2 \text{ catalizador} \cdot m^{-3} \text{ reactor}$	23,88

7. Modelo cinético

El modelo cinético de referencia para el diseño se basa en un estudio desarrollado por Wang Li et al. (6) en el que las ecuaciones cinéticas se definen teniendo en cuenta tanto las limitaciones de transferencia de materia como la velocidad a la que tienen lugar las reacciones.

7.1 Consumo macroscópico de tolueno

El consumo macroscópico de tolueno por su oxidación aeróbica en fase líquida queda definido por la ecuación de primer orden: (6)

$$c_{tol} = c_{Tol,0} \cdot e^{-5,44 \cdot 10^6 \cdot e^{-\frac{73696}{RT}} \cdot P \cdot S_{cat} \cdot t} \quad [14]$$

Donde:

- c_{tol} es la concentración de tolueno en el instante t , mol·L⁻¹.
- $c_{Tol,0}$ es la concentración inicial de tolueno en mol·L⁻¹.
- P es la presión de operación, bar.
- S_{cat} es la superficie específica de catalizador, m²·g⁻¹.
- t es el tiempo, h.

7.2 Generación macroscópica de benzaldehído

De acuerdo al estudio cinético desarrollado por Wang Li et al. (6) la cuantificación de benzaldehído generado en el proceso se hace teniendo en cuenta el modelo paralelo-consecutivo de la Figura 1, donde se observa que al poner en contacto el tolueno con el agente oxidante se generan dos rutas de reacción paralelas: la síntesis de benzaldehído y la síntesis de alcohol bencílico que puede seguir oxidándose dando lugar a un aumento significativo en la selectividad del producto de interés.

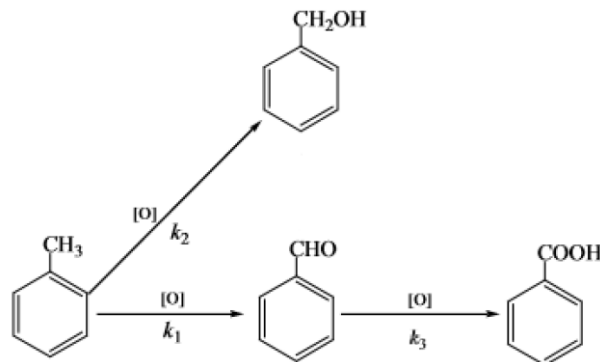


Figura 1. Modelo paralelo-consecutivo para la generación de benzaldehído. Fuente: (6)

Atendiendo al mecanismo de reacción de la Figura 1, por el cual las cinéticas de generación de alcohol bencílico y benzaldehído por oxidación de tolueno son ambas de primer orden con respecto a la concentración de tolueno, la cinética del proceso viene dada por las siguientes expresiones: (6)

$$-\frac{dc_{Tol}}{dt} = 0,0961 \cdot c_{Tol} + 0,0462 \cdot c_{Tol} \quad [15]$$

$$\frac{dc_{Alcb}}{dt} = 0,0462 \cdot c_{Tot} \quad [16]$$

$$\frac{dc_{Bald}}{dt} = 0,0961 \cdot c_{Tot} - 0,3239 \cdot c_{Bald} \quad [17]$$

$$\frac{dc_{\acute{A}cb}}{dt} = 0,3239 \cdot c_{Bald} \quad [18]$$

Siendo c_{Alcb} , c_{Bald} y $c_{\acute{A}cb}$ las concentraciones de alcohol bencílico, benzaldehído y ácido benzoico en $\text{mol} \cdot \text{L}^{-1}$.

Los valores numéricos de las ecuaciones [15],[16],[17] y [18] se corresponden con las constantes cinéticas asociadas a las rutas de la Figura 1 para la temperatura de operación seleccionada a partir de las cuales Wang Li et al. (6) se obtienen los valores factor preexponencial y la energía de activación asociados a cada una de las etapas y recogidos en la Tabla 9.

Tabla 9. Parámetros cinéticos. Fuente: (6)

	k_1	k_2	k_3
A, h^{-1}	$6,11 \cdot 10^7$	$9,15 \cdot 10^8$	$3,59 \cdot 10^8$
$E_a, \text{kJ} \cdot \text{mol}^{-1}$	69,53	81,39	71,44

De forma análoga a lo que sucede con el consumo macroscópico de tolueno la generación macroscópica de benzaldehído y demás productos secundarios es de primer orden con respecto a la presión total de operación y a la superficie específica del catalizador, pudiendo expresar la concentración de los productos con las siguientes ecuaciones:

$$c_{Alcb} = c_{Tot,0} \cdot e^{-0,0462 \cdot t \cdot P \cdot S_{cat}} \quad [19]$$

$$c_{Bald} = c_{Tot,0} \cdot [0,42 \cdot (e^{-0,0961 \cdot t} - e^{-0,3239 \cdot t})] \quad [20]$$

$$c_{\acute{A}cb} = c_{Tot,0} - c_{Tot} - c_{Alcb} - c_{Bald} \quad [21]$$

8. Selección de las condiciones de operación

Para llevar a cabo la oxidación de tolueno en fase líquida, maximizar la producción de benzaldehído y minimizar la formación de otros productos secundarios como son el alcohol bencílico o el ácido benzoico producido por oxidación de benzaldehído la temperatura de operación toma valores entre 80°C y 250°C . Con respecto a la presión en el interior del reactor, esta debe mantenerse en un valor que asegure que el tolueno se mantiene en fase líquida a la temperatura de reacción seleccionada, ya que con ambos reactivos en fase gas la generación de ácido benzoico se ve favorecida. Teniendo en cuenta las condiciones de actividad del catalizador seleccionado y el estudio cinético desarrollado por Wang Li et al. (6) se decide operar el reactor tipo *slurry* de burbujeo bajo las condiciones de la Tabla

10, por ser la temperatura más baja a la que se ha estudiado la buena actividad del catalizador y la presión que asegura que la mayor parte del tolueno permanece en fase líquida, aunque una pequeña fracción se desplace hacia la fase gas a causa del nitrógeno del aire que sale del reactor R-201 sin reaccionar .

Tabla 10. Condiciones de operación del reactor R-201.

T, °C	140
P, bar	6

9. Consideraciones previas al diseño

Para abordar el diseño del reactor tipo *slurry* de burbujeo R-201 se parte de tres consideraciones iniciales: (9-10)

- La corriente de aire se introduce en reactor R-201 describiendo un patrón de flujo pistón a una velocidad suficientemente elevada para asegurar la buena suspensión de las partículas de catalizador sólido en la fase líquida.
- La resistencia a la transferencia de materia por parte del gas se considera despreciable, de forma que el único coeficiente a tener en cuenta en el diseño es el de la película líquida.
- No se considera la resistencia a la transferencia de materia por parte de las partículas sólidas de catalizador, ya que las etapas de difusión son rápidas y la reacción tiene lugar en la superficie del mismo.

10. Cálculos previos al diseño

El diseño del reactor R-201 es complejo debido al gran número de fases que implica, sin embargo, algunos autores han sistematizado su estudio. (9-12)

10.1 Difusividad del aire en la mezcla líquida

Dado que los reactivos para el proceso de producción de benzaldehído son aire y una mezcla de tolueno con ácido acético en fase líquida, es necesario calcular la difusividad del aire disuelto en la mezcla líquida, de la que dependerán los cálculos para el dimensionamiento del equipo. Dicho cálculo viene dado por el modelo de Wilke-Chang que adaptado al sistema reactivo en cuestión sigue la siguiente ecuación: (7)

$$D_{aire-líquido} = 7,4 \cdot 10^{-8} \frac{(\psi_L \cdot M_L)^{\frac{1}{2}}}{\mu_L \cdot V_{aire}^{0,6}} \cdot T \quad [22]$$

Donde:

- $D_{aire-líquido}$ es la difusividad del aire en la mezcla líquida reaccionante, $cm^2 \cdot s^{-1}$.

- ψ_L es un parámetro de asociación para el disolvente, cuyos valores son 2,6 para agua, 1,9 para metanol, 1,5 para etanol y 1,0 para los demás disolventes.
- M_L es el peso molecular de la mezcla líquida, $\text{kg}\cdot\text{kmol}^{-1}$.
- T es la temperatura, K.
- μ_L es la viscosidad de la mezcla líquida, expresada, cP.
- V_{aire} es el volumen molar del aire como líquido a su temperatura normal de ebullición, $\text{cm}^3\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{g}^{-1}$. Se calcula con la correlación de Tyn y Calus:

$$V_{\text{aire}} = 0,285 \cdot V_c^{1,048} \quad [23]$$

Siendo V_c el volumen crítico del aire expresado, $\text{cm}^3\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{g}^{-1}$.

En la Tabla 11 se muestran los valores utilizados y el valor de difusividad obtenido.

Tabla 11. Cálculo de la difusividad del aire en la mezcla líquida.

$M_L, \text{kg}\cdot\text{kmol}^{-1}$	68,11
μ_L, cP	0,17
$V_c, \text{cm}^3\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{g}^{-1}$	78
$V_{\text{aire}}, \text{cm}^3\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{g}^{-1}$	27,40
$D_{\text{aire-líquido}}, \text{cm}^2\cdot\text{s}^{-1}$	$2,06\cdot 10^{-4}$

10.2 Coeficiente de transferencia de materia de la película líquida

El único coeficiente a tener en cuenta para determinar las dimensiones del equipo es el de la película líquida, K_L , calculado con la correlación de Calderbank de la ecuación [24] (expresada en el sistema cegesimal de unidades). (8)

$$K_L \cdot \left(\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_{\text{aire-líquido}}} \right)^{\frac{2}{3}} = 0,31 \cdot \left(\frac{(\rho_L - \rho_G) \cdot \mu_L \cdot g}{\mu_L^2} \right)^{\frac{1}{3}} \quad [24]$$

Donde:

- K_L es el coeficiente de transferencia de materia de la película líquida, $\text{cm}\cdot\text{s}^{-1}$.
- μ_L es la viscosidad de la mezcla líquida, P.
- ρ_L es la densidad de la mezcla líquida, $\text{g}\cdot\text{cm}^{-3}$.
- ρ_G es la densidad del gas, $\text{g}\cdot\text{cm}^{-3}$.
- g es la aceleración de la gravedad, con un valor de $981 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-2}$.

En Tabla 12 se recogen el valor de K_L , expresado en el sistema cegesimal de unidades y $\text{m}\cdot\text{h}^{-1}$, por ser las unidades a utilizar en cálculos posteriores.

Tabla 12. Coeficiente de transferencia de materia de la película líquida.

$K_L, \text{cm}\cdot\text{s}^{-1}$	$8,60\cdot 10^{-2}$
$K_L, \text{m}\cdot\text{h}^{-1}$	3,10

10.3 Número de Hatta

El número de Hatta, definido por la ecuación [25] es un parámetro adimensional comúnmente introducido en los sistemas gas-líquido que permite relacionar el coeficiente de transferencia de materia de la película líquida con el modelo cinético que sigue el gas reaccionante en las reacciones implicadas. (8)

$$Ha = \frac{\sqrt{k_{O_2} \cdot D_{\text{aire-líquido}}}}{K_L} \quad [25]$$

Siendo:

- Ha el número de Hatta, adimensional.
- k_{O_2} la constante cinética del oxígeno en base a las reacciones consideradas para el diseño del reactor R-201.

Puesto que el modelo cinético define la velocidad macroscópica de consumo de tolueno y de generación de los productos, es posible conocer el término k_{O_2} a partir de las ecuaciones [15] y [17] utilizando para ello la estequiometría de las reacciones en las que se consume el oxígeno. De esta forma la constante cinética asociada al consumo de oxígeno se determina con la ecuación [26], dando como resultado el valor mostrado en Tabla 13 junto al número de Hatta obtenido.

$$k_{O_2} = 0,0961 + \frac{1}{2} \cdot 0,0462 + \frac{1}{2} \cdot 0,3239 \quad [26]$$

Tabla 13. Número de Hatta.

k_{O_2}, h^{-1}	0,281
Ha	$2,59\cdot 10^{-3}$

10.4 Velocidad superficial de gas

La velocidad superficial que tiene el aire en el reactor tipo *slurry* de burbujeo depende únicamente del diámetro del reactor R-201 y caudal de gas a introducir, el cual se puede determinar haciendo uso de la siguiente ecuación:

$$Q_G = \frac{F \cdot M_G}{\rho_G} \quad [27]$$

Siendo:

- Q_G el flujo volumétrico de aire, $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$.
- F el caudal molar de aire, $\text{kmol} \cdot \text{h}^{-1}$.
- M_G el peso molecular de aire, $\text{kg} \cdot \text{kmol}^{-1}$.
- ρ_G la densidad de aire, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$.

Por lo tanto, la velocidad superficial de gas puede calcularse de forma directa con la ecuación:

$$u_{sG} = \frac{Q_G}{3600 \cdot \frac{\pi \cdot D_{lecho}^2}{4}} \quad [28]$$

Donde:

- u_{sG} es la velocidad superficial del aire, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$.
- D_{lecho} es el diámetro del lecho, expresado, m.

10.5 Diámetro de las burbujas de gas

El diámetro de las burbujas de gas introducidas en el reactor de burbujeo R-201 viene dado por el número de Eötvös, $E\ddot{O}_s$, y su cálculo se rige por la siguiente ecuación: (8)

$$E\ddot{O}_s = \frac{d_b^2 \cdot \rho_L \cdot g}{\sigma_L} = 6,25 \cdot \left[\frac{u_{sG}}{\left(\frac{\sigma_L \cdot g}{\rho_L} \right)^{\frac{1}{4}}} \right]^{\frac{-1}{2}} \left(\frac{\sigma_L^3 \cdot \rho_L}{\mu_L^4 \cdot g} \right)^{\frac{-1}{8}} \quad [29]$$

Donde:

- d_b es el diámetro de la burbuja de gas, m.
- σ_L es la tensión superficial de la mezcla líquida, $\text{N} \cdot \text{m}^{-1}$.
- ρ_L es la densidad de la mezcla líquida, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$.
- g es la aceleración de la gravedad, con un valor de $9,81 \text{ m} \cdot \text{s}^{-2}$.

10.6 Holdup de gas

El *holdup* de gas se puede definir como la fracción de gas presente en una dispersión de varias fases. Para poder determinado se aplica la correlación de Van Dierendonc de la ecuación: (8)

$$\epsilon_G = 1,2 \cdot \left(\frac{\mu_L \cdot u_{sG}}{\sigma_L} \right)^{\frac{1}{4}} \left[\frac{u_{sG}}{\left(\frac{\sigma_L \cdot g}{\rho_L} \right)^{\frac{1}{4}}} \right]^{\frac{1}{2}} \quad [30]$$

Siendo:

- ϵ_G el *holdup* de gas.

- μ_L es la viscosidad de la mezcla líquida expresada, Pa·s.

10.7 Velocidad de fluidización

Por una parte, para asegurar que el líquido con el sólido en suspensión se encuentra bien fluidizado en el interior del reactor de burbujeo es necesario calcular la velocidad mínima de fluidización, a partir de la cual es posible fijar una velocidad de fluidización de la que dependen en gran medida las dimensiones del equipo.

Dado que las partículas sólidas de catalizador obedecen a una geometría esférica el cálculo de la velocidad mínima de fluidización viene dado por la ecuación: (9)

$$u_{mF} = \frac{33,7 \cdot \mu_L}{d_p \cdot \rho_L} \left[1 + \left(\frac{3,6 \cdot 10^{-5} \cdot (\rho_P - \rho_L) \cdot \rho_L \cdot d_p^3 \cdot g}{\mu_L^2} \right)^{\frac{1}{2}} - 1 \right] \quad [31]$$

Donde:

- u_{mF} hace referencia a la velocidad mínima de fluidización, $m \cdot s^{-1}$. (9)
- d_p es el diámetro de las partículas de catalizador, m.
- ρ_P es la densidad de las partículas de catalizador, $kg \cdot m^{-3}$.

En la Tabla 14 se presenta el valor calculado en base a las propiedades de la mezcla líquida de entrada al reactor y a las propiedades físicas del catalizador, recogidas previamente en la Tabla 8, También se recoge su valor en $cm \cdot s^{-1}$.

Tabla 14. Velocidad mínima de fluidización.

$u_{mF}, m \cdot s^{-1}$	$1,39 \cdot 10^{-2}$
$u_{mF}, cm \cdot s^{-1}$	1,39

Por otra parte, hay que tener en cuenta el valor de la velocidad de arrastre o velocidad terminal, determinado con la ecuación [32].

$$u_t = \frac{(\rho_P - \rho_L) \cdot g \cdot d_p^2}{18\mu_L} \quad [32]$$

Siendo u_t la velocidad terminal o de arrastre, $m \cdot s^{-1}$, cuyo resultado se presenta en la Tabla 15 se en unidades del S.I. junto con su conversión a $cm \cdot s^{-1}$.

Tabla 15. Velocidad de arrastre.

$u_t, m \cdot s^{-1}$	0,135
$u_t, cm \cdot s^{-1}$	13,53

Una vez conocidos los valores de la velocidad mínima de fluidización y de la velocidad de arrastre para el sistema líquido-sólido en cuestión es posible fijar una velocidad de fluidización (u_F). Por regla general dicha velocidad debe ser superior a la mínima de fluidización e inferior a la de arrastre, de ahí que se seleccione un valor intermedio entre ambos. Dicho valor se presenta en la Tabla 16 con su conversión a $\text{cm}\cdot\text{s}^{-1}$ por ser las unidades con las que se trabaja en el cálculo de la fracción de reactor ocupada por las partículas de catalizador del apartado 9.8.

Fracción de reactor ocupada por las partículas de catalizador.

Tabla 16. Velocidad de fluidización.

$u_F, \text{m}\cdot\text{s}^{-1}$	$6,07\cdot 10^{-2}$
$u_F, \text{cm}\cdot\text{s}^{-1}$	6,07

10.8 Fracción de reactor ocupada por las partículas de catalizador

La fracción de espacio que ocupan las partículas esféricas de catalizador en el interior del reactor juega un papel importante a la hora de establecer las dimensiones del mismo. Para poder determinarla se aplica la correlación de la ecuación [33], cuyos parámetros se expresan en el sistema cegesimal de unidades. (10)

$$\left[2 \cdot g \cdot (\rho_P - \rho_L) \cdot \left(\frac{2 \cdot d_p}{3 \cdot \rho_L} + \frac{\epsilon_P \cdot H_S}{\rho_P + \epsilon_P \cdot \rho_L} \right) \right]^{0,5} = u_F + 3,687 \cdot H_S^{0,5} \cdot u_F^{0,5} \quad [33]$$

Donde:

- ϵ_P es la fracción de reactor ocupada por las partículas sólidas de catalizador.
- H_S representa la altura de sólido en suspensión, expresada en cm. Para el reactor tipo *slurry* de burbujeo, al considerar que el gas se introduce a una velocidad suficiente para garantizar la fluidización del conjunto líquido-sólido, dicha altura coincide con la altura de líquido.

10.9 Área interfacial

El área interfacial es uno de los parámetros con más influencia a la hora de diseñar el reactor de burbujeo R-201. En el caso de sistemas de tres fases depende principalmente de la fracción de reactor ocupada por el gas y por las partículas sólidas de catalizador, tal y como se muestra en la siguiente ecuación (8)

$$a = \frac{6 \cdot \epsilon_G}{d_b} + \frac{6 \cdot \epsilon_P}{d_p} \quad [34]$$

Siendo:

- a el área interfacial, m^{-1} .
- d_p el diámetro de las partículas de catalizador, m.

11. Diseño del reactor R-201

11.1 Cálculo de las dimensiones del lecho

Para calcular las dimensiones del reactor R-201 se aplica la siguiente relación: (8)

$$\frac{F}{P} \cdot [(P_{O_2})_{entrada} - (P_{O_2})_{salida}] = \frac{a}{b} \cdot L \cdot [(C_{Tol})_{entrada} - (C_{Tol})_{salida}] + L \cdot (C_{O_2})_{salida} \quad [35]$$

Siendo:

- P la presión total de operación, bar.
- P_{O_2} la presión parcial de oxígeno, bar.
- a y b los coeficientes estequiométricos de oxígeno y tolueno respectivamente.
- L es caudal volumétrico de la mezcla líquida, $m^3 \cdot h^{-1}$.
- C_{O_2} la concentración de oxígeno en $kmol \cdot m^{-3}$ o lo que es lo mismo, en $mol \cdot L^{-1}$.

Teniendo en cuenta que el aire entra al reactor R-201 describiendo un modelo de flujo pistón que asegura la adecuada suspensión del catalizador líquido en la fase líquida se utiliza la ecuación [36] para relacionar la altura del equipo. (8)

$$\int_{(P_{O_2})_{entrada}}^{(P_{O_2})_{salida}} \frac{dP_{O_2}}{P_{O_2} - \frac{k_H \cdot (C_{O_2})_{salida}}{\cosh(Ha)}} = \frac{K_L \cdot Ha \cdot \cosh(Ha) \cdot P \cdot a \cdot \left(\frac{\pi D^2}{4}\right) \cdot H_{lecho}}{k_H \cdot F \cdot \sinh(Ha)} \quad [36]$$

Donde:

- k_H es la constante de Henry del oxígeno, $m^3 \cdot bar \cdot kmol^{-1}$.
- H_{lecho} es la altura del lecho, m.

La presión parcial de oxígeno a la salida del reactor R-201 no es conocida, pero puede despejarse fácilmente de la siguiente ecuación: (8)

$$(P_{O_2})_{salida} = (P_{O_2})_{entrada} - \frac{P}{F} \cdot \left\{ \frac{a}{b} \cdot L \cdot [(C_{Tol})_{entrada} - (C_{Tol})_{salida}] + L \cdot \frac{(P_{O_2})_{salida}}{k_H} \right\} \quad [37]$$

Una vez conocida la presión parcial y la concentración de oxígeno a la salida del reactor R-201 se integra la ecuación [36] y se llega a la ecuación [38] para determinar el valor de la altura. (8)

$$H_{lecho} = \frac{k_H \cdot F \cdot Ha}{K_L \cdot Ha \cdot \cosh(Ha) \cdot P \cdot a \cdot \left(\frac{\pi \cdot D_{lecho}^2}{4}\right)} \cdot \ln \frac{(P_{O_2})_{entrada} - \frac{(C_{O_2})_{salida} \cdot k_H}{\cosh(Ha)}}{(P_{O_2})_{salida} - \frac{(C_{O_2})_{salida} \cdot k_H}{\cosh(Ha)}} \quad [38]$$

Independientemente de los términos de la Tabla 17 y de los calculados en el apartado 9. *Cálculos previos al diseño*, como son el coeficiente de transferencia de materia de la película líquida (K_L) o el número de Hatta (Ha), dicha ecuación depende del diámetro y del área interfacial definida en la ecuación [34], que al ser proporcional al *holdup* de gas y a la fracción de reactor ocupada por las partículas sólidas de catalizador también depende del mismo diámetro. Por este motivo se plantea un sistema de ecuaciones en el que todos los términos dependen directamente del diámetro, y se calcula la altura del reactor de burbujeo R-201 estableciendo una relación H/D intermedia entre 3 y 6, rango definido en bibliografía para este tipo de reactores (11).

En la Tabla 17 se presentan los valores de los términos utilizados para calcular la presión parcial de oxígeno a la salida del medio reaccionante, su valor y el equivalente en términos de concentración.

Tabla 17. Cálculo de la presión parcial de oxígeno a la salida del reactor R-201.

$(P_{O_2})_{entrada}$, bar	1,26
P , bar	6
F , kmol·h ⁻¹	428,70
L , m ³ ·h ⁻¹	118,59
$(C_{Tot})_{entrada}$, mol·L ⁻¹	3,16
$(C_{Tot})_{salida}$, mol·L ⁻¹	2,51
k_H , m ³ ·bar·kmol ⁻¹	746,27
$(P_{O_2})_{salida}$, bar	0,44
$(C_{O_2})_{salida}$, mol·L ⁻¹	$5,89 \cdot 10^{-4}$

11.1.1 Planteamiento matemático

Teniendo en consideración las propiedades físicas del fluido que corresponda en cada caso se expresan en función del diámetro del reactor R-201 las ecuaciones que permiten calcular los parámetros de diseño. De esta forma se genera un sistema de ecuaciones donde la única incógnita es el diámetro, cuyo valor se obtiene con la ecuación [38].

$$u_{sG} = \frac{0,868}{D_{lecho}^2} \quad [39]$$

$$d_b = \sqrt{4,28 \cdot 10^{-7} \cdot \left(\frac{7,3568}{D_{lecho}^2}\right)^{-1}} \quad [40]$$

$$\varepsilon_G = \frac{0,989}{D_{lecho}^{1,5}} \quad [41]$$

$$\varepsilon_p = \left(\frac{-4,2 + 352,714 \cdot D_{lecho}^{0,5}}{1419,39 \cdot D_{lecho}^{0,5} + 1,74} \right)^2 \quad [42]$$

$$a = \frac{\left(\frac{5,94}{D_{lecho}^{1,5}} \right)}{d_b} + 60000 \cdot \varepsilon_p \quad [43]$$

$$3 \cdot D_{lecho} = \frac{8660,93}{4,83 \cdot 10^{-2} \cdot a \cdot \left(\frac{\pi D_{lecho}^2}{4} \right)} \quad [44]$$

11.1.2 Resultados

En la Tabla 18 se presenta el diámetro obtenido al resolver el sistema de ecuaciones, así como la altura y el volumen de lecho.

Tabla 18. Dimensiones del lecho.

<i>H/D</i>	3
<i>D_{lecho}, m</i>	2,27
<i>H_{lecho}, m</i>	6,80
<i>V_{lecho}, m³</i>	27,38

11.2 Parámetros hidrodinámicos

Una vez conocido el diámetro del reactor R-201 es posible calcular los parámetros hidrodinámicos presentados en el apartado 9. *Cálculos previos al diseño*, cuyo valor depende de dicho diámetro. El valor de los parámetros hidrodinámicos se recoge en la Tabla 19.

Tabla 19. Parámetros hidrodinámicos asociados al reactor R-201.

<i>u_{sG}, m·s⁻¹</i>	0,17
<i>d_b, m</i>	5,98·10 ⁻⁴
<i>ε_G</i>	0,29
<i>ε_p</i>	6,07·10 ⁻²
<i>a, m⁻¹</i>	6551,65

11.3 Determinación de la masa de catalizador

El estudio cinético desarrollado por Wang Li et al. (6) parte de la consideración de que la carga de catalizador en el reactor es de 2 m² catalizador·m⁻³ reactor, de ahí que una vez determinado el volumen del reactor se pueda conocer la cantidad de catalizador requerida de forma directa, la cual se presenta en la Tabla 20 junto al volumen requerido del mismo y al número total de partículas de tamaño 100µm.

Tabla 20. Cantidad necesaria de catalizador.

W, kg	54,76
V_{catalizador}, m³	1,09 · 10 ⁻²
Número de partículas	2 · 10 ¹⁰

12. Sistema de refrigeración

El calor de reacción calculado anteriormente en el apartado 4.1. *Cálculo de entalpías de reacción* indica que el conjunto de reacciones que tienen lugar en el interior del reactor R-201 son altamente exotérmicas, como era de esperar al tratarse de reacciones de oxidación. Dado que se desea mantener una temperatura de reacción constante para evitar sobreoxidaciones que puedan dar lugar a productos no deseados, es necesario diseñar un sistema de refrigeración adecuado para retirar todo el calor generado en el proceso. Para la refrigeración del equipo se estudiaron distintas alternativas, sin embargo, la presencia de un lecho fluidizado dificulta en gran medida el paso de fluido a través de un intercambiador de calor, llegando a la conclusión de que la mejor opción es dividir el lecho en N tubos que se encuentran sumergidos en agua de refrigeración que circula por el interior de la carcasa cilíndrica que los rodea. Para ello se comprobó previamente que la decisión de dividir el volumen de lecho calculado en el apartado 11.1.2. *Resultados* no supone una modificación de los demás parámetros, ya que el caudal de fluido únicamente influye en la velocidad superficial, que a su vez depende del diámetro de paso considerado. De esta forma se consigue integrar en una misma unidad el volumen de lecho necesario para llevar a cabo el proceso productivo con los requerimientos de intercambio de calor para mantener la temperatura constante.

En primer lugar, con la ecuación [45] se calcula el caudal de agua de refrigeración necesario recogido en la Tabla 21.

$$m_{H_2O} = \frac{1000 \cdot Q}{4180 \cdot (t_2 - t_1)} \quad [45]$$

Siendo:

- m_{H_2O} el caudal de agua de refrigeración necesario, $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$.
- t_1 la temperatura inicial del fluido frío, 25°C.
- t_2 la temperatura final del fluido frío, 50°C.

Tabla 21. Caudal de agua necesario.

$m_{H_2O}, \text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$	138,49
---	--------

Por una parte, con la ecuación [46] se iguala el volumen de lecho calculado en el apartado 11.1.2. *Resultados* y recogido en la Tabla 18 con el volumen total que circula a través de un número de tubos de determinadas dimensiones.

$$\frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H = N_{tubos} \cdot \frac{\pi \cdot d_{i,tubo}^2}{4} \cdot H \quad [46]$$

Siendo:

- N_{tubos} el número de tubos necesario.
- $d_{i,tubo}$ el diámetro interno de los tubos, m.

Con respecto a los requerimientos de intercambio de calor, se tiene en cuenta las siguientes consideraciones previas:

- Dada la dificultad para estimar el coeficiente global de transmisión de calor para un sistema de tres fases, se decide seleccionar un valor de $400 \text{ W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{°C}^{-1}$, estimado por bibliografía para sistemas de características similares y referido a una mezcla de hidrocarburos que se enfría con agua líquida.
- El agua de refrigeración a utilizar entra a la unidad a una temperatura ambiente de 25°C , y se calienta hasta una temperatura de 50°C , establecida según las reglas heurísticas como la máxima temperatura de salida permitida.
- Se considera un paso por tubos y un paso por carcasa.

En base a las consideraciones anteriores se calcula la diferencia de temperaturas media logarítmica, dada por la siguiente ecuación, para la cual el factor de corrección es 1:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad [47]$$

Siendo:

- ΔT_{ml} la diferencia de temperaturas media logarítmica, °C .
- T_1 la temperatura inicial del fluido caliente, 140°C .
- T_2 la temperatura final del fluido caliente, 140°C .

En la Tabla 22 se incluye el valor de la diferencia de temperaturas media logarítmica.

Tabla 22. Diferencia de temperaturas media logarítmica.

$\Delta T_{ml}, \text{°C}$	101,98
----------------------------	--------

Una vez definido el valor de la diferencia de temperaturas media logarítmica, el flujo de calor a retirar y el coeficiente global de transmisión de calor a aplicar, se utiliza la ecuación [48] para conocer el área de transmisión de calor requerida a partir de la cual se establece el número de tubos necesario con la ecuación [49].

$$\frac{Q \cdot 1000}{3600} = U \cdot A_{transmisión} \cdot \Delta T_{ml} \quad [48]$$

Donde:

- U es el coeficiente global de transmisión de calor, $W \cdot m^{-2} \cdot ^\circ C^{-1}$.
- $A_{transmisión}$ es el área de transmisión de calor requerida, m^2 .

$$N_{tubos} = \frac{A_{transmisión}}{2 \cdot \pi \cdot r_{e,tubo} \cdot H} \quad [49]$$

Siendo $r_{e,tubo}$ el radio externo de los tubos, en metros.

En la Tabla 23 se presenta el valor del área de transmisión de calor necesaria.

Tabla 23. Área de transmisión de calor requerida.

$A_{transmisión}, m^2$	354,78
--	---------------

Para poder conocer el número de tubos es necesario conocer las dimensiones de los tubos a utilizar, para lo cual se lleva a cabo un proceso iterativo con diferentes dimensiones estandarizadas de conducciones de acero con Schedule 40. El proceso iterativo finaliza en el momento en el que el número de tubos necesario para contener el volumen de lecho calculado en el apartado 11.1.2. *Resultados* iguala al número de tubos necesario para conseguir el área de intercambio de calor que asegura que la temperatura en el interior del reactor R-201 permanece constante. Las especificaciones estandarizadas y el número de tubos necesarios para satisfacer ambas restricciones se recogen en la Tabla 24.

Tabla 24. Dimensiones de los tubos.

Material de construcción	Acero inoxidable
Schedule	40
$d_{i,tubo}, mm$	333,4
$d_{e,tubo}, mm$	355,6
N_{tubos}	46

13. Dimensiones del reactor R-201

Las dimensiones del reactor R-201 se determinan una vez conocido el número de tubos a emplear y el espaciado que existe entre cada uno de ellos. Para ello se considera que siguen una disposición triangular en el interior de la unidad con un pitch (P_T) o separación entre tubos definido por la ecuación [50], siendo la Tabla 25 la que recoge el resultado obtenido.

$$P_T = 1,25 \cdot d_{e,tubo} \quad [50]$$

Siendo P_T el pitch o espaciado entre tubos, en metros.

Tabla 25. Pitch.

P_T, m	0,44
----------------------------	-------------

Para conocer el diámetro de la carcasa, es decir, el diámetro del reactor R-201 teniendo en cuenta el número de tubos y el espaciado entre ellos se aplica la siguiente ecuación:

$$D = d_{e,tubo} \cdot \left(\frac{N_{tubos}}{K_1} \right)^{\frac{1}{n}} \quad [51]$$

Donde:

- D es el diámetro del reactor R-201, en metros.
- K_1 toma un valor de 0,319 para pitch triangular con un paso por carcasa y un paso por tubos.
- n toma un valor de 2,142 para pitch triangular con un paso por carcasa y un paso por tubos.

En la Tabla 26 se incluyen las dimensiones de reactor, a partir de las cuales se efectuará el diseño mecánico del mismo.

Tabla 26. Dimensiones del reactor.

D, m	3,62
H, m	6,80
V, m^3	69,93

14. Distribuidor de gas

El distribuidor de gas es un elemento interno situado en la parte inferior del reactor de burbujeo R-201 y cuyo objetivo es introducir la corriente de aire en el interior del mismo en forma de burbujas encargadas de mantener el medio de reacción bien fluidizado y con una buena suspensión de las partículas sólidas de catalizador en el interior del mismo. Por este motivo, su selección y diseño juega un papel fundamental en la eficacia y el correcto funcionamiento del equipo.

14.1 Tipos de distribuidores de gas

Entre los distribuidores de gas a utilizar existen diferentes tipos.

14.1.1 Platos perforados o multiperforados

Este tipo de distribuidores son los más utilizados en la industria por su bajo coste y su facilidad de fabricación e implantación. A su vez, engloban diferentes configuraciones o subtipos como son las placas perforadas escalonadas o los platos tipo sándwich formados por dos placas perforadas que intercalan una pantalla metálica para evitar que las partículas sólidas taponen los orificios cuando se detiene el flujo de gas. Sin embargo, la falta de rigidez que puede suponer la utilización de estos distribuidores hace necesario el uso de un refuerzo como es sustituir las placas por otras con un cierto grado de curvatura capaces de soportar tensiones térmicas y cargas más pesadas contrarrestando el

burbujeo del gas en el centro del lecho. Alternativamente se puede recurrir a las barras paralelas de rejilla, pero su uso es más reducido en la industria por sus limitaciones de operación y su elevado coste en comparación con las demás configuraciones. (9)

En la Figura 2 se muestran los subtipos de distribuidores tipo plato perforado comentados.

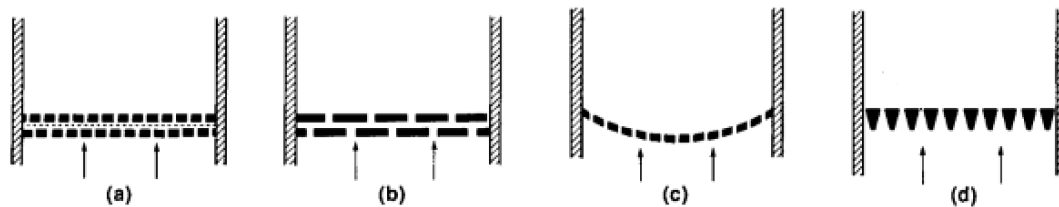


Figura 2. (a) platos tipo sándwich (b) placas perforadas escalonadas (c) Plato perforado con curvatura (d) Barra paralela de rejilla. Fuente: (9)

14.1.2 Distribuidores tipo tobera

Al contrario que los platos perforados o multiperforados, los distribuidores tipo tobera se utilizan cuando las condiciones de operación del reactor implican altas temperaturas o un medio muy reactivo, lo que requiere de una compleja construcción que hace que sean mucho más caros que los platos perforados. Entre las principales configuraciones destacan el plato poroso, el distribuidor de boquilla, el tipo tapa de burbuja y el distribuidor de boquilla con rejilla incorporada para evitar que las partículas sólidas caigan a través del distribuidor. (9)

En la Figura 3 se muestran los principales subtipos de distribuidores tipo tobera.

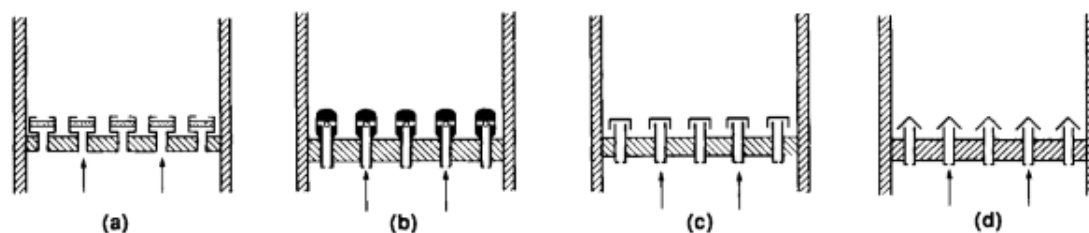


Figura 3. (a) plato poroso (b) distribuidor de boquilla (c) tipo tapa de burbuja (d) distribuidor de boquilla con rejilla. Fuente: (9)

14.1.3 Justificación de la alternativa seleccionada

Entre las alternativas presentadas se decide dotar al reactor R-201 con un plato perforado sin pantalla metálica como distribuidor de gas por ser la opción más económica y desarrollada en reactores de estas características, siendo válida para las condiciones de operación del equipo, que no requiere temperaturas demasiado elevadas ni contiene un medio excesivamente reactivo. Además en los distribuidores tipo tobera las partículas de catalizador sufren un mayor desgaste y pueden depositarse obstruyendo la placa distribuidora dando lugar a un aumento en la caída de presión y en los costes económicos, tanto de mantenimiento como de operación.

14.2 Diseño del distribuidor de gas

El diseño del plato perforado comienza con el cálculo del número de Reynolds asociado al reactor R-101, utilizando para ello la ecuación [52] a partir del cual es posible fijar un valor para el coeficiente del orificio, C_{dor} , con los valores fijados en la Tabla 27.

$$Re = \frac{\rho_G \cdot u_{sG} \cdot D}{\mu_G} \quad [52]$$

Siendo μ_L la viscosidad del aire en Pa·s.

Tabla 27. Valor del coeficiente del orificio según el número de Reynolds. Fuente: (9)

Re	100	300	500	1000	2000	>3000
C_{dor}	0,68	0,70	0,68	0,64	0,61	0,60

A continuación, es necesario decidir el número de orificios por unidad de área de distribuidor y calcular el diámetro de orificio con la ecuación [53]. Para ello se selecciona una velocidad de gas de $30 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ por ser uno de los valores típicos en distribuidores comerciales que asegura que no se produzcan problemas de atrición por las partículas sólidas. Teniendo en cuenta que para platos perforados comerciales que el cociente u_{sG}/u_{or} debe ser menor al 10% y se calculan distintos números de orificio por unidad de área de distribuidor para diámetros de orificio comprendidos entre 1-4 mm y presentados en la Tabla 28, de los cuales se selecciona un valor intermedio. (9)

$$u_{sG} = \frac{\pi}{4} \cdot d_{or}^2 \cdot u_{or} \cdot N_{or} \quad [53]$$

Siendo:

- d_{or} el diámetro de orificio expresado en m.
- u_{or} la máxima velocidad que puede tener el gas a través del orificio para evitar problemas de atrición, $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$.
- N_{or} el número de orificios por unidad de área de distribuidor en $\text{orificios}\cdot\text{m}^{-2}$.

Tabla 28. Variación en el número de orificios con el diámetro de orificio.

d_{or}	m	0,001	0,002	0,004
	mm	1	2	4
N_{or}	orificios·m⁻²	7180,65	1795,16	448,79
	orificios·cm⁻²	0,72	0,18	4,48·10 ⁻²

En la Tabla 29 se recogen los resultados obtenidos para el distribuidor de gas tipo plato perforado.

Tabla 29. Diseño del distribuidor de gas.

Re	11448,38
C_{dor}	0,60
$u_{or}, m \cdot s^{-1}$	30
d_{or}, mm	2
$N_{or}, orificios \cdot m^{-2}$	1795,16

15. Caída de presión

En este apartado se calcula la caída de presión asociada a los tubos que conforman el reactor de burbujeo R-201, la correspondiente al lado de carcasa por el que circula el agua de refrigeración, la caída de presión a través del distribuidor de gas y finalmente la presión total del sistema, calculada como la suma de las anteriores.

15.1 En el lado de los tubos

Para calcular la caída de presión asociada a la circulación del fluido de reacción a través de los 46 tubos se toman las propiedades de la corriente de salida del reactor y la velocidad de fluidización de la Tabla 16. La caída de presión se calcula con la siguiente ecuación:

$$\Delta P_{tubos} = N_{tubos} \cdot \left[\left(4 \cdot ff_{tubos} \cdot \frac{N_{pasos} \cdot H}{d_{i,tubo}} + 4 \cdot N_{pasos} \right) \cdot \frac{1}{2} \cdot \rho \cdot u_F^2 \right] \quad [54]$$

Siendo:

- ΔP_{tubos} la caída de presión a través de los tubos, Pa.
- N_{pasos} el número de pasos por tubo. Toma un valor de 1.
- ρ la densidad del fluido, $kg \cdot m^{-3}$.
- ff_{tubos} el factor de fricción, calculado con la siguiente ecuación:

$$ff_{tubos} = (1,58 \cdot \ln(Re_{tubos}) - 3,28)^{-2} \quad [55]$$

Siendo Re_{tubos} el número de Re del fluido a través de los tubos, es decir, a la velocidad de fluidización. En la Tabla 30 se presenta el valor de la caída de presión asociada a los 46 tubos, el número de Reynolds y el factor de fricción correspondiente.

Tabla 30. Caída de presión en el lado de tubos.

Re_{tubos}	1987,76
ff_{tubos}	0,013
$\Delta P_{tubos}, Pa$	13,30

15.2 En el lado de la carcasa

Para calcular la caída de presión que supone el agua de refrigeración circulando a través de la carcasa del reactor R-201 se emplea la siguiente ecuación:

$$\Delta P_{carcasa} = \frac{ff_{carcasa} \cdot G_s^2 \cdot \left[\left(\frac{H}{0,2 \cdot D} - 1 \right) + 1 \right] \cdot D}{2 \cdot D_e \cdot \rho_{H2O}} \quad [56]$$

Donde:

- ρ_{H2O} es la densidad del agua de refrigeración, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$.
- G_s es la velocidad másica del fluido en la carcasa, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$. Se calcula como:

$$G_s = \frac{m_{H2O}}{\left(\frac{\pi \cdot D^2}{4} \right)} \quad [57]$$

- $\Delta P_{carcasa}$ es la caída de presión asociada a la carcasa, Pa.
- $ff_{carcasa}$ es el factor de fricción calculado con la siguiente ecuación:

$$ff_{carcasa} = e^{(0,576 - 0,19 \cdot \ln(Re_{carcasa}))} \quad [58]$$

Donde:

- $Re_{carcasa}$ es el número de Reynolds asociado al agua de refrigeración.
- D_e es el diámetro equivalente en m para una disposición de tubos triangular, dado por la siguiente ecuación:

$$D_e = \frac{4 \cdot \left(P_T - \frac{\pi \cdot d_{e,tubo}^2}{4} \right)}{\pi \cdot d_{e,tubo}} \quad [59]$$

En la Tabla 31 se incluyen los valores de los parámetros anteriormente mencionados y la caída de presión calculada.

Tabla 31. Caída de presión en el lado de carcasa.

D_e, m	0,35
$Re_{carcasa}$	54650,55
$ff_{carcasa}$	0,223
$\Delta P_{carcasa}, \text{Pa}$	1,96

15.3 A través del distribuidor de gas

Una vez caracterizado el plato perforado se determina la caída de presión a través del distribuidor con la ecuación [60]. (9)

$$\Delta P_d = \frac{\rho_G}{2} \cdot \left(\frac{u_{or}}{C_{d,or}} \right)^2 \quad [60]$$

Donde ΔP_d es la caída de presión a través del distribuidor en Pa. Su valor es recoge en la Tabla 32.

Tabla 32. Caídas de presión.

ΔP_d, Pa	6280,75
------------------------------------	----------------

15.4 Total

Por último, la caída de presión total en el reactor R-201 se presenta en la Tabla 33, calculada como una suma de la caída de presión en el lado de tubos, en el lado de carcasa y la caída de presión a través del distribuidor de gas.

Tabla 33. Caída de presión total.

ΔP_{total}, Pa	6296,01
--	----------------

16. Diseño mecánico del reactor R-201

El reactor R-201 opera a una presión de 6 bar, y por tanto su diseño mecánico se lleva a cabo para un recipiente sometido a presión interna según la División 1 del código *ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Section VII, Rules for the Construction of Pressure Vessels*, abreviado a código ASME BPV Sec. VIII. D.1.

Se dispone en la planta en orientación vertical ya que supone una menor ocupación de espacio y presenta una mayor facilidad a la hora de limpiarlo que los recipientes en horizontal, favoreciendo el contacto en contracorriente entre las corrientes de líquido y de gas. Además, dado que su altura de diseño es de 6,795 m no se trata de un equipo demasiado alto del que se puedan esperar problemas a la hora de su instalación y manejo.

16.1 Presión de diseño

La presión de operación no es el valor a partir del cual se diseña mecánicamente la unidad, pues este debe diseñarse para soportar la máxima presión a la que pueda estar sometido durante el proceso productivo. Para ello se suman 25 psi (o lo que es lo mismo, 1,72 bar) a la presión de operación o bien el 10% de la misma y se selecciona el valor más alto como presión de diseño. (1)

En este caso, la mayor presión de diseño se obtiene sumando 25 psi a la presión de operación, y adopta un valor de 7,72 bar.

16.2 Temperatura de diseño

Según el código ASME BPV Sec. VIII. D.1 la temperatura de diseño de un recipiente a presión abarca desde el valor mínimo hasta el valor máximo que este puede soportar, siendo estas de -25°F (-31,67°C) y +50°F (+10°C) con respecto al valor de operación. (1)

En este caso, el rango de temperatura de diseño abarca desde 126,1°C a 167,78°C.

16.3 Selección del material de construcción

La selección del material de construcción para el diseño mecánico del reactor R-201 se lleva a cabo siguiendo el diagrama de Ashby de la Figura 4 donde se relaciona el módulo de Young con la densidad de distintos materiales. Para acotar el área de materiales candidatos para la construcción del equipo lo que se busca es maximizar el índice de material de la ecuación [61], o lo que es lo mismo maximizar el valor del módulo de Young.

$$M = \frac{E^{\frac{1}{2}}}{\rho} \quad [61]$$

Donde:

- M es el índice de material, $m^2 \cdot s^{-2}$.
- E, es el módulo de Young del material, GPa.
- ρ es la densidad del material, $kg \cdot m^{-3}$.

Para leer los materiales en el diagrama de Ashby se desplaza la línea correspondiente al índice material lo máximo posible para ver cuáles son los materiales que presentan un mayor valor del módulo de Young y que por tanto maximizan la ecuación [61].

Tal y como se puede ver en la Figura 4 los materiales que maximizan el índice de material son los englobados en las regiones de color rojo y amarillo, correspondientes a aleaciones de titanio, aleaciones de níquel y a aceros. Atendiendo a las ventajas e inconvenientes de optar por alguna de estas tres opciones se observa que las primeras tienen un coste muy elevado y que las aleaciones de níquel llevan asociados efectos adversos desde el punto de vista de la salud y el medioambiente. Por lo tanto, se opta por acero inoxidable 18 Cr, 8 Ni, grado 304 para el diseño mecánico del cuerpo del reactor, los cabezales y el soporte correspondiente, dada su buena relación calidad precio y su alta disponibilidad en el mercado, siendo uno de los materiales más utilizados en aplicaciones de este tipo.

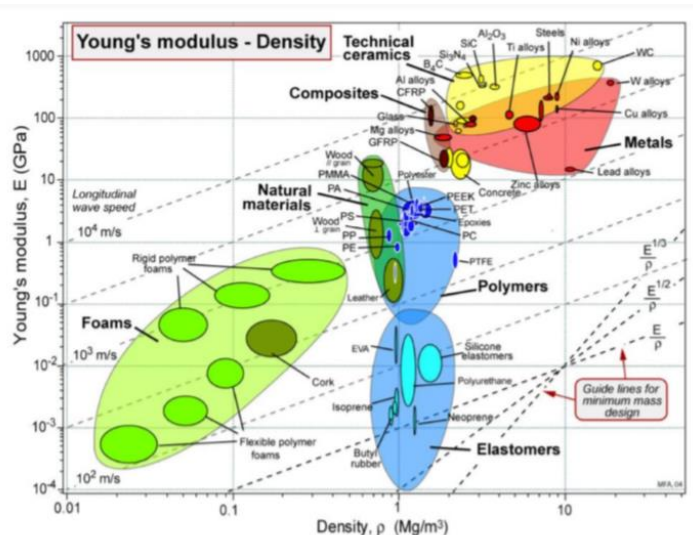


Figura 4. Diagrama de Ashby. Fuente: (16)

De acuerdo a la bibliografía (1) el esfuerzo máximo permisible para dicho material de construcción a la temperatura de diseño fijada es de 996,40 atm.

16.4 Otras consideraciones previas al diseño mecánico

A continuación se presentan de forma resumidamente otras consideraciones a definir para poder abordar el diseño mecánico del reactor R-201:

- Se selecciona una eficiencia de la unión soldada de 0,85, equivalente a un grado de examen radiográfico puntual. (1)
- Se opta por una corrosión permisible de 4 mm ya que las propiedades físicas de algunas de las sustancias implicadas en el proceso, como por ejemplo el alto valor de viscosidad, pueden llegar a favorecer la corrosión de forma severa.
- Por regla general, el código ASME BPV Sec.VIII. D.1 establece un espesor mínimo de 1,5 mm para cualquier recipiente independientemente de sus dimensiones y de la corrosión permisible aplicable al material de construcción. Dado que el diámetro calculado para el reactor R-201 es de 2,265 m el espesor mínimo requerido para el cuerpo del mismo debe ser de 11 mm. (1)

16.5 Cálculo del espesor del cuerpo del reactor R-201

El cuerpo del reactor R-201 se presenta en forma de carcasa cilíndrica en orientación vertical y según el código ASME BPV Sec.VIII. D.1 el espesor mínimo requerido depende tanto de la tensión radial como del esfuerzo longitudinal que actúan sobre él, definidos por las ecuaciones [62] e [63] respectivamente, siendo el valor más alto de los dos el que determina el espesor mínimo para el cuerpo vertical. (1)

$$t_{min\ cuerpo\ (radial)} = \frac{P_i \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E - 1,2 \cdot P_i} \quad [62]$$

$$t_{min\ cuerpo\ (longitudinal)} = \frac{P_i \cdot D_i}{4 \cdot S \cdot E + 0,8 \cdot P_i} \quad [63]$$

Donde:

- $t_{min\ cuerpo}$ es el espesor mínimo requerido para el cuerpo, mm.
- P_i es la presión interna o presión de diseño, atm.
- D_i es el diámetro interno, m.
- S es el máximo esfuerzo permisible, atm.
- E , es la eficiencia de la unión soldada.

En la Tabla 34 se incluyen las especificaciones de diseño mecánico para el cuerpo del reactor R-201 junto al valor final de espesor mínimo requerido para la pared del mismo.

Tabla 34. Cuerpo del reactor R-201.

Material de construcción	Acero inoxidable 18Cr 8Ni grado 304
T mínima de diseño, °C	126,11
T máxima de diseño, °C	167,78
P diseño, atm	7,62
Diámetro interno, m	3,62
S, atm	996,40
E	0,85
t_{min} cuerpo (radial), mm	16,38
t_{min} cuerpo (longitudinal), mm	8,16
Sobredimensionamiento por corrosión, mm	4
t_{cuerpo}, mm	20,38

16.6 Cabezales superior e inferior

Existen distintos tipos de cabezales para el cierre de recipientes cilíndricos, cuya selección depende principalmente de las condiciones de operación en el interior del recipiente. Por un lado existen las placas planas o cabezales planos y por otro lado los cabezales abombados que a su vez pueden ser hemisféricos, elípticos o torisféricos.

La selección de uno u otro tipo determina la expresión a emplear para calcular el espesor mínimo requerido para los dos cabezales que cierran el reactor R-201.

16.6.1 Justificación de la selección

Como cierre superior y cierre inferior del reactor R-201 se opta por un cabezal abombado de tipo torisférico, pues es el más barato, eficaz y fácil de fabricar para recipientes de proceso que operan a presiones inferiores a 15 bar. Las demás opciones, incluyendo tanto el cabezal plano como los dos tipos restantes de cabezales abombados necesitan espesores de carcasa más elevados para una misma presión de operación, y su alto coste no los hace rentables económicamente. Tampoco se considera el uso de secciones cónicas, ya que en la unidad el único sólido presente son las partículas de catalizador y no se espera que puedan desencadenar un problema de obstrucción del recipiente para el diámetro de diseño considerado.

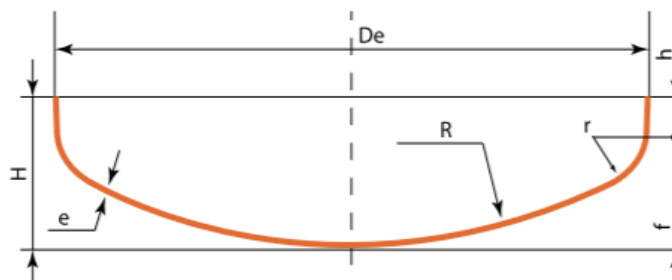


Figura 5. Ficha técnica del cabezal torisférico tipo KLOPPER. Fuente: (12)

El cabezal toriesférico elegido es un diseño de fondo KLOPPER (DIN 28011 M) para media presión seleccionado de un catálogo del fabricante FONCALP S.L y cuya ficha técnica se muestra en la Figura 5 junto a la equivalencia de los símbolos generales.

16.6.2 Cálculo del espesor

El espesor requerido para el cabezal superior e inferior que conforman el reactor R-201 se calcula aplicando la ecuación [64] para cabezales abombados de tipo torisférico. En la Tabla 35 se recogen las especificaciones de cálculo y el valor de espesor obtenido para ambos cabezales.

$$t_{min\ cabezal} = \frac{0,885 \cdot P_i \cdot R_c}{S \cdot E - 0,1 \cdot P_i} \quad [64]$$

Donde R_c es el radio de la corona, en metros.

Tabla 35. Espesor de los cabezales.

Tipo	Toriesférico de fondo KLOPPER
Material de construcción	Acero inoxidable 18Cr 8Ni grado 304
T mínima de diseño, °C	126,11
T máxima de diseño, °C	167,78
P diseño, atm	7,62
S, atm	996,40
E	0,85
$t_{min\ cabezal}$, mm	28,85
Sobredimensionamiento por corrosión, mm	4
$t_{cabezal}$, mm	32,85

Dado que el espesor calculado para el cabezal es mayor que el calculado para la carcasa se decide construir el cuerpo con este mismo espesor, ya que no sería lógico que los cabezales sobresaliesen por el lateral de la carcasa. Por tanto, el análisis de cargas y esfuerzos para el recipiente se hace para un espesor de cuerpo de 32,85mm.

16.6.3 Dimensiones

Las dimensiones de los cabezales especificadas en la Figura 5 se determinan con las ecuaciones [65], [66], [67], [68], [69], [70] y [71]. (12)

$$D_e = D_i + 2 \cdot t_{cabezal} \quad [65]$$

$$R = D_e \quad [66]$$

$$r = 0,1 \cdot D_e \quad [67]$$

$$h = 3,5 \cdot t_{cabezal} \quad [68]$$

$$f = 0,1935 \cdot D_e - 0,455 \cdot t_{cabezal} \quad [69]$$

$$H = h + f + t_{cabezal} \quad [70]$$

$$V = 0,1 \cdot (D_e - 2 \cdot t_{cabezal})^3 \quad [71]$$

Siendo:

- D_e e diámetro externo del cabezal, mm.
- R el radio de la corona, mm.
- r el radio de pestaña, mm.
- H el plano de pestaña, mm.
- F la altura de curvado, mm.
- H la altura total del fondo, mm.

En la Tabla 36 se especifican las dimensiones de los cabezales superior e inferior.

Tabla 36. Dimensiones de los cabezales.

De, mm	3685,70
r, mm	368,57
h, mm	114,98
H, mm	846,06
R, mm	3685,70
f, mm	698,24
V, m³	4,74

16.7 Altura total del reactor R-201

Una vez definidas las dimensiones de los cabezales superior e inferior es posible establecer la altura total del reactor R-201 como la suma de la altura presentada en la Tabla 18 y la altura de ambos cabezales. Además, según las normas heurísticas establecidas para recipientes de estas características se incluye una distancia adicional de 2 ft por la parte superior y 2 ft por la parte inferior, equivalentes a una distancia adicional total de 1,22 m.

En la Tabla 37 se incluye la altura total de la unidad, teniendo en consideración la distancia adicional aplicable y la altura de los dos cabezales.

Tabla 37. Altura total del reactor R-201.

Altura total, m	9,71
------------------------	------

16.8 Tubuladuras y conexiones

El reactor de burbujeo R-201 cuenta con un total de cinco boquillas y dos orificios que permiten la entrada y salida de reactivos y productos a la unidad y el correcto funcionamiento de los sistemas de control implementados. Con respecto a las boquillas, tres de ellas se destinan a la entrada de las dos corrientes de reactivos y a la salida de la corriente de producto y las dos restantes son para la entrada de agua de refrigeración y la salida de agua de agua de refrigeración a la carcasa del reactor. En relación a los orificios todos ellos se centran en el control del equipo, uno para el funcionamiento de la válvula de alivio de presión PSV-203 que contrarresta la sobrepresión en el interior del equipo y uno para el control de presión mediante el lazo de control PIC-201.

Cabe mencionar que la salida de producto consta de una rejilla con una malla de orificios inferiores al diámetro de las partículas de catalizador para evitar que estas abandonen la unidad suspendidas en la corriente de producto.

16.9 Cargas por peso

Los recipientes a presión deben diseñarse para soportar todas las cargas que puedan actuar sobre ellos, además de la propia presión interna. A continuación se presentan las ecuaciones que permiten calcular el peso asociado a cada uno de los puntos anteriormente mencionados y los resultados obtenidos para el análisis de cargas del reactor R-201.

16.9.1 Peso de la carcasa

El peso aproximado de un recipiente cilíndrico vacío, construido a base de acero y dotado con terminaciones abombadas puede calcularse con la ecuación [72] considerando que el espesor de pared es uniforme. (1)

$$W_v = 240 \cdot C_w \cdot D_m \cdot (H_v + 0,8 \cdot D_m) \cdot t_{cuerpo} \cdot 10^{-3} \quad [72]$$

Donde:

- W_v es el peso total de la carcasa sin accesorios, kN.
- C_w es el factor que considera el peso de boquillas, bocas de hombre, soportes y accesorios internos, el cual toma un valor de 1,08 si se trata de un recipiente con pocos accesorios internos y 1,15 si se trata de una columna de destilación o algún equipo similar, con numerosos accesorios internos.
- H_v es la altura total del equipo, m.
- D_m es el diámetro medio del recipiente, m. Se calcula con la ecuación [73].

$$D_m = D_i + t_{cuerpo} \cdot 10^{-3} \quad [73]$$

En la Tabla 38 se incluye el valor de los distintos términos de la ecuación [72] y el peso calculado para la carcasa.

Tabla 38. Peso de la carcasa.

C_w	1,08
D_m, m	3,65
H_v, m	9,71
W_v, kN	392,79

16.9.2 Peso de los tubos

Dado que el reactor R-201 dispone de 46 tubos por los que circula el medio de reacción es necesario tenerlos en cuenta a la hora de analizar las cargas por peso que actúan sobre el recipiente. Dicho peso viene dado por la ecuación [74].

$$P_{tubos} = P_{unidad} \cdot H_v \cdot N_{tubos} \cdot 9,81 \cdot 10^{-3} \quad [74]$$

Donde P_{tubos} es el peso de los tubos, kN.

En la Tabla 39 se incluye el peso total de los tubos teniendo en cuenta las propiedades el peso unitario para una conducción de acero de Schedule 40, cuyas dimensiones son las especificadas en el apartado 12. *Sistema de refrigeración.*

Tabla 39. Peso del aislante térmico.

$P_{unidad} \text{ kg}\cdot\text{m}^{-1}$	94,55
P_{tubos}, kN	289,92

16.9.3 Peso del catalizador

La ecuación [75] se aplica para determinar el peso del catalizador sólido contenido en el interior del recipiente, el cual influye también en la carga total a la que está sometido.

$$P_{catalizador} = W \cdot 9,81 \cdot 10^{-3} \quad [75]$$

Donde $P_{catalizador}$ es el peso del catalizador, kN.

En la Tabla 40 se incluye el peso que ejerce la masa de catalizador de la Tabla 20.

Tabla 40. Peso del catalizador.

P_w, kN	0,54
-----------	------

16.9.4 Peso del recipiente vacío

Con los pesos calculados para la carcasa cilíndrica, los tubos internos y el catalizador se calcula el peso total del reactor R-201 vacío como la suma de los tres, tal y como indica la ecuación [76].

$$P_{recipiente} = W_v + P_{tubos} + P_{catalizador} \quad [76]$$

Donde:

- $P_{Recipiente}$ es el peso del recipiente vacío, kN.

En la Tabla 41 se incluye el peso del recipiente vacío.

Tabla 41. Peso del recipiente vacío.

$P_{recipiente}, \text{kN}$	683,24
-----------------------------	--------

16.9.5 Peso del contenido del recipiente

Para poder realizar un análisis de cargas exhaustivo al peso del recipiente vacío es necesario sumarle el peso que ejercen los reactivos y productos contenidos en su interior, el cual se determina con la ecuación [77]. (1)

$$P_C = \left(\frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \cdot H_V\right) \cdot \rho_{media} \cdot 9,81 \cdot 10^{-3} \quad [77]$$

Donde P_C es el peso del contenido del recipiente, kN.

En la Tabla 42 se incluye el peso del contenido del recipiente.

Tabla 42. Peso del contenido del recipiente.

P_C, kN	30,32
------------------	-------

16.9.6 Peso total

Finalmente se calcula el peso total del reactor R-201 considerando todos los pesos anteriormente mencionados. El peso total se calcula con la ecuación [78] sumando el peso del recipiente vacío y el peso de su contenido.

$$P_T = P_{recipiente} + P_C \quad [78]$$

Donde P_T es el peso total del recipiente, kN.

En la Tabla 43 se incluye el peso total al que está sometido el reactor R-201.

Tabla 43. Peso total.

P_T, kN	713,57
------------------	--------

16.10 Cargas por viento

La altura del reactor R-201 hace necesaria su instalación al aire libre y se deben tener en cuenta las cargas por viento que actúan sobre él, considerando una presión dinámica del viento calculada con la ecuación [79] para una velocidad máxima de $160 \text{ km} \cdot \text{h}^{-1}$. (1)

$$P_w = 0,05 \cdot u_w^2 \quad [79]$$

Donde:

- P_w es la presión dinámica del viento, $N \cdot m^{-2}$.
- u_w es la velocidad del viento, $km \cdot h^{-1}$.

La carga por viento viene definida por la ecuación [80].

$$F_w = P_w \cdot (D_i + D_i \cdot (t_{cuerpo} + t_{aislante}) \cdot 10^{-3}) \quad [80]$$

Donde F_w es la carga ejercida por el viento por unidad de longitud, $N \cdot m^{-1}$.

Para calcular el momento de flexión de un recipiente a presión alto sometido a cargas por viento, se considera que este actúa como una viga en voladizo cuyo momento de flexión viene dado por la ecuación [81] sea cual sea el plano. (1)

$$M_x = \frac{F_w \cdot x^2}{2} \quad [81]$$

Donde:

- M_x es el momento flector en $N \cdot m$.
- x hace referencia a la altura de la sección cilíndrica ($=H_V$), m .

En la Tabla 44 se incluyen los parámetros de cálculo, la carga ejercida por el viento y el momento de flexión asociado al mismo.

Tabla 44. Cargas por viento.

$P_w, N \cdot m^{-2}$	1280
$F_w, N \cdot m^{-1}$	141724,88
$M_x, N \cdot m$	6676141,47

16.11 Esfuerzos

En este punto se analizan los esfuerzos que se alcanzan a partir de las cargas por peso y por viento presentadas anteriormente.

16.11.1 Esfuerzos primarios

Por un lado, la presión interna del recipiente ejerce un esfuerzo longitudinal dado por la ecuación [82]. (1)

$$\sigma_L = \frac{P_i \cdot D_i}{4 \cdot t_{cuerpo}} \cdot 10^3 \quad [82]$$

Donde:

- σ_L es el esfuerzo longitudinal, $N \cdot mm^{-2}$.
- P_i es la presión de diseño, con un valor de $0,762 N \cdot mm^{-2}$.

Por otro lado, la presión interna ejerce un esfuerzo circunferencial dado por la ecuación [83]. (1)

$$\sigma_h = \frac{P_i \cdot D_i}{2 \cdot t_{cuerpo}} \cdot 10^3 \quad [83]$$

Donde σ_h es el esfuerzo circunferencial, N·mm⁻².

También se considera el esfuerzo directo ejercido por el peso del recipiente, calculado con la ecuación [84], siendo positivo si se trata de un esfuerzo de expansión y negativo si se trata de un esfuerzo de compresión. (1)

$$\sigma_w = \frac{P_T}{\pi \cdot (10^3 \cdot D_i + t_{cuerpo}) \cdot t_{cuerpo}} \cdot 10^3 \quad [84]$$

Donde σ_w es el esfuerzo directo ejercido por el peso del recipiente. N·mm⁻².

Con respecto al esfuerzo de flexión que afectan al recipiente, este puede ser de tensión o compresivos dependiendo de su localización, y viene dado por la ecuación [85]. (1)

$$\sigma_b = \pm \frac{M_x \cdot 10^3}{I_v} \cdot \left(\frac{D_i \cdot 10^3}{2} + t_{cuerpo} \right) \quad [85]$$

Donde:

- σ_b es el esfuerzo de flexión, N·mm⁻².
- I_v es el segundo momento del área del recipiente sobre el plano de flexión, mm⁴. Dicho momento viene dado por la ecuación [86].

$$I_v = \frac{\pi}{64} \cdot [D_0^4 - (D_i \cdot 10^3)^4] \quad [86]$$

Donde $D_0 = D_i + 2 \cdot t_{cuerpo}$, es el diámetro externo, en mm, calculado según la ecuación [87].

$$D_0 = D_i + 2 \cdot t_{cuerpo} \quad [87]$$

Cabe mencionar que también existen esfuerzos resultantes de la torsión provocada por las cargas de compresión, pero su pequeño valor hace que no necesiten ser consideradas en diseños preliminares. (1)

En la Tabla 45 se incluye el valor de I_v y de los cuatro esfuerzos primarios.

Tabla 45. Esfuerzos primarios.

σ_L , N·mm ⁻²	20,99
σ_h , N·mm ⁻²	41,99
σ_w , N·mm ⁻²	-1,89 (compresivo)
I_v , mm ⁴	6,29 · 10 ¹¹
σ_b , N·mm ⁻²	19,57

16.11.2 Esfuerzos principales

Los esfuerzos principales que actúan sobre el reactor R-201 dependen fundamentalmente de los esfuerzos primarios y de esfuerzo longitudinal total de la ecuación [88]. (1)

$$\sigma_z = \sigma_L + \sigma_w \pm \sigma_b \quad [88]$$

Donde σ_z es el esfuerzo longitudinal total, N·mm⁻².

Conocido el esfuerzo longitudinal total los esfuerzos principales vienen dados por las ecuaciones [89], [90] y [91] para las cuales el término τ es despreciable. (1)

$$\sigma_1 = \frac{1}{2} \cdot [\sigma_h + \sigma_z + \sqrt{(\sigma_h - \sigma_z)^2 + 4 \cdot \tau^2}] \quad [89]$$

$$\sigma_2 = \frac{1}{2} \cdot [\sigma_h + \sigma_z - \sqrt{(\sigma_h - \sigma_z)^2 + 4 \cdot \tau^2}] \quad [90]$$

$$\sigma_3 = 0,5 \cdot P_i \quad [91]$$

Donde σ_1 , σ_2 y σ_3 son los tres esfuerzos primarios, N·mm⁻².

En la Tabla 46 se incluyen los esfuerzos principales, calculando el segundo de ellos tanto a favor como en contra del viento.

Tabla 46. Esfuerzos principales.

σ_1 , N·mm ⁻²	41,99
σ_2 a favor del viento, N·mm ⁻²	0,47
σ_2 en contra del viento, N·mm ⁻²	38,67
σ_3 , N·mm ⁻²	0,38

16.11.3 Intensidad de esfuerzo permisible

El espesor de la pared del recipiente a presión debe garantizar que la intensidad máxima de esfuerzo no supere la tensión máxima admisible para el material de construcción seleccionado. Para determinar la intensidad máxima de esfuerzo se toma el mayor valor numérico determinado por las ecuaciones [92], [93] [94]. (1)

$$\sigma_1 - \sigma_2 \quad [92]$$

$$\sigma_1 - \sigma_3 \quad [93]$$

$$\sigma_2 - \sigma_3 \quad [94]$$

En la Tabla 47 se incluyen los resultados obtenidos para las tres diferencias, teniendo en cuenta el esfuerzo principal σ_2 tanto a favor del viento como en contra, de forma que el valor resaltado se corresponde con la intensidad máxima de esfuerzo. Comparando este valor con el de la última fila,

correspondiente a la tensión máxima admisible se verifica que el recipiente soporta las cargas a las que está sometido.

Tabla 47. Intensidad de esfuerzo permisible.

$(\sigma_1 - \sigma_2)$ a favor del viento, N·mm ⁻²	41,52
$(\sigma_1 - \sigma_2)$ en contra del viento, N·mm ⁻²	3,32
$(\sigma_1 - \sigma_3)$, N·mm ⁻²	41,60
$(\sigma_2 - \sigma_3)$ a favor del viento, N·mm ⁻²	0,08
$(\sigma_2 - \sigma_3)$ en contra del viento, N·mm ⁻²	38,28
S, N·mm⁻²	100,96

16.11.4 Esfuerzos compresivos y estabilidad elástica

Para verificar que el diseño mecánico de un recipiente a presión es correcto hay que comprobar que se cumpla la condición de la ecuación [95], es decir, que el esfuerzo compresivo máximo no supere el esfuerzo de pandeo crítico. (1)

$$\sigma_w + \sigma_b < \sigma_c \quad [95]$$

El esfuerzo de pandeo crítico viene dado por la ecuación [96] para aceros a temperatura ambiente, con un módulo de Young de 200000 N·mm⁻² y un factor de seguridad de 12. (1)

$$\sigma_c = 2 \cdot 10^4 \cdot \left(\frac{t}{D_0}\right) \quad [96]$$

La Tabla 48 muestra la comprobación de estabilidad elástica, a partir de la cual se puede concluir que el diseño mecánico del reactor R-201 es correcto, ya que es inferior al esfuerzo de pandeo crítico.

Tabla 48. Comprobación de la estabilidad elástica.

σ_c , N·mm ⁻²	178,26
$\sigma_w + \sigma_b$, N·mm ⁻²	21,46

16.11.5 Diseño del soporte

El soporte a diseñar es un tipo falda, puesto que no imponen cargas concentradas en la carcasa que constituye la carcasa y son los más adecuados para los recipientes de orientación vertical. El material de construcción seleccionado es el mismo que para el cuerpo y los cabezales del reactor R-201: acero inoxidable 18Cr 8Ni grado 304. Los soportes de este tipo poseen una estructura como la representada en la Figura 6 con una carcasa cilíndrica o cónica soldada en la base del recipiente y cuyo uso está destinado a columnas altas y de orientación vertical, ya que es igual de fuerte en todas las direcciones y es capaz de soportar el peso del recipiente y su contenido ante fuertes cargas por viento que puedan producirse. (1)

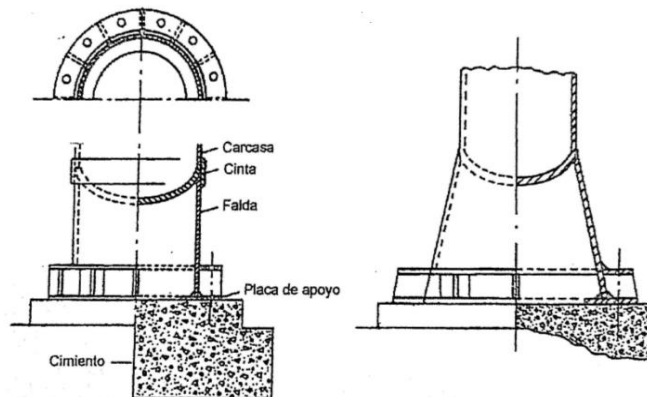


Figura 6: Soporte tipo falda. Fuente: (1)

Para soldar la carcasa de la falda a la base del recipiente se puede utilizar una de las tres modalidades de soldadura mostradas en la Figura 7. En este caso se opta por la soldadura a ras del recipiente por ser la más comúnmente utilizada.

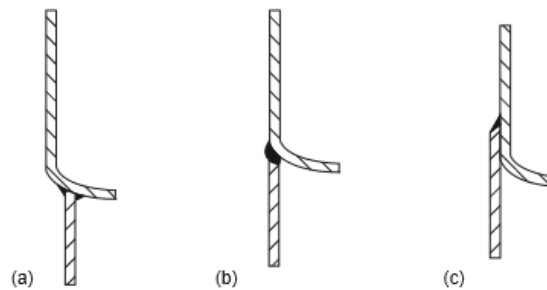


Figura 7. Soldaduras en un recipiente tipo falda. (a) al cabezal inferior (b) a ras de la carcasa (c) al exterior de la carcasa. Fuente: (1)

Al igual que con el recipiente propiamente dicho, también se analizan los esfuerzos de tensión y compresión asociados al soporte, calculados con la ecuación [97] y la ecuación [98] respectivamente.

(1)

$$\sigma_{bs} = \frac{4 \cdot M_s}{\pi \cdot (D_s + t_{sk}) \cdot t_{sk} \cdot D_s} \quad [97]$$

Donde:

- σ_{bs} es el esfuerzo de tensión en la falda calculado con la ecuación, $N \cdot mm^{-2}$.
- M_s es el momento flector en la base del soporte, $N \cdot mm$.
- D_s es el diámetro interno de la falda, coincidente con el diámetro externo del equipo, mm .
- t_{sk} es el espesor de la falda, mm .

$$\sigma_{ws} = \frac{P_T}{\pi \cdot (D_s + t_{sk}) \cdot t_{sk}} \quad [98]$$

Donde σ_{ws} es el esfuerzo de compresión en la falda calculado con la ecuación, $N \cdot mm^{-2}$.

A partir de los valores calculados con las ecuaciones [97] y [98] es posible conocer los esfuerzos resultantes en la falda aplicando la ecuación [99] y la ecuación [100]. (1)

$$\sigma_s \text{ tensión} = \sigma_{bs} - \sigma_{ws} \quad [99]$$

$$\sigma_s \text{ compresión} = \sigma_{bs} + \sigma_{ws} \quad [100]$$

Para determinar el espesor de la falda se supone un valor inicial superior a un mínimo de 6 mm, de manera que este es adecuado siempre y cuando se satisfagan las restricciones de diseño de las ecuaciones [101] y [102]. (1)

$$\sigma_s \text{ tensión} < S_s \cdot E \cdot \text{seno}\theta_s \quad [101]$$

$$\sigma_s \text{ compresión} < 0,125 \cdot E_Y \cdot \left(\frac{t_{sk}}{D_s}\right) \cdot \text{seno}\theta_s \quad [102]$$

Donde:

- S_s es el esfuerzo de diseño máximo permisible para el material de la falda, $N \cdot mm^{-2}$.
- E_Y es el módulo de Young del material de construcción del soporte.
- θ_s es el ángulo base de una falda de geometría cónica con un valor entre 80° y 90° .

En la Tabla 49 se incluyen las especificaciones del soporte tipo falda.

Tabla 49. Soporte tipo falda.

Material de construcción	Acero inoxidable 18Cr 8Ni grado 304
$S_s, N \cdot mm^{-2}$	100,96
$E_Y, N \cdot mm^{-2}$	200000
E	0,85
$\theta_s, ^\circ$	90
$M_s, kN \cdot m$	6676,14
D_s, mm	36685,70
$\sigma_{bs}, N \cdot mm^{-2}$	51,98
$\sigma_{ws \text{ ensayo}}, N \cdot mm^{-2}$	5,12
$\sigma_{ws \text{ operación}}, N \cdot mm^{-2}$	4,90
$\sigma_s \text{ tensión}, N \cdot mm^{-2}$	47,07
$\sigma_s \text{ compresión}, N \cdot mm^{-2}$	57,09
$t_{sk \text{ supuesta}}, mm$	10
Sobredimensionamiento por corrosión, mm	2
t_{sk}, mm	12

En la Tabla 50 se comprueba que el espesor supuesto satisface las restricciones de diseño impuestas y que por tanto es correcto.

Tabla 50. Comprobación del diseño del soporte.

$\sigma_s \text{ tensión} < S_s \cdot E \cdot \text{seno}\theta_s$	47,07 < 76,72
$\sigma_s \text{ compresión} < 0,125 \cdot E_Y \cdot \left(\frac{t_{sk}}{D_s}\right) \cdot \text{seno}\theta_s$	57,09 < 72,77

Finalmente, para evitar que la estabilidad del reactor R-201 se vea afectada por el viento y otras cargas laterales se opta por un doble anillo reforzado y anclado con un perno, como la de la Figura 8, ya que el recipiente está sometido a esfuerzos de magnitud considerable.

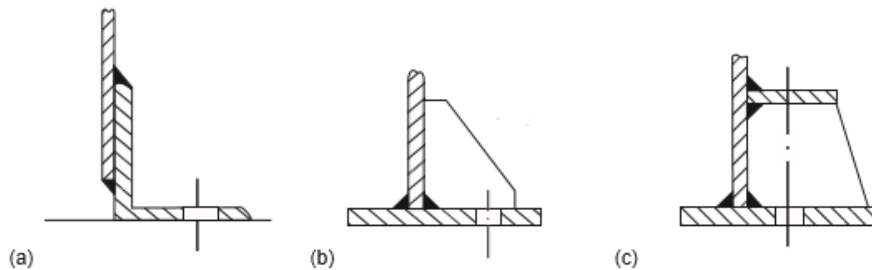


Figura 8. Diseños de anillos con bridas. (a) Ángulo enrollado (b) Placa única con refuerzo (c) Placa doble con refuerzo. Fuente: (1)

17. Dimensionamiento de la válvula de alivio PSV-203

En este apartado se lleva a cabo el dimensionamiento del dispositivo de alivio instalado como tercera línea de defensa en el reactor R-201, la válvula de alivio PSV-203. Para ello se siguen las recomendaciones establecidas por el American Petroleum Institute en la práctica recomendada API RP 520: *Sizing, Selection, and Installation of Pressure-Relieving Devices in Refineries*. (13)

El conjunto de reacciones en el interior del reactor R-201 consiste en tres oxidaciones en fase líquida utilizando aire como agente oxidante. Según API RP 520 (13) los dispositivos de alivio más eficaces para minimizar los efectos de la contrapresión y que mejor se adaptan a aplicaciones de dos fases, cuando el fluido que sale es un líquido, un gas o una mezcla multifásica con un porcentaje en masa de vapor del 50% o menos (como es el caso) son las válvulas de alivio de resorte balanceadas, dimensionadas para un flujo de líquido. (13)

La Figura 9 es una representación gráfica de una válvula de alivio de dichas características.

Una vez seleccionada la válvula de alivio a diseñar se establecen las consideraciones previas que permiten definir las características de presión a partir de las cuales se lleva a cabo su posterior dimensionado. Dichas consideraciones son:

- El sistema de alivio de presión en reactor R-201 está constituido por un único dispositivo.
- Las contingencias para las que se realiza su dimensionado no consideran contingencias de fuego.

- El reactor R-201 no dispone de un disco de ruptura como sistema de seguridad complementario en la tercera línea de defensa.
- El dimensionado se realiza para una presión de consigna igual a la máxima presión de trabajo permitida (MAWP), es decir, a la presión de diseño del reactor definida en la Tabla 51.
- El dimensionamiento de las válvulas de alivio en las que el fluido implicado presenta un contenido en vapor inferior al 50% en masa se hace para alivio de líquido.
- No se necesita una certificación de capacidad según el código ASME BPV Sec. VIII. D.1.

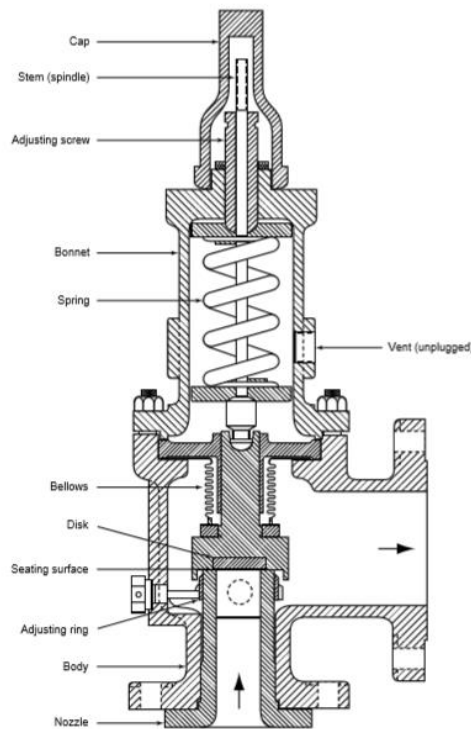


Figura 9. Válvula de alivio de resorte balanceada. Fuente: (13)

En base a los límites de presión establecidos por la recomendación API RP 520 (13) y a las consideraciones anteriormente mencionadas se definen y calculan las características de presión de la Tabla 51 para una única válvula no sometida a contingencias de fuego. Cabe mencionar que los límites para cada una de las presiones son valores porcentuales con respecto a la MAWP.

Tabla 51. Límites de presión asociados a la válvula de alivio PSV-203.

Característica	% con respecto a MAWP	Valor
MAWP, kPag	100	772,10
Máxima presión acumulada, kPag	110	849,31
Presión de consigna, kPag	100	772,10
Sobrepresión permitida, kPag	10	77,21
Presión de alivio, kPaa	124,7	962,81

Para calcular el área efectiva de descarga que debe tener la válvula de alivio de presión PSV-203 se hace uso de la ecuación [103], para el dimensionamiento de válvulas de descarga de líquidos sin certificación de capacidad. (13)

$$A = \frac{11,78 \cdot Q}{K_d \cdot K_w \cdot K_c \cdot K_v \cdot K_p} \cdot \sqrt{\frac{G}{1,25 \cdot p - p_b}} \quad [103]$$

Donde:

- A es el área efectiva de descarga, mm².
- Q es el caudal volumétrico a través del reactor R-201, L·min⁻¹.
- K_d es el coeficiente de corrección para la velocidad de descarga. Para dimensionamientos preliminares toma un valor de 0,62. (13)
- K_w es el factor de corrección por contrapresión. Para válvulas de alivio balanceadas viene dado por la Figura 10.
- K_c es el factor de corrección para instalaciones que disponen de disco de ruptura. En este caso, al no existir toma un valor de 1.0.
- K_v es el factor de corrección por viscosidad. Depende del número de Re del fluido a través del dispositivo de alivio, el cual no es conocido. Dado el caudal volumétrico, se asume que el flujo es turbulento y que por tanto K_v toma un valor de 1,0. (13)
- G es la gravedad específica del fluido, calculada como el cociente entre la densidad del fluido en el interior de la unidad y la densidad del agua a 1 atm de presión y 25°C.
- p es la presión de consigna, kPag.
- p_b es la contrapresión total, kPag.
- K_p es el factor de corrección por sobrepresión. Viene dado por la Figura 11.

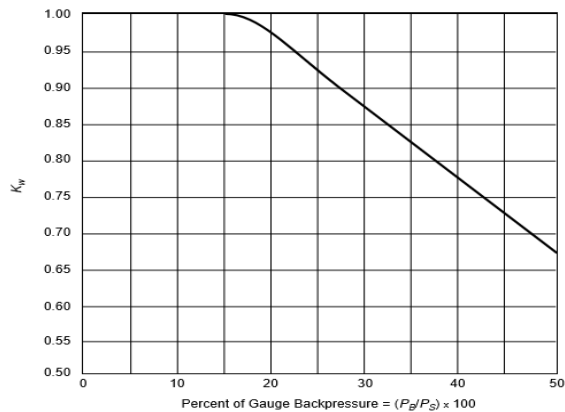


Figura 10: Factor de corrección por contrapresión. Fuente: (13)

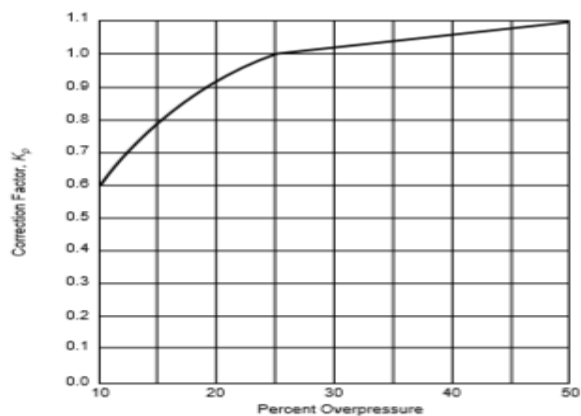



Figura 11: Factor de corrección por sobrepresión. Fuente: (13)

Aplicando la ecuación [103] se calcula el área efectiva de descarga necesaria en la válvula de alivio PSV-203, recogida en la Tabla 52 junto al valor de los parámetros necesarios para su determinación.

Tabla 52. Dimensionamiento de la válvula de alivio PSV-203.

Tipo de válvula de alivio	De resorte balanceada
$Q, L \cdot \text{min}^{-1}$	2156,09
K_d	0,62
K_w	1,0
K_c	1,0
K_v	1,0
K_p	0,6
G	0,88
P, kPag	772,10
p_b, kPag	77,21
A, mm^2	2149,43

Una vez conocida el área de descarga mínima requerida, con el catálogo del fabricante Crosby® de la Figura 12: Catálogo Crosby. Fuente: (15) Figura 12 se selecciona el modelo que mejor se adapta. En este caso se opta por una válvula de alivio con un orificio tipo M, estilo JLT-JOS/JBS con capo cerrado, válida para descarga de líquidos.



*Indicates available orifices

Orifice Designation and Effective Area Sq. In. (Sq. mm)	Series BP Fixed Blowdown Balanced Pressure Relief Valve Gas, Vapor, Liquid 3/4" x 1", 1" x 1"	Style JOS/JBS Closed Bonnet Pressure Relief Valve Gas, Vapor, Steam 1 D 2 to 8 T, 10	Style JLT-JO/SUBS Closed Bonnet Pressure Relief Valve Liquid 1 D 1 to 8 T, 10	Style JOS-H Open Bonnet Pressure Relief Valve Steam 1 D 2 to 8 T, 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	1.267 (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 12: Catálogo Crosby. Fuente: (15)

18. Referencias bibliográficas

1. SINNOT, R., G. TOWLER. *Diseño en ingeniería química*. Barcelona : Reverté, 2013. ISBN 978-84-291-7199-0..
2. COSTA, J. y otros. *Curso de Ingeniería Química*. s.l. : Reverté S.A., 1991. ISBN 84-291-7126-6.
3. SAHA, B. *Catalytic Reactors*. Londres : Gruyter, 2016. ISBN 978-3-11-033296-4.
4. DECKWER, W. *Bubble Column Reactors*. Chichester, Inglaterra : John Wiley & Sons Inc, 1992. ISBN 0-471-91811-3.
5. LEVENSPIEL, O. *Ingeniería de las reacciones químicas*. 3ª ed. . México : John Wiley & Sons, 2004. ISBN: 978-970-26-1198-1..
6. FOGLER, H. *Elements of Chemical Reaction Engineering*. 4ª ed. . Westford, Massachusetts : Pearson Education, Inc, 2006. ISBN 23-13-047394-4.
7. LI, W., Q. ZHANG, A. ZENG. *Kinetics and Mechanism Modeling of Liquid-Phase Toluene Oxidation to Benzaldehyde Catalyzed by Mn-Mo Oxide*. School of Chemical Engineering and Technology. Tiajin, China : Springer Science, 2017. Artículo de investigación .
8. MCCABE, W., J. SMITH, P. HARRIOTT. *Operaciones unitarias en ingeniería química*. 4ª ed. . Madrid : McGraw-Hill, Inc, 2000. ISBN 0-07-044828-0.
9. FROMENT, G., K. BISCHOFF. *Chemical Reactor Analysis and Design*. 2ª ed. s.l. : John Wiley & Sons, Inc, 1990. ISBN 0-471-51044-0.
10. KUNII, D., O. LEVENSPIEL. *Fluidization Engineering*. 2ª ed. . Stoneham : Butterworth-Heinemann, 1991. ISBN 0-409-90233-0.
11. IBARRA, M., J. TEJERO, F. CUNILL. Dipòsit Digital de la Universitat de Barcelona. [En línea] 2013. [Consultado el: 2 de abril de 2020.] Disponible en: <http://diposit.ub.edu/dspace/bitstream/2445/33262/1/APUNTES%20RM.pdf>.
12. BEHKISH, A y otros. *Novel correlations for gas holdup in large-scale slurry bubble column reactors operating under elevated pressures and temperatures*. *Chemical Engineering Journal*. 2006.
13. FONCALP, S.L. [En línea] [Consultado el: 4 de mayo de 2020.] Disponible en: <http://foncalp.es/index.html>.
14. American Petroleum Institute. *Sizing, Selection, and Installation of Pressure-Relieving Devices in Refineries. Part I—Sizing and Selection*. Washington D.C : s.n., 2000.
15. Inc., Crosby Valve. *Crosby® Pressure Relief Valve Engineering Handbook*. Estados Unidos : s.n., 1997. Technical Document No. TP-V300.
16. INCROPERA, F. *Fundamentos de transferencia de calor*. 4ª ed. México : Prentice-Hall Hispanoamericana, 1999. ISBN: 970-17-0170-4.
17. ASHBY, M. *Materials Selection in Mechanical Design*. 4ª ed. s.l. : ELSEVIER, 2011.
18. MISSEN, R., C. MIMS, B. SAVILLE. *Introduction to Chemical Reaction Engineering and Kinetics*. Nueva York : John Wiley & Sons, Inc, 1999. ISBN 0-471-16339-2.

PARTE B:
COLUMNA DE
DESTILACIÓN T-303

1.	Introducción.....	55
2.	Consideraciones preliminares.....	55
2.1	Consideraciones sobre la corriente de alimentación	55
2.2	Selección del grado de separación requerido	56
2.3	Selección del tipo de destilación: continua o discontinua	56
2.4	Selección de las condiciones de operación de la columna	56
2.5	Selección del tipo de contacto: platos o relleno	57
2.6	Relación de reflujo	58
3.	Diseño termodinámico de la columna de destilación T-303.....	58
3.1	Balances de materia y energía.....	58
3.1.1	Definición de las composiciones de salida.....	58
3.1.2	Balace de materia	59
3.1.3	Balace de energía	60
3.2	Cálculo de las constantes de volatilidad.....	62
3.3	Cálculo de las temperaturas de burbuja y rocío.....	64
3.3.1	Temperatura de burbuja	64
3.3.2	Temperatura de rocío	64
3.4	Método aproximado de diseño	65
3.4.1	Determinación del número mínimo de etapas mediante la ecuación de Fenske	65
3.4.2	Determinación de la razón de reflujo mínima con la ecuación de Underwood.....	66
3.4.3	Estimación del número de etapas reales mediante la correlación de Gilliland	67
3.5	Localización del plato de alimentación mediante la ecuación de Kirkbride	67
3.6	Método riguroso de diseño.....	68
3.6.1	Condensador-alimentación.....	69
3.6.2	Caldera-alimentación	73
3.6.3	Resultados obtenidos del diseño riguroso etapa a etapa.....	76
3.6.4	Convergencia en la etapa de alimentación	79
4.	Diseño hidráulico de la columna de destilación T-303.....	81
4.1	Eficiencia del plato.....	82
4.2	Estimación del diámetro de la columna	83
4.3	Caracterización del flujo de la corriente líquida	87
4.4	Diseño provisional del plato.....	88

4.5	Velocidad de goteo.....	93
4.6	Comprobación de la caída de presión.....	95
4.7	Comprobación del retorno de la bajante.....	97
4.8	Cálculo del tiempo de residencia	98
4.9	Comprobación del porcentaje de inundación	99
4.10	Comprobación del arrastre	99
5.	Diseño mecánico de la columna de destilación T-303	100
5.1	Selección de las condiciones de diseño.....	101
5.1.1	Presión.....	101
5.1.2	Temperatura	101
5.2	Selección de material de construcción	101
5.2.1	Función	101
5.2.2	Restricciones	101
5.2.3	Objetivos	101
5.2.4	Variables libres	102
5.2.5	Procedimiento de diseño	102
5.3	Selección del espesor de la carcasa	103
5.4	Selección de cabezales	104
5.5	Altura de la columna	106
5.6	Selección de boquillas, aperturas y conexiones requeridas.....	107
5.7	Especificación de accesorios de aislamiento térmico.....	107
5.8	Cargas.....	110
5.8.1	Cargas por peso.....	110
5.8.2	Cargas por viento	111
5.8.3	Cargas por actividad sísmica.....	112
5.9	Esfuerzos	112
5.9.1	Esfuerzos primarios.....	112
5.9.2	Esfuerzos principales	113
5.9.3	Esfuerzo máximo permisible.....	113
5.9.4	Esfuerzos de compresión y estabilidad elástica	114
5.10	Diseño del soporte.....	115
6.	Referencias bibliográficas	117

1. Introducción

Una vez el benzaldehído se ha formado en el reactor, debe diseñarse un sistema de separación que tiene como principal objetivo separar dicho producto de interés del resto de los subproductos originados en el proceso con una pureza suficiente para alcanzar sus requisitos de calidad. Para ello, se llevará a cabo un proceso de destilación por ser el más común en la industria química, empleado en más de un 90% de aplicaciones. (1)

La separación de una mezcla de varios componentes mediante un proceso de destilación depende de la diferencia de volatilidad entre ellos. Para ello, se usa el término de volatilidad relativa α , que se define como el cociente entre la constante de volatilidad de determinado componente en relación con la de un componente de referencia. A mayor volatilidad relativa, más sencilla será la separación. (2)

La unidad necesaria para llevar a cabo cualquier proceso de destilación es la columna de destilación o torre de destilación. Se trata de una serie de etapas de equilibrio donde existe un mecanismo de transferencia de materia, el cual permite que se efectúe la separación de los productos. (3)

De esta manera, el propósito principal de la columna de destilación T-303 es separar una corriente de benzaldehído al 99% de pureza del resto de subproductos del proceso, como son el ácido benzoico y el alcohol bencílico.

El correcto diseño de una columna de destilación consta de los siguientes pasos (2):

1. Consideraciones preliminares: Especificar el grado de separación requerido. Configurar las especificaciones del producto. Seleccionar las condiciones de operación. Decidir si se usa destilación continua o discontinua. Seleccionar el tipo de contacto.
2. Diseño termodinámico: Determinar los requerimientos de reflujo y el número de etapas de equilibrio.
3. Diseño hidráulico: Dimensionado de la columna. Especificación de las condiciones del interior de la columna: tipo de platos, distribuidores, bajantes, etc.
4. Diseño mecánico: Diseñar el exterior de la columna tomando las consideraciones a tener en cuenta sobre la carcasa.

2. Consideraciones preliminares

En primer lugar, es necesario tomar las consideraciones iniciales oportunas para desarrollar correctamente el diseño de la columna de destilación T-303.

2.1 Consideraciones sobre la corriente de alimentación

Inicialmente se tiene una mezcla multicomponente formada en su mayoría por benzaldehído, el producto de interés, además de por los subproductos principales del proceso: ácido benzoico y alcohol bencílico. Esta corriente contiene también pequeñas trazas de ácido acético, el cual actúa como disolvente en la etapa de reacción del proceso.

La corriente anteriormente definida proviene de la sección de colas de la columna T-302 y se alimenta a la columna T-303 como líquido saturado. Por este motivo, deben adecuarse unas condiciones de

presión y temperatura que satisfagan su estado de agregación. Estas vendrán dadas por la presión de operación de la columna.

En la Tabla 1 pueden observarse en detalle los caudales y concentraciones de componentes que conforman la corriente de entrada a la columna T-303.

Tabla 1: Caudal y concentración de la corriente de entrada a la columna T-303.

	CAUDAL DE ENTRADA (kmol·h ⁻¹)	FRACCIÓN MOLAR (Z _F)
TOTAL	78,07	
ÁCIDO ACÉTICO	0,01	0,0001
BENZALDEHÍDO	36,18	0,4634
ALCOHOL BENCÍLICO	8,98	0,1150
ÁCIDO BENZOICO	32,90	0,42142

Como se comentaba anteriormente, el objetivo de la separación es obtener benzaldehído al 99% de pureza. Debido a esto, se ha seleccionado dicho compuesto como el componente clave ligero de la separación, por ser el más volátil, sin tener en cuenta al ácido acético, el cual aparece en pequeñas trazas. Por otro lado, el componente clave pesado será el alcohol bencílico, debido a que es el componente con mayor volatilidad después del benzaldehído. Por definición, el componente clave ligero y las trazas de componentes más volátiles que este, se obtendrán casi en su totalidad por la sección de cabezas de la columna T-303, mientras que el componente clave pesado junto con los demás componentes menos volátiles, se obtendrán prácticamente en su totalidad en la sección de colas de este mismo equipo.

2.2 Selección del grado de separación requerido

Debido a que se requiere obtener benzaldehído al 99% de pureza en la sección de rectificación de la columna, se deduce que el producto destilado deberá tener un 99% de benzaldehído en su composición y un 1% de otros componentes, que podrían englobar las trazas de ácido acético y pequeñas cantidades del componente clave pesado, el alcohol bencílico.

2.3 Selección del tipo de destilación: continua o discontinua

Debido a que se trata de un proceso de producción que trabaja en continuo y en el que además el caudal y la composición de las corrientes se mantiene constante una vez alcanzado el estado estacionario, teniendo en cuenta los criterios que se exponen en la bibliografía (4), se ha preferido el uso de una destilación de tipo continua. Además, interesa que el mecanismo de separación sea lo más eficiente posible y que se pueda obtener una corriente de benzaldehído de alta pureza (99%), por lo que una destilación en continuo será la opción más adecuada para cumplir con estos requerimientos.

2.4 Selección de las condiciones de operación de la columna

La selección de la presión es esencial para determinar los parámetros de diseño de la columna.

En primer lugar, dado que las columnas que trabajan a vacío son caras, la presión de operación de la columna debe ser mayor o igual a 1 bar. Normalmente, la presión de una columna oscila entre 1 y 7 bar. (1)

También es importante destacar que la presión de la columna debe fijarse en su valor óptimo, teniendo en cuenta que, con una presión demasiado elevada (3):

- La volatilidad relativa decrece, dificultando el mecanismo de separación.
- El número mínimo de etapas de equilibrio aumenta, dado que la separación se complica.
- El coste de construcción de la columna desde el punto de vista mecánico aumentará, teniendo en cuenta que el área será mayor, dado que se necesita un mayor número de platos.

Para el diseño termodinámico, se considerará presión de operación constante a lo largo de la misma, aunque, en realidad, existirá una caída de presión entre el condensador y la caldera, la cual se calculará posteriormente en el diseño hidráulico.

Teniendo en cuenta todo lo expuesto anteriormente, las condiciones de presión más favorables son utilizando la presión atmosférica. Por lo tanto, **la presión de operación de la columna se ha fijado en 101,325 kPa.**

Consecuentemente, y dado que la corriente de alimentación entra a la columna como un líquido saturado, **su temperatura de entrada será de 196,8 °C.** Cabe destacar, sin embargo, que la temperatura de la columna de destilación en la columna variará entre la temperatura de rocío de la mezcla a separar, presente en la corriente de salida por cabezas, hasta la temperatura de burbuja de la corriente de salida por colas.

2.5 Selección del tipo de contacto: platos o relleno

La selección del tipo de contacto depende en su mayor parte del tipo de la aplicación y del proceso a llevar a cabo.

Teniendo en cuenta todo lo expuesto en bibliografía acerca del tipo de contacto a seleccionar en una columna de destilación (2) se ha decidido que el contacto por medio de platos es la opción más versátil para el equipo de separación a diseñar. Esta decisión ha estado condicionada por las numerosas ventajas que tienen las columnas de platos frente a las columnas de relleno (2):

- Las columnas de platos se diseñan para trabajar con un rango más amplio de caudales de líquido y gas que las columnas de relleno.
- La eficiencia de un plato puede predecirse con una mayor precisión que el término equivalente para el relleno (HETP o HTU).
- Es más fácil instalar medios de refrigeración en columnas de platos que en columnas de relleno.
- Si el líquido causa ensuciamiento o contiene sólidos, es más fácil de efectuar las operaciones de limpieza pertinentes en una columna de platos.
- La utilización de platos será más adecuada en columnas de diámetro superior a 0,6 metros.

Por otro lado, debido a su versatilidad y eficiencia, se ha elegido trabajar con platos perforados. En ellos, el vapor pasa por una serie de perforaciones, mientras que el líquido se retiene en el plato. Son los más económicos, y en ellos tiene lugar una caída de presión baja. El porcentaje de turndown en este tipo de platos oscilará entre el 50% y 120%. (2)

2.6 Relación de reflujo

Dadas las estrictas condiciones de separación que deberán conseguirse en esta columna, deberá seleccionarse una relación de reflujo elevada. Tras simular en *ASPEN HYSYS* el proceso de separación y tomar varios valores diferentes, se ha seleccionado **como relación de reflujo óptima el valor de 4,7**. Debe tenerse en cuenta que este es muy superior al que, según datos bibliográficos y heurísticas (5), sería el valor óptimo de reflujo, el cual surge de multiplicar la razón de reflujo mínimo por una constante que oscila entre 1,05 y 1,5 (2). Esto se debe principalmente a que es un proceso de separación muy exigente, ya que se pretende obtener el producto principal al 99% de pureza, por lo que será deseable trabajar con relaciones de reflujo altas.

3. Diseño termodinámico de la columna de destilación T-303

En el diseño termodinámico de la columna se detallará de la manera más rigurosa posible el número de etapas de equilibrio necesarias para obtener el grado de separación requerido. Se tendrán en cuenta las variables de temperatura, presión y composición, cruciales en el diseño de una columna de destilación.

3.1 Balances de materia y energía

A pesar de que los cálculos de los balances de materia y energía aparecen resumidos en el Anexo I, se entrará más en el detalle de la metodología para el desarrollo de estos en los siguientes apartados.

3.1.1 Definición de las composiciones de salida

Inicialmente deben definirse las composiciones de los productos a obtener en la sección de cabezas y de colas.

El benzaldehído ha sido seleccionado como el componente clave ligero, y, dado que es el producto de interés obtenido en el proceso, saldrá en una composición mayor al 99% en la corriente de cabezas para cumplir con los requerimientos de calidad. Por otro lado, el ácido acético se ha seleccionado como componente no clave ligero, por lo que saldrá en su totalidad por la corriente de cabezas. A mayores, se obtendrá también cierta cantidad de alcohol bencílico, por ser el componente no clave pesado, dado que el proceso de separación entre los componentes claves no es perfecto.

Tras realizar simulaciones en el software *ASPEN HYSYS*, se ha obtenido un valor para el caudal de producto destilado de 36,48 kmol/h, teniendo en cuenta que el benzaldehído se recupera en la sección de cabezas casi en su totalidad, obteniendo 36,12 kmol/h de dicho compuesto. Todo el caudal de ácido acético (0,01015 kmol/h) se obtiene también en la sección de cabezas, siendo el caudal restante la cantidad de componente clave pesado no separada. Estos caudales se desglosan en la Tabla 2.

Tabla 2: Caudales y fracciones molares de los componentes en la corriente de cabezas.

	CAUDAL EN CABEZAS (kmol·h ⁻¹)	FRACCIÓN MOLAR (X _D)
TOTAL	36,48	
ÁCIDO ACÉTICO	0,01	0,0003
BENZALDEHÍDO	36,12	0,9901
ALCOHOL BENCÍLICO	0,35	0,0097
ÁCIDO BENZOICO	0,00	0,0000

Aplicando el balance de materia global, se deduce que la corriente de colas tendrá un caudal molar de 41,59 kmol/h. A continuación, para conocer las fracciones molares de un componente (i), se aplica la ecuación [6], despejando $x_{i,colas}$.

$$B = \left(\frac{x_{i,cabezas} - z_i}{x_{i,cabezas} - x_{i,colas}} \right) \cdot F \quad [1]$$

Por lo tanto, el detalle de caudales y fracciones molares en la corriente de colas se recoge en la Tabla 3.

Tabla 3: Caudales y fracciones molares de los componentes en la corriente de colas.

	CAUDAL EN COLAS (kmol·h ⁻¹)	FRACCIÓN MOLAR (X _B)
TOTAL	41,59	
ÁCIDO ACÉTICO	0,00	0,0000
BENZALDEHÍDO	0,06	0,0015
ALCOHOL BENCÍLICO	8,63	0,2075
ÁCIDO BENZOICO	32,90	0,7911

3.1.2 Balance de materia

El balance de materia en una columna de destilación, tal y como se ha mostrado en el Anexo I, se aplica de manera global y de manera específica a cada componente, llegando así a las expresiones recogidas en las ecuaciones [2] y [3] respectivamente.

$$F = D + B \quad [2]$$

$$F \cdot x_{iF} = D \cdot x_{iD} + B \cdot x_{iB} \quad [3]$$

Siendo:

- F el caudal de alimentación a la columna, en kmol/h.

- D el caudal de producto destilado obtenido en la sección de cabezas de la columna, en kmol/h.
- B el caudal de producto de colas obtenido en la sección de agotamiento de la columna, en kmol/h.
- x_{iF} la fracción molar de determinado componente i en la corriente de alimentación (F).
- x_{iB} la fracción molar de determinado componente i en la corriente de colas (B).
- x_{iD} la fracción molar de determinado componente i en la corriente de producto destilado (D).

Los resultados obtenidos de aplicar el balance de materia global y por componente, se muestran en la Tabla 4.

Tabla 4: Caudales de la corriente T-303 desglosados por componente.

	ALIMENTACIÓN	CABEZAS	COLAS
TOTAL (kmol·h⁻¹)	78,07	36,48	41,59
ÁCIDO ACÉTICO (kmol·h⁻¹)	0,01	0,01	0,00
BENZALDEHÍDO (kmol·h⁻¹)	36,18	36,12	0,06
ALCOHOL BENCÍLICO (kmol·h⁻¹)	8,98	0,35	8,63
ÁCIDO BENZOICO (kmol·h⁻¹)	32,90	0,00	32,90

Por otro lado, el cierre del balance de materia se muestra en la Tabla 5.

Tabla 5: Cierre del balance de materia global por componente a la columna de destilación T-303.

	ENTRADAS	SALIDAS	CIERRE
TOTAL (kmol·h⁻¹)	78,07	78,07	0,00
ÁCIDO ACÉTICO (kmol·h⁻¹)	0,01	0,01	0,00
BENZALDEHÍDO (kmol·h⁻¹)	36,18	36,18	0,00
ALCOHOL BENCÍLICO (kmol·h⁻¹)	8,98	8,98	0,00
ÁCIDO BENZOICO (kmol·h⁻¹)	32,90	32,90	0,00

3.1.3 Balance de energía

Análogamente, en el balance de energía se aplica un balance de energía global a toda la columna, y otro centrado en el condensador total. De esta manera, pueden obtenerse los calores aplicados en el condensador y la caldera, obteniendo el valor total de la aportación energética a la columna.

De esta manera, comenzando por un balance de materia el condensador, el cual se muestra en la ecuación [4], puede obtenerse el valor del caudal de vapor que entra en el condensador total (V). Para ello, será necesario seleccionar anteriormente la razón de reflujo $\frac{L_0}{D}$.

Una vez obtenido el valor de V , se aplica el balance de energía al condensador, donde se considerarán las entalpías de cada una de las corrientes. Estas, serán calculadas mediante la obtención de los correspondientes valores de C_p del simulador *Aspen HYSYS*, tal y como se ha explicado en el Anexo I: *Balances de materia y energía* del presente documento. La expresión del balance de energía al condensador total se muestra en la ecuación [5].

$$V' = Lo' + D' \quad [4]$$

$$V' \cdot H_v + Qc = Lo' \cdot h_o + D' \cdot h_D \quad [5]$$

Siendo:

- V' el caudal másico de vapor que sale de la columna por la sección de rectificación y entra al condensador total, en kg/h.
- Lo' el caudal másico de líquido saturado que sale del condensador total y se introduce de nuevo en la columna (el caudal de reflujo), en kg/h.
- D' el caudal másico de producto destilado obtenido de la columna tras salir del condensador total, en kg/h.
- H_v la entalpía de la corriente V , en kJ/kg.
- h_o la entalpía de la corriente Lo , en kJ/kg.
- h_D la entalpía de la corriente D , en kJ/kg.
- Qc el calor intercambiado en el condensador, en kg/h.

Teniendo en cuenta que se trabaja con un condensador total, la entalpía del caudal de líquido recirculado de nuevo a la columna (h_o) será la misma que la entalpía del caudal de líquido obtenido como producto destilado (h_D). Por lo tanto, reordenando la expresión del balance de energía, se llega a la ecuación [6].

$$V' \cdot H_v + Qc = (Lo' + D') \cdot h_D \quad [6]$$

Una vez obtenido el calor intercambiado en el condensador (Qc), puede obtenerse el calor intercambiado en la caldera (Qr) usando el balance de energía global en el sistema, el cual se recoge empleando la ecuación [7].

$$F' \cdot h_F + Qc + Qr = D' \cdot h_D + B' \cdot h_B \quad [7]$$

Siendo:

- F' el caudal másico de alimentación a la columna, en kg/h.
- h_F la entalpía de la corriente F , en kJ/kg.
- Qr el calor intercambiado en la caldera, en kJ/h.
- B' el caudal másico de producto de colas obtenido de la columna, en kg/h.
- h_B la entalpía de la corriente B , en kJ/kg.

Los resultados obtenidos de los balances de energía se muestran en la Tabla 6.

Tabla 6: Balance de energía a la columna de destilación T-303.

V' ($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	22067,38
H_v ($\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$)	672,11
L_o' ($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	18195,91
D' ($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	3871,47
h_D ($\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$)	366,41
F' ($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	8828,49
h_F ($\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$)	408,56
B' ($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	4957,02
h_B ($\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$)	508,00
Q_C (kW)	-1873,88
Q_R (kW)	1965,48

3.2 Cálculo de las constantes de volatilidad

Dadas las condiciones de operación de la columna de destilación, seleccionadas de acuerdo con las consideraciones tomadas en el apartado 2.4 de la parte B del Anexo II, podrán calcularse las constantes de volatilidad, designadas con la letra K para cada uno de los componentes.

En todo momento, el cálculo termodinámico de la columna de destilación se basará en un sistema ideal, en el cual, se tienen vapores y disoluciones que se comportan acorde a una serie de principios. La ley de Amagat se aplica a mezclas ideales de gases, y su expresión se muestra en la ecuación [8]. Por su parte, la ley de Raoult se aplica a disoluciones ideales, y su expresión se recoge en la ecuación [9].

$$P_i = P \cdot y_i \quad [8]$$

$$P_i = P_i^o \cdot x_i \quad [9]$$

Siendo:

- P_i la presión parcial del componente i de la mezcla.
- P la presión total del sistema.
- P_i^o la presión de vapor del componente i de la mezcla.
- x_i la composición del componente i de la mezcla en fase líquida.
- y_i la composición del componente i de la mezcla en fase vapor.

De una combinación de las ecuaciones anteriores se puede deducir la ecuación de equilibrio en la ecuación [10].

$$P \cdot y_i = P_i^o \cdot x_i \quad [10]$$

Por definición, la constante de volatilidad K de un componente determinado se obtiene del cociente de su presión de vapor a la temperatura de operación entre el valor de la presión total de operación, tal y como se muestra en la ecuación [11].

$$K_i = \frac{P_i^o}{P} \quad [11]$$

La presión de vapor de determinado componente puede obtenerse mediante la ecuación de Antoine, la cual se ilustra en la ecuación [12].

$$\ln P^o(\text{mmHg}) = A - \frac{B}{T(^{\circ}\text{C}) + C} \quad [12]$$

Donde los coeficientes A , B y C son los coeficientes de la Ecuación de Antoine y se recogen para cada uno de los componentes en la Tabla 7. Son empleados para un valor de presión en mmHg y un valor de temperatura en $^{\circ}\text{C}$.

Tabla 7: Coeficientes de Antoine. (6)

	A	B	C
ÁCIDO ACÉTICO	7,8152	1800,03	246,894
BENZALDEHÍDO	7,2541	1734,80	217,931
ALCOHOL BENCÍLICO	7,4184	1824,74	152,886
ÁCIDO BENZOICO	7,9234	2060,53	203,928

Una vez obtenidos los coeficientes de volatilidad de cada componente, pueden obtenerse las volatilidades relativas (α), mediante el cociente de la volatilidad de cada uno de los componentes con respecto a un componente de referencia, como en la ecuación [13].

$$\alpha_{AB} = \frac{K_A}{K_B} \quad [13]$$

Siendo:

- α_{AB} la volatilidad relativa del componente A con respecto del componente B.
- K_A constante de volatilidad del componente A.
- K_B constante de volatilidad del componente B que, en este caso, es el componente de referencia.

Los valores de volatilidad relativa serán muy útiles a la hora de llevar a cabo el diseño tanto riguroso como aproximado de la columna. Teniendo en cuenta las condiciones de operación de la columna

presentadas en el apartado 2.4, se calcula mediante la ecuación [12] la presión de vapor y la constante de volatilidad de cada compuesto en la corriente de entrada, tal y como se muestra en la Tabla 8.

Tabla 8: Presiones de vapor y constantes de volatilidad de cada componente en la corriente de entrada.

	P° (kPa)	K
ÁCIDO ACÉTICO	764,16	7,54
BENZALDEHÍDO	157,06	1,55
ALCOHOL BENCÍLICO	21,14	0,21
ÁCIDO BENZOICO	80,60	0,80

3.3 Cálculo de las temperaturas de burbuja y rocío

El cálculo de las temperaturas de rocío y burbuja es clave para el posterior cálculo de la constante de volatilidad relativa media, calculada como la media geométrica de la volatilidad relativa a cada una de estas temperaturas.

El valor de estas temperaturas será también necesario posteriormente para el diseño riguroso del equipo.

3.3.1 Temperatura de burbuja

Es la temperatura a la cual un líquido comienza a evaporarse. Comúnmente se conoce como la temperatura a la que, en un líquido, se forma “la primera burbuja de vapor”. El cálculo de la temperatura de burbuja se realizará tanto para la corriente de entrada como para la corriente de salida por colas, dado que en ambos casos son líquidos saturados que pueden evaporarse. Para el cálculo del punto de burbuja, se aplicará la ecuación [14]. (1)

$$\sum y_i = \sum K_i \cdot x_i = 1 \quad [14]$$

3.3.2 Temperatura de rocío

Es la temperatura a la cual un vapor comienza a condensarse. Comúnmente se conoce como la temperatura a la que, en un vapor, se forma “la primera gota de líquido”. El cálculo de la temperatura de rocío se llevará a cabo principalmente en la sección de cabezas, dado que el vapor obtenido de la sección de rectificación se condensará dando lugar a un líquido saturado. Para calcular la temperatura de rocío, se aplicará la ecuación [15]. (1)

$$\sum x_i = \sum \frac{y_i}{K_i} = 1 \quad [15]$$

En ambos casos, los valores de K serán calculados mediante la ecuación [11], y el valor de P° será calculado mediante la ecuación [12]. Despejando los valores en la ecuación, teniendo en cuenta que

las fracciones de componente en cada una de las salidas son conocidas, quedará una única incógnita: la temperatura. Esta, debe despejarse de la ecuación resultante, obteniéndose así su valor. (1)

Los resultados de la temperatura de burbuja y rocío de cada una de las corrientes se muestran en la Tabla 9.

Tabla 9: Temperaturas de rocío y burbuja.

	ALIMENTACIÓN	CABEZAS	COLAS
T. DE BURBUJA (°C)	201,26	-	234,75
T. DE ROCÍO (°C)	-	178,91	-

3.4 Método aproximado de diseño

Los métodos aproximados permiten realizar un diseño preliminar de la columna de destilación, estimando parámetros de diseño como el número mínimo de etapas de equilibrio, la razón de reflujo mínima o la localización del plato de alimentación. Para aplicar dichos métodos solamente será necesario conocer las volatilidades relativas de cada uno de los componentes implicados en la operación de separación. Será necesario también conocer la designación de componentes claves, tenida en cuenta en el apartado 2.1 de la parte B del presente Anexo (1).

3.4.1 Determinación del número mínimo de etapas mediante la ecuación de Fenske

El cálculo del número mínimo de etapas de equilibrio necesarias para conseguir la separación deseada puede llevarse a cabo de modo aproximado mediante la ecuación de Fenske, recogida en la ecuación [16]. Una vez obtenido el número mínimo de etapas de equilibrio, puede calcularse el número mínimo de platos o su equivalente de relleno. (1)

$$N_{min} = \frac{\log \left[\frac{\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D}{\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_B} \right]}{\log (\bar{\alpha}_{LK})} \quad [16]$$

Siendo:

- N_{min} el número mínimo de etapas de equilibrio totales (incluyendo la caldera)
- $\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D$ la relación entre la composición del componente clave ligero y el componente clave pesado en el producto destilado.
- $\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_B$ la relación entre la composición del componente clave ligero y el componente clave pesado en el producto de colas.
- $\bar{\alpha}_{LK}$ la volatilidad relativa intermedia del componente clave ligero con respecto a la del componente clave pesado. Se calcula tomando una media geométrica ente las volatilidades relativas de dichos compuestos a la temperatura de rocío y burbuja.

3.4.2 Determinación de la razón de reflujo mínima con la ecuación de Underwood

Mediante la ecuación de Underwood, mostrada en la ecuación [17], puede estimarse el valor de la relación de reflujo mínima. (1)

$$\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i * (x_i)_D}{\alpha_i - \theta} = \left(\frac{L_o}{D}\right)_{min} + 1 \quad [17]$$

Siendo, para un sistema de n componentes:

- $\left(\frac{L_o}{D}\right)_{min}$ la razón de reflujo mínima.
- $(x_i)_D$ la fracción molar de cada componente i en el destilado.
- α_i la volatilidad relativa de cada componente i con respecto a un componente de referencia en la sección de cabezas de la columna.
- θ un parámetro calculado mediante la ecuación [18], cuyo valor debe cumplir las siguientes restricciones:

$$\alpha_{HK} < \theta < \alpha_{LK}$$

$$\sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i * (z_i)_F}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad [18]$$

Siendo, a su vez:

- $(z_i)_F$ la fracción molar de cada componente i en la corriente de alimentación.
- α_i la volatilidad relativa de cada componente i con respecto a un componente de referencia en la sección de alimentación a la columna.
- q la calidad de acuerdo con el estado de agregación de la corriente de alimentación. En este caso, al tratarse de un líquido saturado, $q=1$.

Una vez obtenida la razón de reflujo mínima $\left(\frac{L_o}{D}\right)_{min}$, puede obtenerse la razón de reflujo real, dado que normalmente se estima que la relación de reflujo se corresponde con entre 1,1 y 1,3 veces la razón de reflujo mínima (2). Otras fuentes bibliográficas extienden el rango de reflujo óptimo entre 1,05 y 1,5 veces la razón de reflujo mínima (1). Como una primera aproximación, se utilizará 1,15 veces la razón de reflujo mínima.

3.4.3 Estimación del número de etapas reales mediante la correlación de Gilliland

Para la estimación del número de etapas reales se emplea la correlación de Gilliland, mostrada en la Figura 1, para cuya aplicación es necesario conocer parámetros de diseño como la razón de reflujo mínima $\left(\frac{L_0}{D}\right)_{min}$, la razón de reflujo real, y el número mínimo de etapas (1).

El procedimiento de uso de la correlación es el siguiente (1):

1. Una vez obtenidos los datos necesarios, se calcula el valor de la abscisa mediante la ecuación [19].
2. Por medio de la correlación de Gilliland (Figura 1) se obtiene el valor de la ordenada.
3. Por último, se despeja el valor del número de etapas reales N igualando la ecuación [20] al valor obtenido de la ordenada.

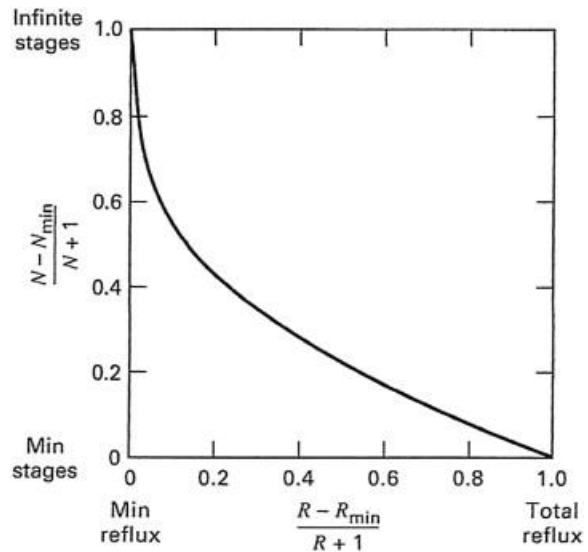


Figura 1: Correlación de Gilliland. Fuente: (1)

$$\frac{\left(\frac{L_0}{D}\right) - \left(\frac{L_0}{D}\right)_{min}}{\left(\frac{L_0}{D}\right) + 1} \tag{19}$$

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} \tag{20}$$

3.5 Localización del plato de alimentación mediante la ecuación de Kirkbride

Para realizar una primera estimación sobre la localización del plato de alimentación, puede emplearse la ecuación de Kirkbride, la cual se recoge en la ecuación [21]. (1)

$$\log\left(\frac{N_f - 1}{N - N_f}\right) = 0,260 \cdot \log\left[\frac{B}{D} \cdot \left(\frac{z_{HK}}{z_{LK}}\right) \cdot \left(\frac{(x_{LK})_B}{(x_{HK})_D}\right)^2\right] \tag{21}$$

Siendo:

- N_f la localización óptima del plato de alimentación.
- z_{LK} la composición del componente clave ligero en la corriente de alimentación.
- z_{HK} la composición del componente clave pesado en la corriente de alimentación.
- $(x_{LK})_B$ la composición del componente clave ligero en el producto de colas.
- $(x_{HK})_D$ la composición del componente clave pesado en el producto destilado.

Para calcular cada uno de los parámetros de diseño de diseño anteriormente mencionados será necesario tener en cuenta las fracciones molares de componente en cada una de las entradas y salidas

además de la volatilidad relativa del componente clave ligero con respecto del componente clave pesado en cada una de las corrientes de la columna. Estos valores se muestran en la Tabla 10.

Tabla 10: Parámetros de diseño obtenidos del método aproximado.

Número mínimo de etapas (N_{min})	15
θ	1,114
(L₀/D)_{min}	1,364
Número real de platos (N)	20
Plato de alimentación (N_f)	5

3.6 Método riguroso de diseño

El método de diseño riguroso es aplicado para determinar de modo preciso el número de etapas de equilibrio que serán necesarias para conseguir la separación deseada, así como otros parámetros de trabajo como las corrientes de líquido o vapor y la temperatura en cada etapa de equilibrio de la columna de destilación. Su utilidad es indiscutible, dado que gracias al diseño riguroso se permitirá estimar los costes fijos y de operación de la columna de destilación, debido a que se tendrá una visión realista sobre el funcionamiento del equipo.

El diseño riguroso de una destilación multicomponente en su operación real puede tener excesiva complejidad debido al alto número de variables implicadas en este proceso, lo que usualmente se traduce en la resolución de ecuaciones diferenciales y ecuaciones no lineales de elevada dificultad. Por este motivo, han ido surgiendo modelos matemáticos que pueden implementarse para simplificar estos cálculos de una manera fidedigna, para que a su vez se pueda aproximar al máximo el diseño al comportamiento real de la columna.

Una aproximación ampliamente utilizada para el procedimiento de diseño riguroso es la obtenida mediante la modelización del sistema en equilibrio en estado estacionario que conformaría la columna de destilación a diseñar. De esto, se obtienen las ecuaciones MESH, de sus siglas en inglés *Material balance equations, Equilibrium equations, mole fraction Summations and Heat balance equations*, las cuales, tal y como su propio nombre indica, estarán formadas por los balances de materia y energía a la columna, las relaciones de equilibrio en el sistema y los sumatorios de las fracciones molares de componente en cada etapa. (7)

Para la aplicación de las ecuaciones MESH, es importante realizar una serie de consideraciones previas (7):

- La columna trabaja en estado estacionario.
- No ocurre ningún tipo de reacción en el interior de la columna.
- Las fases de líquido y vapor son homogéneas en cada etapa.
- Las fases de líquido y vapor que abandonan cada etapa deben estar en equilibrio.
- Solamente existe transferencia de calor en el condensador y en la caldera, salvo que se especifique lo contrario en alguna otra en particular.

- El modelo no incluye efectos debidos a la parte interna de la columna (por ejemplo, la caída de presión, la inundación, etc.)

El proceso riguroso de diseño se dividirá en tres partes. En primer lugar, se calcularán las etapas de equilibrio existentes entre el condensador total y el plato de alimentación. A continuación, se calcularán las etapas restantes, existentes entre la caldera y el plato de alimentación. Finalmente, se comprobará la convergencia de las dos secciones de etapas previamente calculadas en el plato de alimentación. (1) (2)

3.6.1 Condensador-alimentación

Para la aplicación de las ecuaciones MESH y la determinación de etapas de equilibrio entre el condensador y la alimentación, se sigue un procedimiento de diseño ordenado, basado en las ecuaciones que describen el sistema. Este comienza teniendo en cuenta la temperatura de rocío calculada en la sección de cabezas (detallada en el apartado 3.3.2 de la parte B del presente Anexo) así como también los valores de cada una de las corrientes de la columna, calculadas mediante los balances de materia y energía a los que se refiere el apartado 3.1 de la parte B del presente Anexo.

3.6.1.1 Condensador

En primer lugar, se selecciona un condensador total para la sección de cabezas, es decir, del que todo el vapor sale en su forma condensada, como se puede observar en la Figura 2.

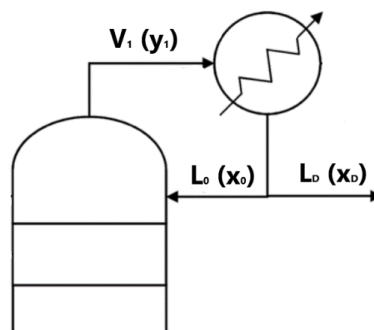


Figura 2: Condensador total de la columna T-303. Fuente: Adaptado de

Por este motivo se puede asumir, primeramente, que la fracción molar del vapor que sale de la columna será igual a la fracción molar del líquido condensado, tanto el que se devuelve al interior de la columna como el que se obtiene de esta como producto destilado. La expresión obtenida de esta consideración se muestra en la ecuación [22].

$$x_D = x_0 = y_1 \quad [22]$$

3.6.1.2 Etapa 1

Seguidamente, con los datos y consideraciones anteriores, se procede a calcular las corrientes de líquido y vapor que se involucran en cada una de las etapas, así como también sus respectivas fracciones molares.

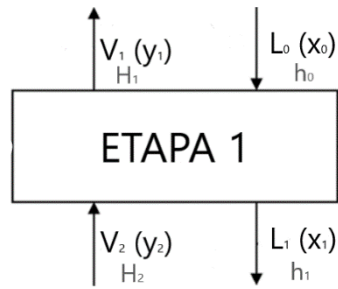


Figura 3: Primera etapa de equilibrio de la columna de destilación T-303. Fuente: Elaboración propia

Como puede observarse en la Figura 3, en cada etapa entran y salen dos corrientes de líquido y vapor. En el caso de la etapa 1, entran la corriente líquida L_0 y la corriente de vapor V_2 y salen la corriente líquida L_1 y la corriente de vapor V_1 . En dicha etapa, por lo tanto, podrán aplicarse las ecuaciones MESH de la siguiente manera:

El balance de materia puede calcularse de manera global en la etapa, así como también específicamente para cada componente, como se muestra en las ecuaciones [23] y [24] respectivamente.

$$L_0 + V_2 = L_1 + V_1 \quad [23]$$

$$L_0 \cdot x_0 + V_2 \cdot y_2 = L_1 \cdot x_1 + V_1 \cdot y_1 \quad [24]$$

En todas las etapas, como se ha asumido anteriormente, debe mantenerse el equilibrio entre fases, para lo cual se aplicará la relación de equilibrio mostrada en la ecuación [25].

$$y_i = K \cdot x_i \quad [25]$$

A partir de la relación de equilibrio puede calcularse la fracción molar del líquido de salida de la primera etapa (x_1). Una vez obtenida esta, reordenando la expresión del balance de materia mostrado en la ecuación [24] puede obtenerse la fracción molar del vapor que entra en la primera etapa de la columna (y_2), aplicando la ecuación [26].

$$y_2 = \frac{L_0}{V_1} \cdot (x_1 - x_0) + y_1 \quad [26]$$

Cabe destacar que esta expresión será empleada para cada una de las etapas entre el condensador y la sección de alimentación, por lo que, de modo más generalizado, la ecuación [26] puede presentarse como la ecuación [27].

$$y_{N+1} = \frac{L_{N-1}}{V_N} \cdot (x_N - x_{N-1}) + y_N \quad [27]$$

A continuación, será necesario determinar el caudal de vapor que entra en la primera etapa de la columna (V_2), así como el caudal de líquido que sale de esta (L_1). Para ello, será necesario aplicar el balance de energía en la etapa de equilibrio, que se muestra en la ecuación [28].

$$L_0 \cdot h_0 + V_2 \cdot H_2 = L_1 \cdot h_1 + V_1 \cdot H_1 \quad [28]$$

La determinación de las entalpías de cada una de las corrientes depende de la temperatura de operación. A su vez, debe escogerse una temperatura de operación a la cual, en cada etapa, la relación entre el caudal de líquido y vapor se mantenga constante (en el caso de la primera etapa de equilibrio, sería la relación entre L_1 y V_2). Por lo tanto, debe iterarse el valor de la temperatura hasta conseguir que la relación L_N/V_{N+1} de cada plato se mantenga constante.

Cada valor de temperatura provocará una variación en el valor de la constante de volatilidad de cada compuesto, siguiendo lo explicado en el apartado 3.2 de la parte B del presente Anexo.

Por otro lado, el calor específico a presión constante (C_p) de cada componente de la mezcla a tratar también variará con la temperatura, lo que supondrá, en definitiva, un cambio en la entalpía específica de cada una de las corrientes. Por este motivo, será necesario establecer una relación entre la temperatura de la etapa de equilibrio y la C_p de cada uno de los componentes de la mezcla, lo que será posible gracias a simuladores de procesos químicos como *ASPEN HYSYS*.

Una vez obtenido el valor de C_p para cada componente, se procederá a calcular cada una de las entalpías de las corrientes.

Para una corriente líquida de un componente puro, el valor de su entalpía específica se puede calcular según la ecuación [29].

$$h_i = C_{p,i} \cdot (T - T_{ref}) \quad [29]$$

Siendo:

- h_i la entalpía específica de la corriente líquida de componente puro i , en kJ/kmol.
- $C_{p,i}$ el calor específico a presión constante de un componente puro i , en kJ/kmol·°C.
- T la temperatura de cada etapa.
- T_{ref} la temperatura de referencia, la cual se considera 0°C.

Análogamente, para el cálculo de la entalpía específica de una mezcla de componentes cuyos valores de C_p son conocidos, se aplica la ecuación [30].

$$h = \sum x_i \cdot C_{p,i} \cdot (T - T_{ref}) \quad [30]$$

Siendo:

- h la entalpía específica de la corriente líquida, en kJ/kmol.
- x_i la fracción molar en fase líquida del componente i .

Por otro lado, para una corriente en fase vapor de componente puro, su entalpía específica se calcula mediante la ecuación [31].

$$H_i = h_i + \lambda_i \quad [31]$$

Siendo:

- H_i la entalpía específica de la corriente en fase vapor de componente puro i , en kJ/kmol.
- λ_i el calor latente de evaporación del componente i , en kJ/kmol.

Siguiendo el mismo sistema que anteriormente, para el cálculo de la entalpía específica de una mezcla en fase vapor se aplica la ecuación [32].

$$H = \sum y_i \cdot H_i \quad [32]$$

Siendo:

- H la entalpía específica de la mezcla en fase vapor, en kJ/kmol.
- y_i la fracción molar en fase vapor del componente i .

El proceso de seleccionar una temperatura para cada etapa, por lo tanto, sigue un patrón iterativo, en el que se persigue obtener una relación constante entre la corriente de líquido y de vapor. Este, consta de aplicar continuamente el algoritmo mostrado en la Figura 4.

A mayores, debe tenerse en cuenta que la temperatura tendrá cierta influencia en las constantes de volatilidad de los componentes, y que, por lo tanto, es posible que exista una pequeña variación de las fracciones molares ante las variaciones de dicho parámetro. Así a todo, se aplicará la prueba de convergencia que se muestra mostrado en la Figura 4.

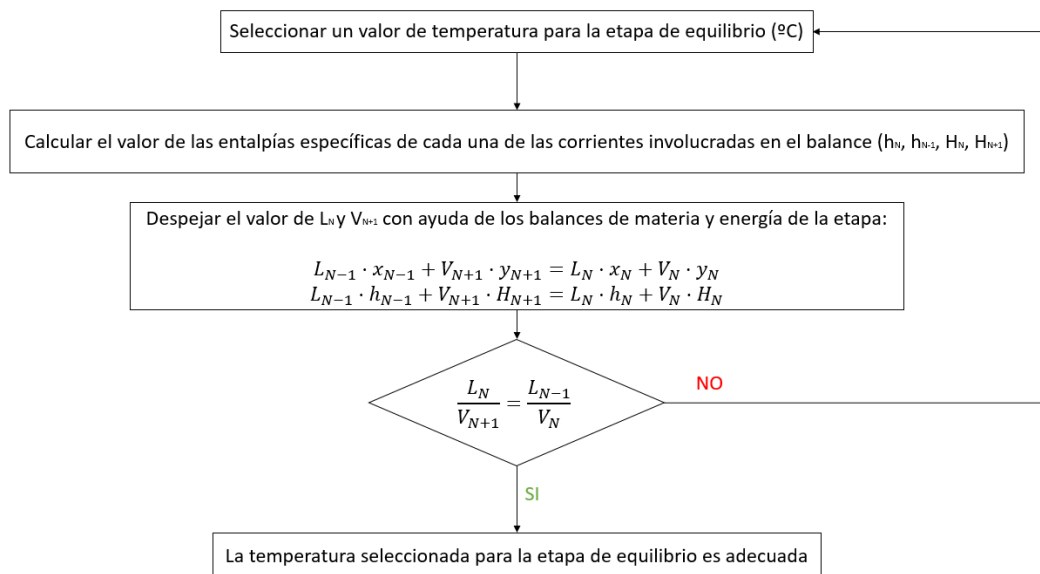


Figura 4: Algoritmo de determinación de la temperatura de una etapa de equilibrio (N). Fuente: Elaboración propia

Una vez seleccionada la temperatura de cada etapa y comprobada la convergencia en el sumatorio de las fracciones molares y en la relación $\frac{L_N}{V_{N+1}}$, puede pasarse el diseño del plato siguiente.

Este procedimiento se repetirá constantemente para cada etapa que se sitúe entre el condensador y la alimentación. Se ha ejemplificado con el caso de la primera etapa de equilibrio de la columna, pero el procedimiento a seguir para las etapas sucesivas se aplicará del mismo modo.

3.6.2 Caldera-alimentación

De un modo análogo, se lleva a cabo el procedimiento de cálculo de etapas de equilibrio entre la caldera y la alimentación de la columna de destilación. Para ello, se tiene en cuenta la temperatura de burbuja calculada en la sección de colas (el cálculo aparece detallado en el apartado 3.3.1 de la parte B del presente Anexo) además de los resultados obtenidos del balance de materia y energía la columna de destilación.

3.6.2.1 Caldera

En este caso, la caldera es parcial, lo que quiere decir que únicamente una parte del líquido que entra en este equipo se vaporiza. Dicha parte, coincide con el vapor que vuelve a introducirse en la columna, como puede observarse en la Figura 5. Por tratarse de una caldera parcial, esta se considerará como una etapa más de equilibrio, a la que se le denominará también etapa N+1.

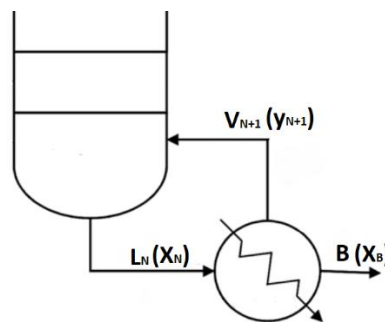


Figura 5: Caldera parcial de la columna de destilación T-303. Fuente:

Por lo tanto, a la hora de aplicar el balance de materia global, se obtiene la ecuación [33].

$$L_N = V_{N+1} + B \quad [33]$$

Por otro lado, al aplicar el balance de materia por componentes, se obtiene la ecuación [34].

$$L_N * x_N = V_{N+1} * y_{N+1} + B * x_B \quad [34]$$

A continuación, para calcular y_{N+1} deben tomarse una serie de consideraciones. El vapor que se recircula al interior de la columna debe estar en equilibrio con la corriente de producto de colas que sale de esta, debido a que ambas salen de la caldera parcial. Por este motivo, y para una más fácil comprensión, se renombra a la corriente de colas, de la manera que se muestra en la ecuación [35].

$$x_{N+1} = x_B \quad [35]$$

En consecuencia, para calcular el valor de la concentración de vapor en el reflujo a la columna (y_{N+1}), se aplicará la relación de equilibrio mostrada en la ecuación [36].

$$y_{N+1} = K \cdot x_{N+1} \quad [36]$$

Una vez obtenido el valor de y_{N+1} , puede reordenarse la ecuación [34] para calcular el valor de x_N , dando lugar a la ecuación [37].

$$x_N = \frac{V_{N+1}}{L_N} * y_{N+1} + \frac{B}{L_N} * x_B \quad [37]$$

Los caudales de L_N y V_{N+1} se calculan mediante los balances de materia de la corrientes de líquido y vapor que entran en la caldera, los cuales se muestran en las ecuaciones [38] y [39] respectivamente.

$$L_N = L_0 + F \cdot q \quad [38]$$

$$V_{N+1} = V_1 - F \cdot (1 - q) \quad [39]$$

Tabla 11: Valores de q dependiendo del tipo de alimentación. Fuente: (1)

TIPO DE ALIMENTACIÓN	q
Líquido subenfriado	$q > 1$
Líquido saturado	1
Mezcla binaria líquido+vapor	$1 > q > 0$
Vapor saturado	0
Vapor recalentado	$q < 0$

Al tratarse la alimentación de un líquido saturado, tal y como se muestra en la Tabla 11, el valor de q será igual a la unidad.

Por lo tanto, los caudales de líquido y vapor en la caldera pueden calcularse mediante las expresiones simplificadas de la ecuación [40] y [41] respectivamente.

$$L_N = L_0 + F \quad [40]$$

$$V_{N+1} = V_1 \quad [41]$$

3.6.2.2 Etapa N

Para la etapa N, el procedimiento a seguir será análogo al del cálculo de las etapas en la sección de enriquecimiento.

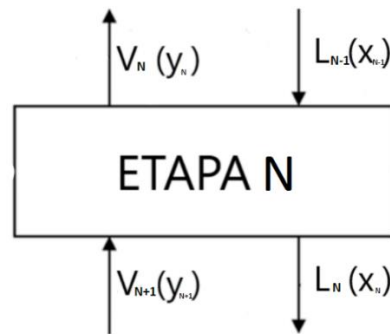


Figura 6: Etapa N de equilibrio de la columna de destilación T-303. Fuente: Elaboración propia

En primer lugar, es necesario plantear los balances de materia implicados en esta etapa. Pueden observarse gráficamente en la Figura 6, y se reflejan analíticamente en las ecuaciones [42] y [43], siendo los balances de materia global y por componente, respectivamente.

$$L_{N-1} + V_{N+1} = L_N + V_N \quad [42]$$

$$L_{N-1} \cdot x_{N-1} + V_{N+1} \cdot y_{N+1} = L_N \cdot x_N + V_N \cdot y_N \quad [43]$$

Conociendo el valor de x_N , puede obtenerse mediante una relación de equilibrio similar a la de la ecuación [36] el valor de y_N .

A continuación, reordenando el balance de materia de la ecuación [43], se obtiene la expresión [44], mediante la cual podrá calcularse el valor de x_{N-1} .

$$x_{N-1} = \frac{L_N}{L_{N-1}} \cdot x_N + \frac{V_N}{L_{N-1}} \cdot y_N - \frac{V_{N+1}}{L_{N-1}} \cdot y_{N+1} \quad [44]$$

A modo de simplificación, se toman una serie de consideraciones, consistentes en que tanto la corriente de líquido como la de vapor se mantiene constante, tal y como se muestran en las ecuaciones [45] y [46] respectivamente.

$$L_{N-1} = L_N \quad [45]$$

$$V_{N+1} = V_N \quad [46]$$

Por lo tanto, teniendo en cuenta estas consideraciones, la ecuación [44] puede simplificarse tal y como se muestra en la ecuación [47].

$$x_{N-1} = \frac{V_{N+1}}{L_N} \cdot (y_N - y_{N+1}) + x_N \quad [47]$$

A continuación, para el cálculo de las corrientes de líquido y vapor que entran y salen respectivamente de la etapa N, se aplicarán los balances de energía a esta etapa. De esta manera, se obtiene la ecuación [48].

$$L_{N-1} \cdot h_{N-1} + V_{N+1} \cdot H_{N+1} = L_N \cdot h_N + V_N \cdot H_N \quad [48]$$

Reordenando esta ecuación, se obtiene el valor de L_{N-1} , tal y como se puede observar en la ecuación [49].

$$L_{N-1} = \frac{L_N \cdot h_N + V_N \cdot H_N - V_{N+1} \cdot H_{N+1}}{h_{N-1}} \quad [49]$$

Sustituyendo también en la ecuación [49] el balance de materia global al plato N, tal y como se muestra en la ecuación [42], puede el valor de L_{N-1} y, posteriormente, el de V_N , quedando así las especificaciones del plato N totalmente definidas.

Cabe destacar que los valores de las entalpías en fase líquida y gaseosa se calculan mediante el mismo procedimiento que en la sección de enriquecimiento. De esta manera, la entalpía específica de una mezcla líquida se obtiene mediante la aplicación de la ecuación [30], y, de manera análoga la entalpía específica de una mezcla en fase vapor mediante la aplicación de la ecuación [32].

Para el cálculo de la entalpía, de nuevo, la correcta selección de una temperatura de operación en la etapa juega un papel importante, ya que esta debe tener un valor que garantice que la relación entre el vapor de salida del plato y el líquido de entrada al mismo se mantenga constante, en este caso, la relación $\frac{V_N}{L_{N+1}}$.

Por ello, se lleva a cabo un proceso iterativo análogo al de la Figura 4, pero en el que la condición es que la relación de $\frac{V_{N+1}}{L_N}$ se mantenga constante. De esta manera, se podrá obtener el valor óptimo de temperatura para cada una de las etapas de equilibrio.

Este procedimiento se repetirá constantemente para cada etapa que se sitúe entre la caldera y la alimentación. Se ha ejemplificado con el caso de la última etapa de equilibrio dentro de la columna (etapa N), pero el procedimiento a seguir para las etapas sucesivas se aplicará del mismo modo.

3.6.3 Resultados obtenidos del diseño riguroso etapa a etapa

Tras llevar a cabo el diseño riguroso etapa a etapa, se ha concluido que serán necesarias 16 etapas teóricas para conseguir la separación requerida.

En la Tabla 12 se muestran los resultados obtenidos del caudal de vapor etapa a etapa y el perfil de fracciones molares de la corriente en fase vapor se muestra en la Figura 7.

Tabla 12: Resultados del caudal de vapor etapa a etapa.

N	T (°C)	V _{N+1} (kmol/h)	Y _{ACET}	Y _{BZAL}	Y _{BZOL}	Y _{AB}
0	178,91	207,93	$2,782 \cdot 10^{-4}$	0,990	$9,660 \cdot 10^{-3}$	0,000
1	179,62	207,58	$9,353 \cdot 10^{-5}$	0,981	0,019	0,000
2	180,34	207,13	$6,371 \cdot 10^{-5}$	0,965	0,035	0,000
3	181,50	206,40	$5,880 \cdot 10^{-5}$	0,938	0,062	0,000
4	183,21	205,29	$5,779 \cdot 10^{-5}$	0,895	0,105	0,000
5	185,46	203,74	$5,730 \cdot 10^{-5}$	0,834	0,166	0,000
6	188,07	201,83	$5,824 \cdot 10^{-5}$	0,755	0,245	0,000
7	197,56	203,45	0,000	0,590	0,376	0,033
8	200,99	203,85	0,000	0,451	0,508	0,041
9	203,88	204,19	0,000	0,317	0,636	0,046
10	206,05	204,45	0,000	0,209	0,740	0,051
11	207,75	204,65	0,000	0,131	0,813	0,055
12	209,10	204,81	0,000	0,079	0,857	0,063
13	211,11	205,05	0,000	0,046	0,870	0,083
14	215,43	205,57	0,000	0,026	0,832	0,141
15	223,85	206,59	0,000	0,013	0,702	0,285
16	234,75	207,93	0,000	0,005	0,459	0,535

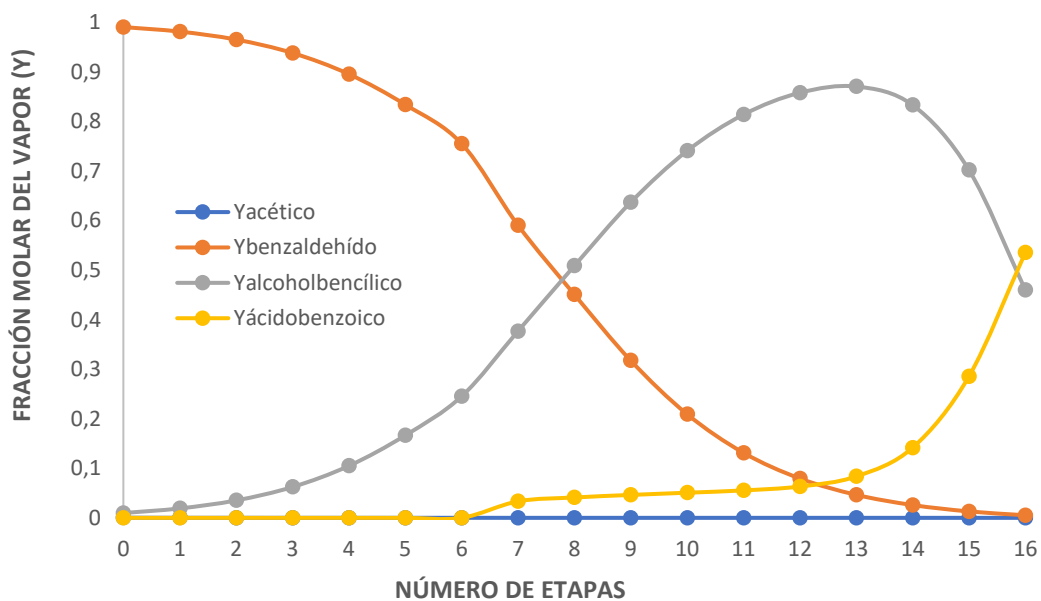


Figura 7: Perfil de fracciones molares de la corriente en fase vapor.

Asimismo, en la Tabla 13 se muestran los resultados obtenidos del caudal de líquido etapa a etapa y en la Figura 8 el perfil de fracciones molares de la corriente líquida.

Tabla 13: Resultados del caudal de líquido etapa a etapa.

N	T (°C)	L _N (kmol/h)	X _{ACET}	X _{BZAL}	X _{BZOL}	X _{AB}
0	178,91	171,45	$2,782 \cdot 10^{-4}$	0,990	$9,660 \cdot 10^{-3}$	0,000
1	179,62	171,10	$5,424 \cdot 10^{-5}$	0,979	$2,097 \cdot 10^{-2}$	0,000
2	180,34	170,65	$1,807 \cdot 10^{-5}$	0,959	$4,055 \cdot 10^{-2}$	0,000
3	181,50	169,92	$1,211 \cdot 10^{-5}$	0,927	$7,334 \cdot 10^{-2}$	0,000
4	183,21	168,81	$1,088 \cdot 10^{-5}$	0,875	$1,251 \cdot 10^{-1}$	0,000
5	185,46	167,26	$1,029 \cdot 10^{-5}$	0,800	$1,997 \cdot 10^{-1}$	0,000
6	188,07	165,35	$9,700 \cdot 10^{-6}$	0,705	$2,951 \cdot 10^{-1}$	0,000
7	197,56	245,04	0,000	0,492	0,347	0,162
8	200,99	245,44	0,000	0,375	0,459	0,166
9	203,88	245,78	0,000	0,264	0,565	0,171
10	206,05	246,04	0,000	0,174	0,652	0,174
11	207,75	246,24	0,000	0,109	0,712	0,178
12	209,10	246,40	0,000	$6,628 \cdot 10^{-2}$	0,749	0,185
13	211,11	246,64	0,000	$3,889 \cdot 10^{-2}$	0,759	0,202
14	215,43	247,16	0,000	$2,175 \cdot 10^{-2}$	0,728	0,250
15	223,85	248,18	0,000	$1,102 \cdot 10^{-2}$	0,619	0,370
16	234,75	249,52	0,000	$4,625 \cdot 10^{-3}$	0,417	0,578

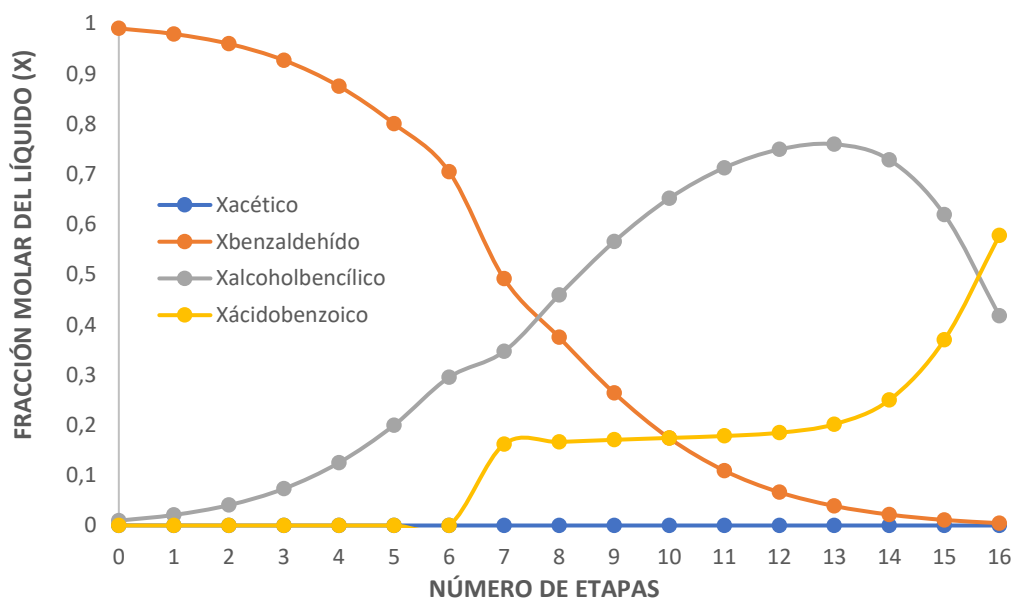


Figura 8: Perfil de fracciones molares de la corriente en fase líquida.

Además, en la Figura 9 puede observarse el perfil de temperaturas a lo largo de la T-303.

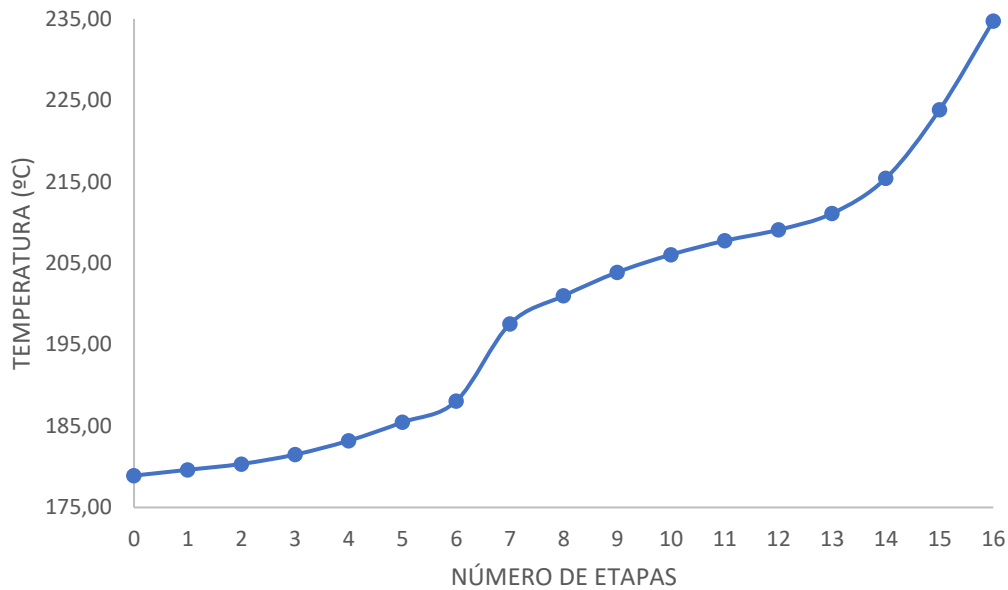


Figura 9: Perfil de temperaturas en la columna de destilación T-303.

3.6.4 Convergencia en la etapa de alimentación

Por último, falta concretar en qué etapa de equilibrio se introduce el flujo de alimentación. Para dicha selección, se han tenido en cuenta las siguientes consideraciones:

1. El último plato de la sección de enriquecimiento debe tener una composición similar a la de alimentación. Para ello, se añaden platos en la sección de enriquecimiento hasta que se cumpla la desigualdad.

$$\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}}\right) \leq \left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}}\right)_{\text{alimentación}} \quad [50]$$

2. A continuación, se añaden platos en la sección de agotamiento hasta que en el primer plato de esta haya una composición de las corrientes prácticamente igual a la del último plato de la sección de enriquecimiento. Para ello, tienen que cumplirse dos requisitos:

- La temperatura de la corriente de alimentación debe de encontrarse dentro del rango entre la temperatura del último plato de la sección de enriquecimiento y el primero de la sección de agotamiento.
- Los valores de los caudales y concentraciones de cada una de las corrientes deben ser inmediatamente superiores o inferiores (según corresponda) con respecto de los del último plato de la sección de enriquecimiento.

3. Una vez seleccionado el plato, debe aplicarse el balance de materia al mismo y comprobar que el cierre sea correcto. Por ejemplo, si la alimentación entra al plato J, el balance de energía estará formado por una serie de corrientes que se esquematizan en la Figura 10.

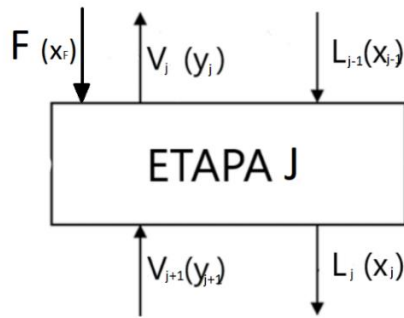


Figura 10: Etapa J, en la que se introduce el caudal de alimentación. Fuente: Elaboración propia.

Por lo tanto, el balance global y de componentes que deben cerrar para que se cumpla la convergencia de la región de alimentación se reflejan en las ecuaciones [51] y [52].

$$L_{j-1} + V_{j+1} + F = L_j + V_j \quad [51]$$

$$L_{j-1} \cdot x_{j-1} + V_{j+1} \cdot y_{j+1} + F \cdot x_F = L_j \cdot x_j + V_j \cdot y_j \quad [52]$$

De esta forma, y dado que el caudal de alimentación entra en la séptima etapa de equilibrio, se procederá al cálculo del cierre del balance aplicando las ecuaciones [53] y [54].

$$L_6 + V_8 + F = L_7 + V_7 \quad [53]$$

$$L_6 \cdot x_6 + V_8 \cdot y_8 + F \cdot x_F = L_7 \cdot x_7 + V_7 \cdot y_7 \quad [54]$$

En la Tabla 14 puede observarse el detalle de las corrientes de entrada y salida a la séptima etapa de equilibrio de la columna de destilación T-303, la cual se corresponde con la etapa de alimentación.

Tabla 14: Caudales de entrada y salida a la etapa de alimentación.

	F	L_6	L_7	V_7	V_8
TOTAL (kmol·h⁻¹)	78,07	165,35	245,04	201,83	203,45
ÁCIDO ACÉTICO (kmol·h⁻¹)	0,010	0,002	0,000	0,012	0,000
BENZALDEHÍDO (kmol·h⁻¹)	36,18	116,55	120,44	152,36	120,07
ALCOHOL BENCÍLICO (kmol·h⁻¹)	8,98	48,80	84,94	49,46	76,61
ÁCIDO BENZOICO (kmol·h⁻¹)	32,90	0,00	39,66	0,00	6,76

Análogamente, en la Tabla 15 puede observarse el cierre del balance de materia en la etapa de alimentación, lo que indica que la localización de la introducción del caudal de entrada es favorable.

Tabla 15: Cierre del balance de materia en la etapa de alimentación.

	ENTRADAS	SALIDAS	CIERRE
TOTAL (kmol·h⁻¹)	446,87	446,87	0,00
ÁCIDO ACÉTICO (kmol·h⁻¹)	0,012	0,012	0,00
BENZALDEHÍDO (kmol·h⁻¹)	272,80	272,80	0,00
ALCOHOL BENCÍLICO (kmol·h⁻¹)	134,40	134,40	0,00
ÁCIDO BENZOICO (kmol·h⁻¹)	39,66	39,66	0,00

Si no se alcanzase la convergencia en el plato de alimentación, mediante un proceso iterativo se cambiarán las composiciones de las salidas de cabezas y colas hasta que las ecuaciones [53] y [54] converjan, y, por lo tanto, cierre el balance de materia.

4. Diseño hidráulico de la columna de destilación T-303

El siguiente paso para el diseño de la columna de destilación es el diseño de su interior, es decir, el tamaño de sus platos, el diámetro de la columna, el tipo de platos y el espaciado entre ellos, la presencia o no de deflectores, etc. Todo este procedimiento se consigue gracias al diseño hidráulico de la columna de destilación.

Para la realización del diseño hidráulico, se tendrán en cuenta una serie de datos obtenidos del diseño termodinámico.

En el diseño hidráulico de la columna, deben garantizarse las prestaciones necesarias de un plato de contacto. Estas son (2):

- Debe proveer al sistema de un buen contacto entre líquido y vapor.
- Debe retener el líquido un tiempo suficiente para favorecer la transferencia de materia.
- Debe tener la suficiente área y espaciado para mantener parámetros como la inundación o la caída de presión dentro de sus límites aceptables.
- Debe tener suficiente área en la bajante para permitir al líquido fluir libremente de un plato a otro.

Como se ha mencionado anteriormente, se ha seleccionado el contacto en la columna de destilación mediante platos perforados. El método correcto para el diseño de platos es un método de prueba y error, en el que se sigue una serie de pasos ordenados y se toman una serie de consideraciones estandarizadas. Dicho método es explicado en detalle por Sinnott et. al. (2) y consta de una serie de cálculos que se explicarán a continuación.

Inicialmente, se partirá de los datos recogidos en la Tabla 16 para llevar a cabo el diseño hidráulico de la columna de destilación.

Tabla 16: Datos relevantes para el diseño hidráulico de la columna de destilación T-303.

	ALIMENTACIÓN	CABEZAS	COLAS
CAUDAL MÁSSICO DE LÍQUIDO ($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	8829,72	18199,91	29705,91
CAUDAL MOLAR DE LÍQUIDO ($\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$)	78,07	171,45	249,52
PESO MOLECULAR DE LÍQUIDO ($\text{kg}\cdot\text{kmol}^{-1}$)	113,10	106,15	119,05
DENSIDAD DEL LÍQUIDO ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)	-	22041,04	23954,03
VISCOSIDAD DEL LÍQUIDO ($\text{kg}\cdot(\text{m}\cdot\text{s})^{-1}$)	-	207,93	207,93
CAUDAL MÁSSICO DE VAPOR ($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	-	106,00	115,20
CAUDAL MOLAR DE VAPOR ($\text{kmol}\cdot\text{h}^{-1}$)	895,00	895,60	873,30
PESO MOLECULAR DE VAPOR ($\text{kg}\cdot\text{kmol}^{-1}$)	2,79	2,86	2,81
DENSIDAD DEL VAPOR ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)	0,00	0,00	0,00
VISCOSIDAD DEL VAPOR ($\text{kg}\cdot(\text{m}\cdot\text{s})^{-1}$)	0,00	0,00	0,00
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	196,80	178,91	234,75
Presión (kPa)	101,33	101,33	101,33

4.1 Eficiencia del plato

En el diseño termodinámico se ha calculado el número de platos teóricos necesarios para obtener la separación deseada. En la realidad, no se trabaja con platos teóricos, sino con platos reales. La manera de relacionar el número de platos teóricos con el número de platos que serían necesarios en la realidad se consigue gracias al término de la eficiencia del plato, la cual se define analíticamente en la ecuación [55].

$$E_0 = \frac{\text{número de platos teóricos}}{\text{número de platos reales}} \quad [55]$$

Existen numerosas correlaciones para la estimación del valor de eficiencia del plato. Particularmente, se empleará la correlación de O'Connell. Esta, se relaciona con la volatilidad relativa intermedia del componente clave ligero en la columna, y con la viscosidad de la alimentación a la temperatura promedio de la columna. La correlación está basada en datos obtenidos de sistemas de hidrocarburos, y no tiene en cuenta los parámetros de diseño del plato para su aplicación, lo que hace que esta solo dependa de dos variables físicas. De esta manera, la correlación de O'Connell se calcula tal y como se muestra en la ecuación [56].

$$E_0 = 51 - 32,5 \cdot \log(\mu_F \cdot \bar{\alpha}_{LK}) \quad [56]$$

Siendo:

- E_0 la eficiencia del plato en tanto por ciento.

- μ_F la viscosidad intermedia de la corriente de alimentación, calculada a la temperatura promedio de la columna, en kg/(m·s).
- $\overline{\alpha_{LK}}$ la volatilidad relativa intermedia del Light Key con respecto a la del Heavy Key.

Una vez calculado el valor de la eficiencia del plato, se procederá a calcular el número de platos reales, despejándolos de la ecuación [55], obteniendo así la ecuación [57].

$$N_{real} = \frac{N_{teórico}}{E_0} \quad [57]$$

Los resultados obtenidos del cálculo de la eficiencia del plato se muestran en la Tabla 17.

Tabla 17: Valores de eficiencia del plato obtenidos de la correlación de O'Connell.

Temperatura promedio (°C)	206,83
$\overline{\alpha_{LK}}$	1,86
Viscosidad a T^a promedio (kg/m·s)	0,117
E₀ (%)	72,53

Por lo tanto, el número real de platos necesarios, el cual se ha obtenido aplicando la ecuación [57], teniendo en cuenta que del diseño termodinámico se han obtenido 16 platos teóricos es de **22 platos reales**.

4.2 Estimación del diámetro de la columna

Para la estimación del diámetro de la columna, inicialmente se calcula, para cada una de las secciones de esta (enriquecimiento y agotamiento) la velocidad de inundación del vapor. Esto se debe a que la condición de inundación establece el límite superior de la velocidad de inundación de la columna. Por ello, para alcanzar un valor elevado en la eficiencia del plato, la velocidad real del vapor debe oscilar entre el 70% y el 90% de la velocidad de inundación. Particularmente, se seleccionará un valor entre el 80% y el 85% de la velocidad de inundación como estimación inicial.

Para estimar la velocidad de inundación, se empleará la ecuación [58].

$$u_f = K_1 \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad [58]$$

Siendo:

- u_f el valor de la velocidad de inundación del vapor, en m/s.
- K_1 una constante obtenida de la Figura 11.
- ρ_L la densidad de la corriente máxima de líquido en determinada sección de la columna, en kg/m³.

- ρ_V la densidad de la corriente máxima de vapor en determinada sección de la columna, en kg/m^3 .

Para trabajar con la Figura 11, deberá estimarse inicialmente un valor para el espaciado entre platos (l_t). Este, según bibliografía (2), puede considerarse entre 0,3 y 0,6 metros para columnas con diámetros superiores a 1 metro, y entre 0,15 y 0,3 metros para columnas de destilación con diámetros inferiores a 1 metro. Un buen valor para una estimación inicial es de 0,5 metros.

Por otro lado, será también necesario calcular el factor de flujo de líquido-vapor, el cual se obtiene para cada una de las secciones de la columna mediante la ecuación [59].

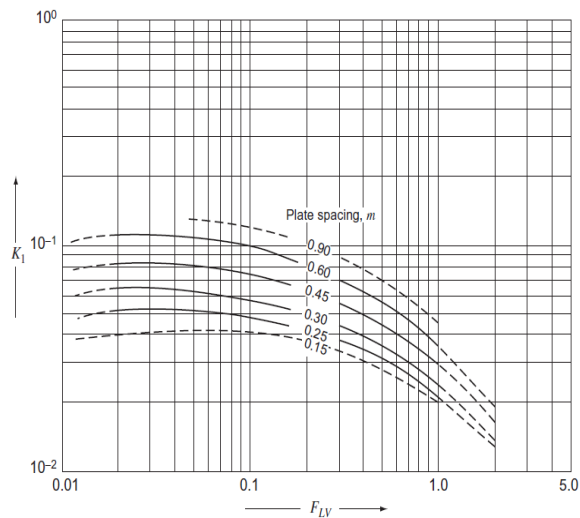


Figura 11: Gráfico para la determinación del parámetro K_1 . Fuente: (2)

$$F_{LV} = \frac{L_{Wmax}}{V_{Wmax}} \cdot \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad [59]$$

Siendo:

- L_{Wmax} el caudal másico máximo en fase líquida en determinada sección de la columna, en kg/s .
- V_{Wmax} el caudal másico máximo en fase vapor en determinada sección de la columna, en kg/s .

Así a todo, existen ciertas restricciones para el uso de la Figura 11.

1. El tamaño de la perforación debe ser menor de 6,5 milímetros. El arrastre será superior con perforaciones de mayor tamaño.
2. La altura del rebosadero debe ser menor al 15% del espaciado entre los platos.
3. No deben formarse espumas en el sistema.
4. La relación del área activa de la perforación debe ser mayor que 0,10. Para otros valores debe corregirse el valor de K_1 multiplicándolo por un factor determinado como los mostrados en la Tabla 18.

Tabla 18: Valores del factor de corrección de K_1 según el área activa de la perforación. Fuente: Adaptado de (2)

Área activa de la perforación	Factor de corrección de K_1
0,10	1,0
0,08	0,9
0,06	0,8

5. La tensión superficial (σ) del líquido debe ser de 0,2 N/m. Para un valor de tensión superficial distinto, debe multiplicarse el valor de K_1 por un factor de corrección equivalente a $\left(\frac{\sigma}{0,02}\right)^{0,2}$. De esta manera, para un valor de la tensión superficial diferente a 0,2, la ecuación de la velocidad de inundación quedaría tal y como se muestra en la ecuación [60].

$$u_f = K_1 * \left(\frac{\sigma}{0,020}\right)^2 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad [60]$$

Tal y como se ha mencionado anteriormente, el cálculo de la velocidad neta del vapor debe realizarse partir del porcentaje de inundación y la velocidad de inundación, tal y como se muestra en la ecuación [61].

$$\%inundación = \frac{u_n}{u_f} \quad [61]$$

Siendo:

- u_n la velocidad neta del vapor, en m/s.
- $\%inundación$ el porcentaje de inundación seleccionado, que relaciona la velocidad neta con la velocidad de inundación. Normalmente varía entre un 70 y un 90%.

Una vez obtenida la velocidad neta del vapor, puede obtenerse la sección de la columna necesaria, mediante la ecuación [62].

$$A_n = \frac{Q_{Vmax}}{u_n} \quad [62]$$

Siendo:

- A_n el área neta de la sección de la columna, en m^2 .
- Q_{Vmax} el caudal volumétrico máximo de vapor que pasa por cada una de las secciones de la columna en m^3/s , el cual se calcula a su vez mediante la ecuación [63].

$$Q_{Vmax} = \frac{V_{Wmax}}{\rho_V} \quad [63]$$

A continuación, al área neta se le suma también el porcentaje del área de la bajante. Para ello, se estima inicialmente un valor del 12% del área neta para el área de la bajante. De esta forma, el área total de la sección de la columna (A_c) se calcula mediante la ecuación [64].

$$A_c = \frac{A_n}{1 - \% \text{área bajante}} \quad [64]$$

Despejando la ecuación del área seccional de la columna, puede obtenerse el valor de su diámetro interno (D_c), tal y como se muestra en la ecuación [65].

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}} \quad [65]$$

Cabe mencionar de nuevo, que este procedimiento se seguirá para cada una de las secciones de la columna (enriquecimiento y agotamiento). Por ello, es muy probable obtener dos valores diferentes del diámetro. Si la diferencia entre ambos valores es menor al 20%, se toma el valor mayor. De lo contrario, si la diferencia excede el 20%, se deberán reconsiderar las estimaciones realizadas y repetir el proceso.

Para llevar a cabo estos cálculos, inicialmente se han tomado una serie de consideraciones, recogidas en la Tabla 19.

Tabla 19: Consideraciones tomadas para la estimación de diámetro de la columna

% ÁREA BAJANTE (%)	80
% INUNDACIÓN (%)	12
l_t (m)	0,5

Los resultados obtenidos de la estimación del diámetro de la columna, aplicando las ecuaciones anteriormente presentadas se muestran en la Tabla 20.

Tabla 20: Estimación del diámetro de la columna

	CABEZAS	COLAS
F_{LV}	$4,7 \cdot 10^{-2}$	$7,0 \cdot 10^{-2}$
K_1	$8,0 \cdot 10^{-2}$	$7,8 \cdot 10^{-2}$
u_f (m/s)	1,458	1,305
σ (N/m)	$2,3 \cdot 10^{-2}$	$1,5 \cdot 10^{-2}$
u_n (m/s)	1,17	1,04
Q_{vmax} (m³/s)	2,14	2,37
A_n (m²)	1,83	2,27
A_c (m²)	2,08	2,58
D_c (m)	1,63	1,81

La diferencia entre los diámetros de la columna obtenidos en cabeza y en colas es inferior al 20%, por ello, se escoge el valor mayor de ambos, seleccionando por lo tanto un **diámetro de columna de 1,81 metros**.

4.3 Caracterización del flujo de la corriente líquida

Para caracterizar el flujo de la corriente líquida, inicialmente debe calcularse el caudal volumétrico máximo de líquido en cada una de las secciones, aplicando la ecuación [66].

$$Q_{Lmax} = \frac{L_{Wmax}}{\rho_L} \quad [66]$$

Siendo Q_{Lmax} el caudal volumétrico máximo de vapor que pasa por cada una de las secciones de la columna en m^3/s .

Una vez obtenido el valor de Q_{Lmax} , teniendo en cuenta el valor obtenido para el diámetro de la columna (D_c), se obtiene el patrón de flujo correspondiente en la Figura 12.

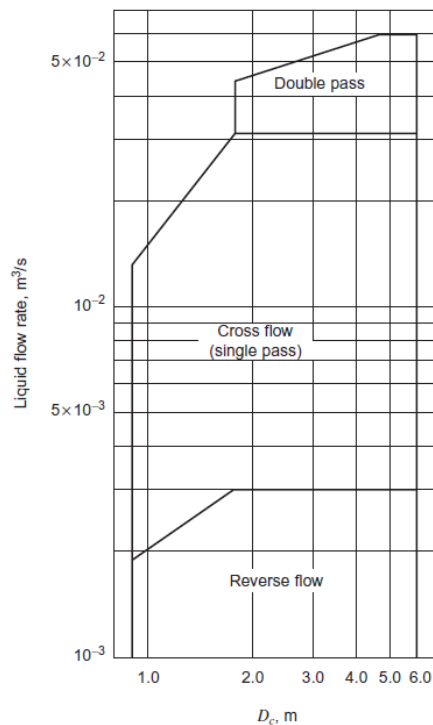


Figura 12: Gráfico de selección del patrón de flujo. Fuente: (2).

El caudal máximo de líquido en la columna es de $6 \cdot 10^{-3} m^3/s$ en la sección de enriquecimiento y de $9 \cdot 10^{-3} m^3/s$ en la de agotamiento. Teniendo en cuenta el diámetro de la columna seleccionado y aplicando la Figura 12, se obtiene que la columna de destilación trabaja con **flujo cruzado de paso simple**.

El flujo cruzado es el tipo de flujo más común en las superficies de contacto empleadas en procesos de destilación y de absorción. En él, el líquido fluye a través del plato y el vapor entre la superficie del

plato. El líquido, consecuentemente, se transfiere de plato a plato a través de canales verticales conocidos como “bajantes”, aunque cierta cantidad de este se retiene en los platos.

Por su parte, el flujo cruzado de paso simple, tal y como se muestra en la Figura 12, se utiliza para un rango elevado de caudales de operación dada su sencillez, su economía y su alta eficacia

4.4 Diseño provisional del plato

Para el diseño provisional de los platos de la columna de destilación, deben tenerse en cuenta una serie de parámetros de acuerdo con su geometría.

4.4.1.1 Parámetros de diseño provisional

4.4.1.1.1 Área seccional de la columna (A_c)

Es el área seccional total de la columna de destilación, teniendo en cuenta el área de contacto y el área de la bajante.

4.4.1.1.2 Área de la bajante (A_b)

Es la parte del área seccional de la columna reservada al retorno de la bajante. Normalmente toma un valor del 12% del área seccional total de la columna.

4.4.1.1.3 Área neta (A_n)

Es la parte del área seccional de la columna disponible para la retirada de líquido y vapor. Normalmente, en platos de un solo paso, el área neta se calcula mediante la ecuación [67].

$$A_n = A_c - A_b \quad [67]$$

4.4.1.1.4 Área activa o de barboteo (A_a)

Se calcula mediante la ecuación [68].

$$A_a = A_c - 2 \cdot A_b \quad [68]$$

Es el área total de todas las perforaciones activas en el plato. Suele considerarse que equivale a un 10% del área activa. Valores superiores a este porcentaje pueden ocasionar problemas como el goteo o grandes caídas de presión.

4.4.1.1.5 Longitud del rebosadero (l_w)

La longitud del rebosadero determina en gran medida el área de la bajante. Esta, normalmente es considerada entre un 60% y un 85% del diámetro de la columna, siendo 77% una buena estimación inicial (debido a que se equipara a un área de la bajante del 12%, como previamente se ha considerado). La relación entre el área de la bajante y la longitud del rebosadero se muestra en la Figura 13.

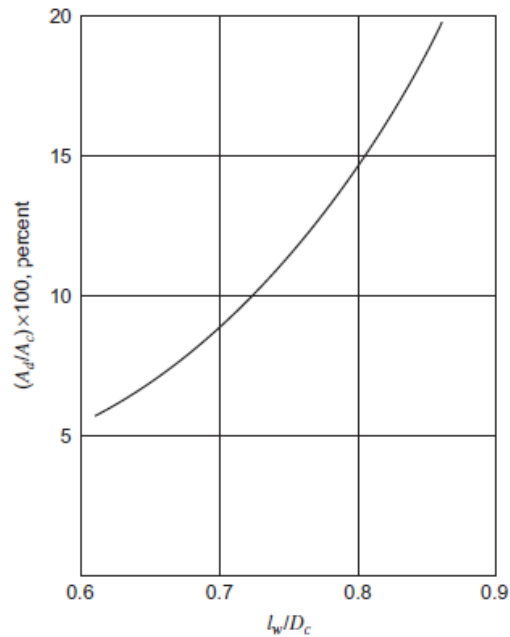


Figura 13: Relación entre la altura del rebosadero y el área de la bajante. Fuente: (2)

4.4.1.1.6 Altura del rebosadero (h_w)

La altura del rebosadero determina el volumen de líquido en el plato y es un factor importante en la determinación de la eficiencia del plato. Un valor elevado de la altura del rebosadero se traducirá en un incremento de la eficiencia del plato, a expensas de un valor más elevado en la caída de presión.

Para columnas que operan a una presión mayor a la atmosférica, las alturas del rebosadero varían normalmente entre 40 y 90 milímetros. De todas maneras, el valor recomendado oscila entre 40 y 50 milímetros. Sin embargo, en columnas que operan a vacío se emplean menores valores para reducir la caída de presión, recomendándose así valores entre 6 y 12 milímetros.

4.4.1.1.7 Diámetro de las perforaciones

El diámetro de las perforaciones puede variar desde 2,5 a 19 milímetros. No obstante, el tamaño preferido es de 5 milímetros. Las perforaciones de mayor tamaño se recomiendan en columnas destinadas a aplicaciones que impliquen ensuciamiento.

Las perforaciones pueden llevarse a cabo mediante procesos de taladrado o procesos de perforado simple. Estos últimos, resultan ser más económicos, pero el tamaño mínimo de la perforación depende del material utilizado. Así, para acero al carbono, el tamaño de las perforaciones puede llegar a ser aproximadamente igual al espesor del plato. Por otro lado, para el acero inoxidable, el tamaño mínimo de la perforación oscila en torno al doble del espesor de plato.

4.4.1.1.8 Espesor del plato

El espesor del plato variará en función del material utilizado. En el caso del acero al carbono, un valor común es de 5 milímetros, mientras que en el caso del acero inoxidable, un valor común es de 3 milímetros.

4.4.1.1.9 Pitch del orificio (lp)

El pitch del orificio es también conocido como la distancia entre los centros de las perforaciones. Su valor debe ser mayor que dos veces el diámetro de la perforación, siendo un rango normal de entre 2,5 y 4 veces el diámetro de la perforación. Dentro de este rango, el valor del Pitch se puede seleccionar para dar el número de orificios necesarios para la superficie de perforación especificada.

Existen dos patrones diferentes para el cálculo del pitch: cuadrado y triangular. Se prefiere el patrón triangular. El área total del agujero como fracción del área perforada se obtiene de la expresión [69] para un pitch de triángulo equilátero.

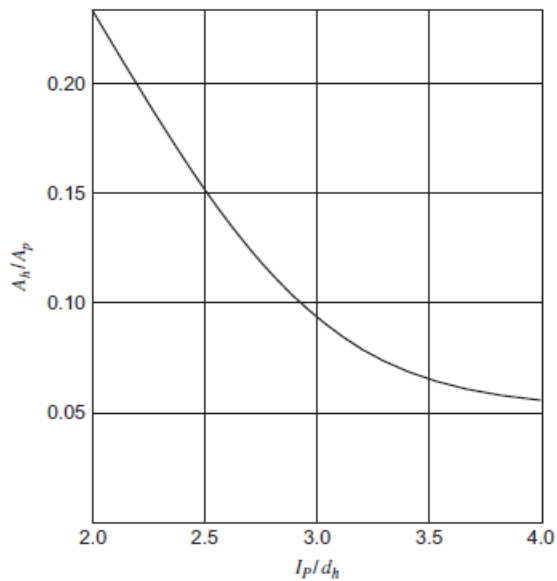


Figura 14: Correlación entre el área y el pitch de la perforación. Fuente: (2)

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,9 \cdot \left[\frac{d_h}{l_p} \right]^2 \quad [69]$$

Por otro lado, mediante la correlación mostrada en la Figura 14 puede también calcularse la relación entre el pitch y el diámetro de la perforación.

Teniendo en cuenta el procedimiento anteriormente mencionado, para el diseño provisional del plato se han tomado una serie de consideraciones, las cuales se recopilan en la Tabla 21.

Tabla 21: Consideraciones tomadas para el diseño provisional del plato

PORCENTAJE DE PERFORACIÓN (%)	8
RELACIÓN lw/Dc	0,77
hw (mm)	50,00
dh (mm)	5,00
pt (mm)	3,00

A partir de los cálculos realizados se obtienen los resultados relacionados con el diseño provisional del plato, recogidos en la Tabla 22.

Tabla 22: Parámetros del diseño provisional del plato

A_c (m ²)	2,58
A_n (m ²)	2,27
A_d (m ²)	0,31
A_a (m ²)	1,96
A_h (m ²)	0,15
l_w (m)	1,99

4.4.1.2 *Detalles del plato*

4.4.1.2.1 **Ángulo subentendido por el borde del plato**

La relación entre la altura de la cuerda del rebosadero, su longitud y el ángulo subentendido por el borde del plato (α) se muestra en la Figura 15.

Gracias a la relación entre la longitud del rebosadero y el diámetro de la columna supuesta en anteriormente, se podrá obtener un valor de ángulo (θ) y una relación entre la altura de la cuerda del rebosadero y el diámetro de la columna.

El ángulo subentendido por el borde del plato (α) termina de calcularse mediante la ecuación [70].

$$\alpha = (180 - \theta)^\circ \quad [70]$$

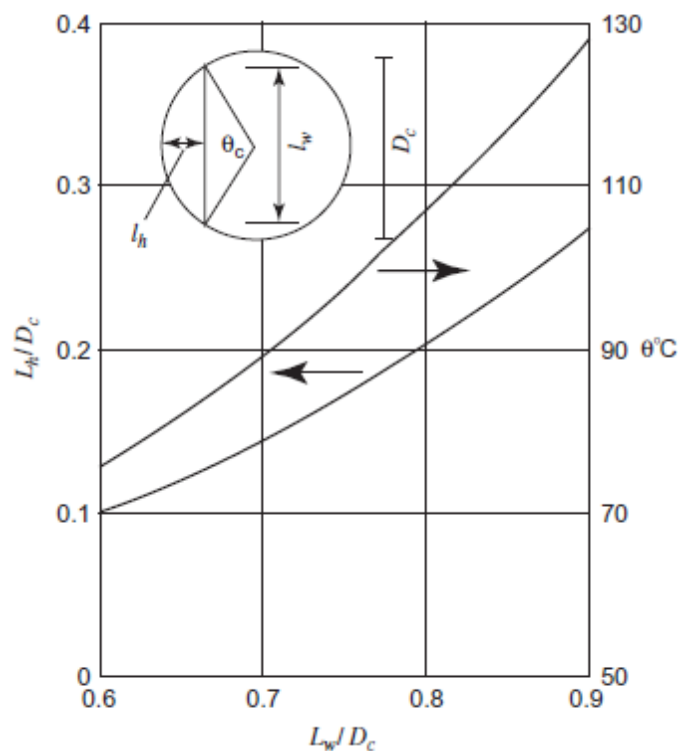


Figura 15: Correlación entre la longitud del rebosadero, la altura de la cuerda del rebosadero y el ángulo subentendido por el borde del plato. Fuente: (2)

4.4.1.2.2 Longitud promedio de la franja no perforada

La longitud promedio de la franja no perforada se calcula mediante la ecuación [71].

$$L = (D_c - e) \cdot \pi \cdot \frac{180 - \theta}{180} \quad [71]$$

Siendo:

- L la longitud promedio de la franja no perforada, en metros.
- e el ancho del anillo de sujeción, en metros. Se supone un ancho de 50 milímetros.

4.4.1.2.3 Área del anillo de sujeción

El área del anillo de sujeción (A_{as}), en metros cuadrados, se obtiene de la ecuación [72].

$$A_{as} = e \cdot L \quad [72]$$

4.4.1.2.4 Dimensiones de la zona de calma

La longitud de la zona de calma, en metros, se calcula mediante la ecuación [73].

$$L_{calma} = (D_c - e) \cdot \text{sen} \left(\frac{\theta}{2} \right) \quad [73]$$

Por otro lado, su área se calcula mediante la ecuación [74].

$$A_{calma} = 2 \cdot L_{calma} \cdot e \quad [74]$$

4.4.1.2.5 Área perforada (A_p)

Tiene en cuenta tanto el área de los agujeros activos, así como también el área ocupada por las zonas de calma, agujeros no activos, soportes y vigas.

Normalmente, el ancho de las zonas de calma suele ser de 75 milímetros en columnas de un diámetro menor a 1,5 metros y de 100 milímetros en las de un diámetro mayor a este. Por otro lado, el ancho del anillo del soporte del plato variará entre 50 y 75 milímetros, este último no debería extenderse en el área de la bajante. El valor del área sin perforar, por lo tanto, se calculará según la geometría del plato.

El área total de las perforaciones (A_p) se calcula mediante la ecuación [75].

$$A_p = A_a - A_{as} - A_{calma} \quad [75]$$

4.4.1.2.6 Número de orificios

El número de orificios se calcula mediante dividiendo el área de agujeros activos entre la superficie de cada uno de los agujeros, tal y como puede observarse en la ecuación [76].

$$N_{orificios} = \frac{A_h}{A_{orificio}} \quad [76]$$

Siendo:

- $A_{orificio}$ el área del orificio, en metros cuadrados calculada mediante la ecuación [77].

$$A_{orificio} = \frac{\pi \cdot d_h^2}{4} \quad [77]$$

Aplicando el método de cálculo mencionado, se han obtenido los valores recogidos en la Tabla 23.

Tabla 23: Detalles de plato.

θ (°)	87
A (°)	93
L (m)	2,93
e (m)	0,005
A_s (m ²)	$1,47 \cdot 10^{-2}$
L_{calma} (m)	1,24
A_{calma} (m ²)	0,012
A_p (m ²)	1,935
$A_{orificio}$ (m ²)	$1,96 \cdot 10^{-5}$
Norificios	7493

4.5 Velocidad de goteo

En apartados anteriores se ha determinado la velocidad de inundación, la cual establece el límite máximo de operación (velocidad que no se debe exceder). A continuación, se calculará el límite inferior de operación por medio de la velocidad de goteo. La velocidad del vapor en el punto de goteo es la mínima para una operación estable. De esta manera, el área de las perforaciones será elegida de manera que, a la mínima velocidad de operación, el vapor fluya a una velocidad mayor a la del punto de goteo.

De esta manera, la velocidad en el punto de goteo se calcula mediante la ecuación [78].

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,90 \cdot (25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{\frac{1}{2}}} \quad [78]$$

Siendo:

- u_h la velocidad mínima del vapor a través de los agujeros, en m/s.
- d_h el diámetro de la perforación, en mm.
- K_2 una constante dependiente de la profundidad del líquido suspendido en el plato, calculada mediante la Figura 16.

A su vez, será necesario calcular la altura del líquido sobre el rebosadero para el caudal mínimo de líquido (L_{Wmin}) que atraviese las perforaciones del plato. Dicho caudal mínimo se consigue multiplicando el caudal máximo por el porcentaje de turndown con el que trabaja la columna, el cual dependerá del tipo de plato seleccionado. Para un plato perforado, su valor típico será del 50%.

Aplicando la ecuación [79] se obtiene la altura de líquido sobre el rebosadero.

$$h_{ow} = 750 \cdot \left[\frac{L_{Wmin}}{\rho_L \cdot l_w} \right]^{\frac{2}{3}} \quad [79]$$

Siendo, a su vez:

- h_{ow} la altura del líquido sobre el rebosadero, en mm de líquido.

Por otro lado, una vez obtenido el valor de h_{ow} , debe calcularse la profundidad del líquido en el plato mediante la suma de los valores de h_w y h_{ow} . A continuación, empleando la Figura 16 se obtiene el valor de K_2 .

Una vez obtenida la velocidad de goteo para cada sección de la columna, deberá comprobarse que la velocidad mínima del vapor a través de las perforaciones del plato. Para ello, se aplica la ecuación [80] para cada una de las secciones de la columna.

$$u_{h,min} = \frac{Q_{V,min}}{A_h} \quad [80]$$

Para el correcto funcionamiento de la columna, la velocidad mínima del vapor a través de las perforaciones ha de ser necesariamente mayor que la velocidad de goteo.

Para llevar a cabo los cálculos, se ha supuesto un valor del porcentaje de turndown del 50%, debido a que se trabajará con platos perforados.

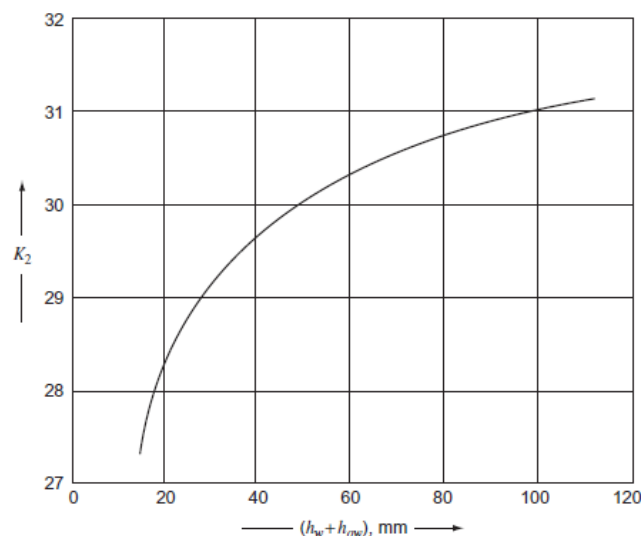


Figura 16: Correlación para la obtención de K_2 . Fuente: (2)

En este caso, puede comprobarse en la Tabla 24 que esto se cumple, por lo que el diseño del plato es favorable.

Tabla 24: Resultados obtenidos del cálculo de la velocidad de goteo.

	CABEZAS	COLAS
h_{ow} (mm)	23,68	33,38
$h_{ow}+h_w$ (mm)	73,68	83,38
K_2	30,50	30,90
u_h (velocidad de goteo) (m/s)	7,17	7,49
$u_{h,min}$ (vapor) (m/s)	7,27	8,06
$u_{h,max}$ (vapor) (m/s)	14,54	16,12

4.6 Comprobación de la caída de presión

La caída de presión en los platos es una consideración de diseño importantes. Existen dos fuentes principales de pérdida de presión: La provocada por el caudal de vapor que fluye a través de los orificios del plato, y la provocada por la carga estática del líquido en el plato.

Por ello, para estimar la caída de presión total en la columna se emplea un modelo basado en la suma de una serie de parámetros determinantes para su cálculo.

En primer lugar, debe tenerse en cuenta la profundidad del líquido en el plato. Como anteriormente se ha mencionado, esta se calcula mediante la suma de la altura del rebosadero y la altura del líquido sobre el mismo (es decir, sumando los valores de h_w y h_{ow} respectivamente).

Por otro lado, también será determinante el valor de caída de presión a través del plato seco (h_d). Esta, se calcula mediante la ecuación [81].

$$h_d = 51 \cdot \left[\frac{u_{h,max}}{C_0} \right]^2 \frac{\rho_V}{\rho_L} \quad [81]$$

Siendo:

- h_d la caída de presión a través del plato seco, en mm de líquido.
- $u_{h,max}$ la velocidad máxima del vapor a través de las perforaciones, en m/s. Esta se calcula, a su vez, mediante la ecuación [82].

$$u_{h,max} = \frac{Q_{V,max}}{A_h} \quad [82]$$

- C_0 el coeficiente de descarga en el orificio, el cual se obtiene mediante la correlación mostrada en la Figura 17. Como puede observarse, este depende de la relación entre el espesor del plato y el diámetro del orificio, así como también del porcentaje de área perforada.

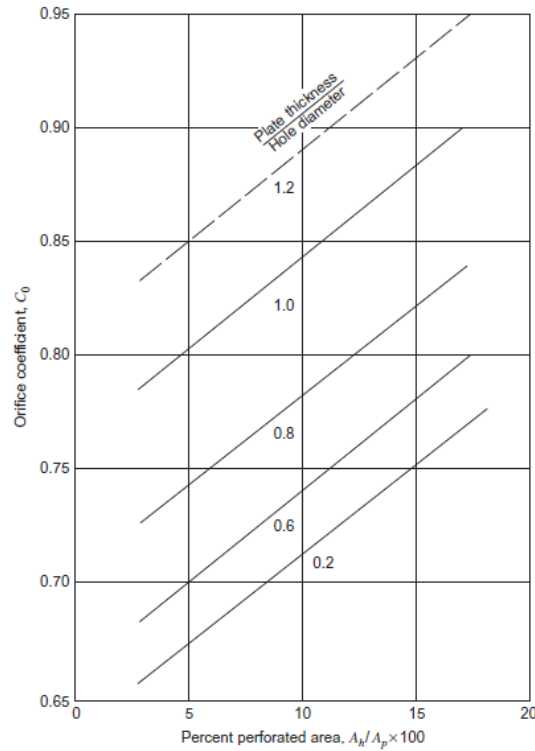


Figura 17: Correlación para la obtención del coeficiente de descarga del plato. Fuente: (2)

Por último, será necesario sumar una componente para tener en cuenta otras pérdidas de presión de menor magnitud. Esta es la carga residual del plato (h_r) en milímetros de líquido. Una de las múltiples maneras para estimarla es mediante la ecuación [83], propuesta por Hunt, Hanson y Wike.

$$h_r = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} \quad [83]$$

Mediante la suma de la carga residual, la caída de presión a través del plato seco y la profundidad del líquido en el plato puede obtenerse el valor de la caída de presión total del plato en milímetros de líquido, tal y como se muestra en la ecuación [84].

$$h_t = h_r + h_d + (h_{ow} + h_w) \quad [84]$$

El valor de la caída de presión en milímetros de líquido puede emplearse para calcular ΔP_{total} (en Pascales) mediante la ecuación [85].

$$\Delta P_{total} = 9,81 \cdot 10^{-3} \cdot h_t \cdot \rho_L \quad [85]$$

A su vez, el valor de la caída de presión por plato puede calcularse mediante la ecuación [86].

$$\Delta P_{plato} = \frac{\Delta P_{total}}{N_{real}} \quad [86]$$

Los resultados obtenidos son los que se muestran en la Tabla 25.

Tabla 25: Resultados obtenidos en la comprobación de la caída de presión

	CABEZAS	COLAS
h_d (mm)	14,54	16,12
h_r (mm)	48,82	60,35
h_{ow} (mm)	13,96	14,31
h_t (mm)	23,68	33,38
ΔP por plato (Pa)	54,34	61,38
ΔP (Pa)	1198,84	1354,00

Según las heurísticas, la caída de presión máxima por plato ronda los 0,7 kPa. En este caso se ha obtenido una caída de presión del orden de 0,05 kPa por plato.

En consecuencia, el valor de caída de presión obtenido es mucho menor que el máximo, por lo que el diseño puede considerarse como favorable. La caída de presión total entre la salida de cabezas y la salida de colas es de 939,84 Pa. Entre la corriente de entrada y la salida de cabezas hay una caída de presión de 326,04 Pa, y, en consecuencia, entre la corriente de entrada y la salida de colas hay una caída de presión de 613,8 Pa.

4.7 Comprobación del retorno de la bajante

El área de la bajante y el espaciado entre platos deben ser tales que garanticen que el nivel de líquido y espuma estén suficientemente por debajo de la salida del plato superior. La altura de líquido, a su vez, depende de la caída de presión en el plato y la resistencia al flujo en la bajante. Por este motivo, se comprueba el retorno de la bajante mediante la ecuación [87].

$$h_b = h_t + h_{dc} + (h_{ow} + h_w) \quad [87]$$

Siendo:

- h_b la altura del líquido y de la espuma en la bajante, en mm de líquido.
- h_{dc} la pérdida de carga en la bajante, en mm de líquido. Esta, a su vez se calcula mediante la ecuación [88].

$$h_{dc} = \left[\frac{L_{wb}}{\rho_L \cdot A_m} \right]^2 \quad [88]$$

Siendo, a su vez:

- L_{wb} el caudal másico de líquido en la bajante, en kg/s.
- A_m el área de mayor valor entre A_d y A_{ap} , en m². Donde A_{ap} es el área libre por debajo de la bajante y se calcula según la ecuación [89].

$$A_{ap} = h_{ap} \cdot l_w \quad [89]$$

Por otro lado, h_{ap} es la altura del borde inferior del salpicadero por encima del plato y se calcula mediante la ecuación [90].

$$h_{ap} = h_w - (5 - 10 \text{ mm.}) \quad [90]$$

El retorno de la bajante será favorable siempre y cuando se cumpla la desigualdad [91].

$$h_b < 0,5 \cdot (h_w + l_t) \quad [91]$$

Siendo l_t el espaciado entre platos supuesto en el apartado

Para la comprobación del retorno de la bajante, se calculan y obtienen los parámetros mostrados en la Tabla 26.

Tabla 26: Valores supuestos y calculados para la comprobación del retorno de la bajante.

h_{ap} (mm)	45
A_{ap} (m²)	$8,94 \cdot 10^{-2}$
A_m (m²)	0,31
$0,5 \cdot (l_t + h_w)$	275

Con ellos, los resultados obtenidos son los mostrados en la Tabla 27.

Tabla 27: Resultados obtenidos en el cálculo del retorno de la bajante.

	CABEZAS	COLAS
h_{dc} (mm)	$5,51 \cdot 10^{-2}$	$1,54 \cdot 10^{-1}$
h_b (mm)	210,18	241,58

Como puede observarse, tanto en la sección de enriquecimiento como en la de agotamiento se cumple que $h_b < 0,5 \cdot (l_t + h_w)$. Por lo tanto, se comprueba que **el retorno de la bajante es adecuado**.

4.8 Cálculo del tiempo de residencia

El tiempo de residencia en la bajante debe garantizar que el vapor se separe correctamente del líquido y así evitar que continúe descendiendo junto con este. Se recomienda que el tiempo de residencia sea de al menos 3 segundos. Este se calcula mediante la ecuación [93].

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_{dc} \cdot \rho_L}{L_W} \quad [92]$$

Siendo:

- t_r el tiempo de residencia en segundos.

- h_{bc} el retroceso ascendente del líquido suspendido. Se considera que $h_{bc} = h_b$.

El valor de tiempo de residencia obtenido en la sección de cabezas y colas se muestra en la Tabla 28.

Tabla 28: Valores obtenidos para el tiempo de residencia.

	CABEZAS	COLAS
t_r (s)	11,53	7,92

En ambos casos, el tiempo de residencia es mayor a 3 segundos, por lo que se considera favorable.

4.9 Comprobación del porcentaje de inundación

A modo de comprobación, se recalculará el valor de la velocidad neta del caudal máximo de vapor a través de la columna con los valores obtenidos en el dimensionamiento del plato. Para ello, se aplicará la ecuación [93] para calcular la velocidad neta máxima del vapor.

$$u_n = \frac{Q_{vmax}}{A_n} \quad [93]$$

A continuación, sustituyendo el nuevo valor obtenido en la ecuación [61], se comprueba que el porcentaje de inundación obtenido se encuentre en el rango aceptable, es decir, entre el 70 y el 90%.

Con el valor del área neta seleccionada para la columna de destilación T-303 y teniendo en cuenta el valor del caudal máximo de vapor, se comprueba que el porcentaje de inundación se mantiene dentro del rango adecuado. Considerando un área neta de 2,27 m², se obtienen los resultados de la Tabla 29.

Tabla 29: Resultados de la comprobación del porcentaje de inundación.

	CABEZAS	COLAS
Q_{max} vapor (m ³ /s)	2,14	2,37
u_n (m/s)	0,94	1,04
%INUNDACIÓN (%)	64,56	80,00

4.10 Comprobación del arrastre

Finalmente, con el valor obtenido para el porcentaje de inundación y teniendo también en cuenta el factor F_{LV} anteriormente calculado, debe obtenerse el arrastre por medio de la Figura 18. Para obtener un valor favorable, el arrastre debería ser menor de 0,1 unidades.

Por último, se comprobará el valor del arrastre teniendo en cuenta el factor F_{LV} y el nuevo porcentaje de inundación obtenido. Con ayuda de la Figura 18, se obtienen los valores de arrastre mostrados en la Tabla 30.

Tabla 30: Comprobación del arrastre.

	CABEZAS	COLAS
Arrastre (ψ)	0,025	0,040

Como puede observarse, en ambos casos se obtiene un valor de arrastre menor que 0,1, por lo que dicho parámetro puede considerarse como favorable.

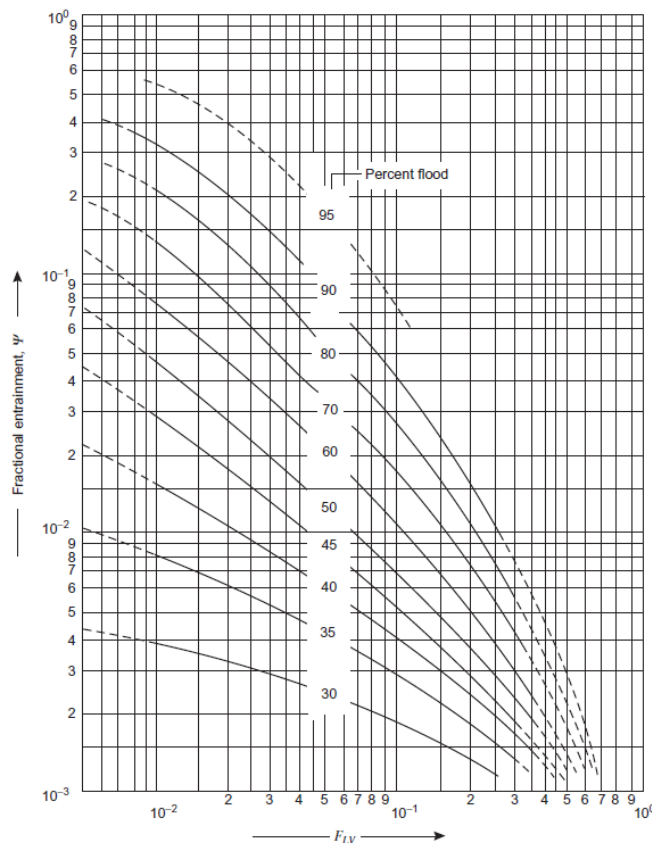


Figura 18: Correlación entre el porcentaje de inundación y el factor F_{LV} y el arrastre. Fuente:

Tras esta comprobación, y después de tener en cuenta que todos los valores se encuentran en el rango adecuado, se da por finalizado el diseño hidráulico de la columna de destilación T-303.

5. Diseño mecánico de la columna de destilación T-303

La mayoría de las columnas de destilación de la industria se consideran recipientes a presión a la hora de determinar sus características mecánicas. Para el diseño mecánico de cualquier recipiente a presión, se seguirá el método propuesto en el código de diseño ASME BPV. Teniendo en cuenta la función del equipo y las sustancias y servicios que se emplearán en él, podrá llevarse a cabo su diseño mecánico siguiendo los pasos detallados a continuación.

5.1 Selección de las condiciones de diseño

5.1.1 Presión

La presión máxima de diseño de un recipiente bajo presión será el mayor valor obtenido entre sumarle a la presión de operación el 10% de su valor, o sumarle, por otro lado 25 psig. La presión mínima será de -1 bar con respecto del vacío total. El valor seleccionado como presión máxima, posteriormente, se empleará en diferentes expresiones como P_t .

5.1.2 Temperatura

Por su parte, la temperatura máxima diseño se obtendrá tras sumar 50°F a la temperatura máxima de operación (coincidirá con la temperatura de la caldera), mientras que la temperatura mínima de diseño se obtendrá tras restar 25°F a la temperatura mínima de operación.

En la Tabla 31 pueden observarse las condiciones seleccionadas para el diseño del equipo.

Tabla 31: Condiciones máximas y mínimas de diseño.

	VALOR MÁXIMO	VALOR MÍNIMO
PRESIÓN (kPa)	273,69	-100,00
TEMPERATURA (°C)	261,66	165,00

5.2 Selección de material de construcción

El material de construcción debe seleccionarse mediante el método Ashby teniendo en cuenta una serie de consideraciones:

5.2.1 Función

Es importante tener claro para qué es necesario el equipo a diseñar. En el caso de una columna de destilación, como recipiente a presión, su función será mantener la presión entre los límites seguros de operación.

5.2.2 Restricciones

Es común que, a la hora de diseñar un equipo, existan ciertas limitaciones. En el caso de una columna de destilación, el diámetro ha sido previamente determinado en su diseño hidráulico. Por otro lado, existe también una limitación económica, es decir, se preferirá la selección de un material que cumpla con las características mecánicas del equipo y que a su vez pueda resultar lo más económico posible.

5.2.3 Objetivos

Los objetivos a tener en cuenta consisten en maximizar o minimizar determinada propiedad. En el caso de los recipientes a presión, el objetivo principal es maximizar su seguridad. Para ello, se podrán emplear los criterios de leak-before-break (verter antes de romper) en el caso de recipientes a presión de gran tamaño o yield-before-break (pandeo antes de romper) en el caso de los de pequeño tamaño.

5.2.4 Variables libres

Dentro de la selección del material de diseño, una variable de libertad podría ser el tipo de material utilizado, debido a que lo que más interesa es maximizar el índice de material correspondiente, por lo que la selección podría variar entre los diferentes materiales que cumplan este requisito.

Además, cada una de las variables que forman el índice de material pueden tomar cualquier valor que lo maximice, por lo que tampoco hay un valor estricto que deban tomar a la hora de seleccionar el material.

5.2.5 Procedimiento de diseño

En el procedimiento de diseño, se tomará, dado que se trata de un recipiente de gran tamaño, el criterio de leak-before-break. Para ello se empleará el método gráfico basado en los diagramas de Ashby que permitirá determinar el material óptimo para la construcción de la columna de destilación.

El criterio de leak-before-break corresponde con la constante M_3 y se desglosa en la expresión [94].

$$M_3 = \frac{K_{Ic}^2}{\sigma_f} \quad [94]$$

Siendo:

- M_3 la pendiente de la recta representada en el gráfico para el criterio leak-before-break.
- K_{Ic} la resistencia a la fractura, en $\text{MPa}\cdot\text{m}^{1/2}$.
- σ_f el límite elástico, en MPa

En la Figura 19 se muestra el diagrama de Ashby con el criterio de leak-before-break (línea azul).

Como puede observarse, los materiales que maximizan dicho índice son los metales. Concretamente, las aleaciones de Cobre, Níquel y el acero inoxidable son los más adecuados para la presente aplicación.

La selección del material más adecuado gira en torno al precio del material y el valor de su esfuerzo máximo permisible. En la Tabla 32 puede observarse una recopilación de algunos los materiales adecuados para esta aplicación, donde se estudia el valor de su esfuerzo máximo permisible y el precio para el año 2010.

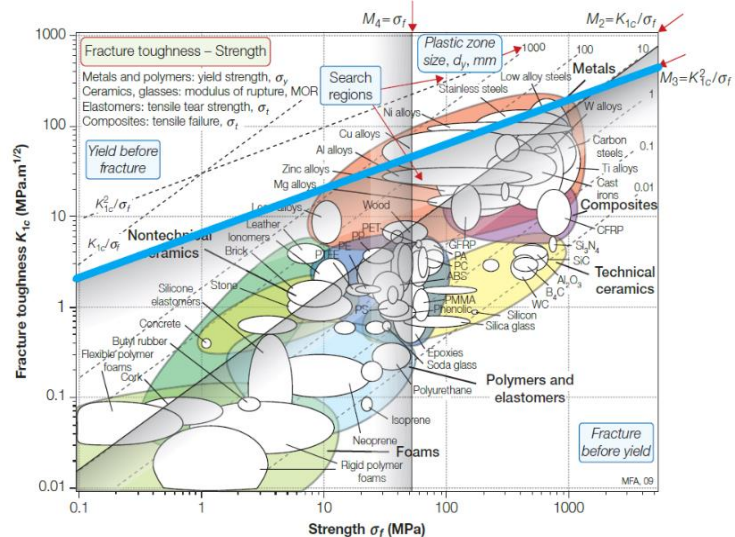


Figura 19: Diagrama de Ashby para el diseño de recipientes a presión.
Fuente: (14)

Tabla 32: Precios y tensiones máximas permisibles de los materiales seleccionados. Fuente: Adaptado de (2)

MATERIAL	PRECIO NOVIEMBRE 2010 (\$/lb)	ESFUERZO MÁXIMO PERMISIBLE (ksi)
ACERO INOXIDABLE 304	1,156	20
ACERO INOXIDABLE 316	1,721	20
NÍQUEL	9,861	10
COBRE	3,83	6,7

Debido a su coste asequible y al adecuado valor de su esfuerzo máximo permisible, se ha seleccionado el Acero Inoxidable del tipo 304 como material de construcción.

5.3 Selección del espesor de la carcasa

Para una carcasa cilíndrica, el espesor mínimo requerido se escoge como el valor mínimo entre el espesor calculado en función del esfuerzo radial y longitudinal, determinado por las ecuaciones [95] y [96] respectivamente.

$$t = \frac{P_i \cdot D_c}{2 \cdot S_{material} \cdot E - 1,2 \cdot P_i} \quad [95]$$

$$t = \frac{P_i \cdot D_c}{4 \cdot S_{material} \cdot E - 0,8 \cdot P_i} \quad [96]$$

Siendo:

- $S_{material}$ el esfuerzo máximo permisible del material, en N/m².
- E el factor de eficiencia de soldadura. Para esta aplicación se seleccionará un factor de 0,85, referente a una unión a tope doblemente soldada, con exámenes radiográficos puntuales, en una soldadura del Tipo B. Las soldaduras Tipo B son efectuadas de manera circular en la carcasa principal, en cuellos o en boquillas conectadas con un cabezal no hemisférico. (2)

Al valor de espesor mínimo requerido habrá que sumarle el valor de espesor por corrosión permisible. Este, cuando se trabaja con fluidos corrosivos o en condiciones severas de corrosión es de 4 milímetros. En el resto de los casos, es de 2 milímetros.

No obstante, debe tenerse en cuenta el valor mínimo del espesor de la pared del recipiente en función de su diámetro recogido en el código de diseño ASME BPV (Sección VIII, División 1). Los valores marcados por este código de diseño se muestran en la Tabla 33.

Tabla 33: Espesor mínimo de la pared de un recipiente en función de su diámetro. Fuente: Adaptado de (2)

DIÁMETRO DEL RECIPIENTE (m)	ESPESOR MÍNIMO (mm)
1	5
De 1 a 2	7
De 2 a 2,5	9
De 2,5 a 3	10
De 3 a 3,5	12

Aplicando las ecuaciones [95] y [96], se obtienen los valores del espesor de la carcasa que se recogen en la Tabla 34.

Tabla 34: Espesor de la carcasa.

t_{radial} (mm)	2,12
t_{longitudinal} (mm)	1,06
t_{permissible} (mm)	4,00
t_{total} (mm)	6,12

Se ha seleccionado un valor de 4 milímetros para el espesor por corrosión permisible, ya que se trabaja con sustancias corrosivas, como son el ácido acético y el ácido benzoico. No obstante, el espesor total no supera el espesor mínimo para una columna de diámetro entre 1 y 2 metros, el cual se recoge en la Tabla 33. Por este motivo, **inicialmente se fijará un espesor de la carcasa de 7 milímetros.**

5.4 Selección de cabezales

Existen varios tipos de cabezales que pueden ser seleccionados para el diseño de la columna. Normalmente, se prefiere la utilización de un cabezal abombado. Dentro de esta clasificación, se distinguen tres tipos de cabezales principales: hemisférico, elíptico y torisférico. La elección entre un tipo de cabezal u otro depende del tipo de aplicación a la que estará destinado.

En este caso, se trabaja a presión atmosférica, por lo que no será necesario el uso de cabezales reservados para altas presiones, como los cabezales elíptico y hemisférico. Por este motivo, el cabezal más adecuado para el diseño de la columna T-303 es cabezal torisférico.

Este cabezal es similar al cabezal elíptico, aunque su fabricación es más sencilla. Es el más adecuado para presiones menores a 15 bar. El espesor mínimo requerido para este tipo de cabezal se muestra en la ecuación [97].

$$t = \frac{P_i \cdot D_c}{S_{material} \cdot E - 0,1 \cdot P_i} \quad [97]$$

De nuevo, al valor de espesor mínimo requerido habrá que sumarle el valor de espesor por corrosión permisible. Este, cuando se trabaja con fluidos corrosivos o en condiciones severas de corrosión es de 4 milímetros. En el resto de los casos, es de 2 milímetros.

Los valores obtenidos para el espesor del cabezal se muestran en la Tabla 35.

Tabla 35: Espesor del cabezal toriesférico.

$t_{\text{toriesférico}}$ (mm)	4,23
$t_{\text{permisible}}$ (mm)	4,00
t_{total} (mm)	8,23

Cabe destacar que el espesor final obtenido para los cabezales es mayor que el obtenido para el cuerpo de la columna. Por lo tanto, se tomará el valor mayor para la unificación del espesor de ambas partes de la columna. Por lo tanto, **finalmente los espesores del cabezal y del cuerpo tendrán un valor de 8,23 milímetros.**

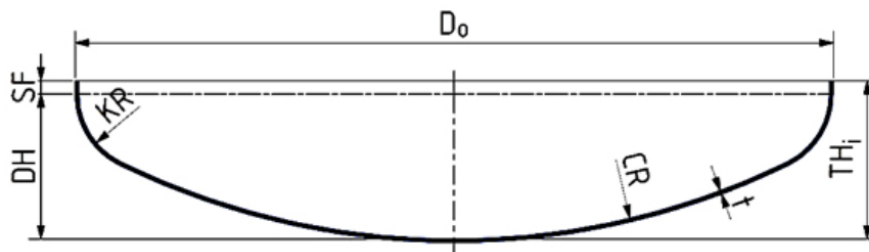


Figura 20: Dimensiones de un cabezal toriesférico. Fuente: (8)

Las dimensiones del cabezal, mostradas en la Figura 20, se calculan mediante las ecuaciones de la [98] a la [102]. (8)

$$CR = D_o \quad [98]$$

$$KR = 0,1 \cdot D_o \quad [99]$$

$$SF \geq 3,5 \cdot t \quad [100]$$

$$DH = 0,1935 \cdot D_o - 0,455 \cdot t \quad [101]$$

$$TH_i = SF + DH \quad [102]$$

Siendo:

- D_o el diámetro externo del cabezal, teniendo en cuenta su espesor, en metros.
- t el espesor del cabezal, en metros.
- TH_i la altura total del cabezal, en metros.
- CR el radio de la corona, en metros.
- KR el radio de la articulación, en metros.
- SF la altura del reborde liso, en metros.

- DH es la altura cóncava, en metros.

Los valores obtenidos para el dimensionado del cabezal se muestran en la Tabla 36.

Tabla 36: Dimensiones de los cabezales.

CR (m)	1,83
KR (m)	0,18
SF (m)	0,03
DH (m)	0,35
THi (m)	0,38

5.5 Altura de la columna

Una vez seleccionados los cabezales, se dimensionarán correctamente. Con ello, todos los datos necesarios para el cálculo de la altura de la columna estarán definidos, por lo que se aplicará la ecuación [103] para conocer su altura.

$$H = l_t \cdot (N - 1) + p_t \cdot (N - 1) + S_{cabezas} + S_{colas} + H_{cabezas} \quad [103]$$

Siendo:

- H la altura de la columna, en metros.
- $S_{cabezas}$ el espacio libre superior en la sección de cabezas, en metros. Se ha tomado como valor de referencia 0,5 metros.
- S_{colas} el espacio libre inferior en la sección de colas, en metros. Se ha tomado como valor de referencia 1 metro.
- $H_{cabezas}$ la altura integrada por ambos cabezales, en metros.
- Aplicando la ecuación [103], se obtendrá la altura de la torre de destilación T-303.

El desglose de cada uno de los parámetros tenidos en cuenta se muestra en la Tabla 37.

Tabla 37: Altura de la columna

$S_{cabezas}$ (m)	0,500
S_{colas} (m)	1,000
l_t (m)	0,500
p_t (m)	0,003
N (m)	22,000
$H_{cabezas}$ (m)	0,379
H (m)	12,85

5.6 Selección de boquillas, aperturas y conexiones requeridas

Será necesario dotar a la columna de al menos tres boquillas: Una para la entrada de la alimentación y otras dos para las salidas de los productos, tanto como por cabezas como por colas.

Por otro lado, hará falta también dotar a la columna de una serie de perforaciones para localizar los accesorios de control. En la parte de fondos de la columna, será necesario situar dos perforaciones, para el controlador de nivel de líquido y de temperatura de la sección de colas, respectivamente. Por otro lado, en la parte de cabezas, harán falta otras dos perforaciones, para los controladores de presión y temperatura en la sección de enriquecimiento.

5.7 Especificación de accesorios de aislamiento térmico

A continuación, será necesario recubrir el equipo con un material aislante para controlar las pérdidas de energía térmica de la columna. Para ello, debe seleccionarse el tipo de aislante más adecuado para esta aplicación, además de calcular el espesor que este deberá tener. Dado que la temperatura de operación de la columna no excede los 240°C, se ha seleccionado un aislante de vidrio celular para el recubrimiento de la columna. Se trata de un tipo de aislante cuya temperatura máxima de trabajo es de 427 K y que puede considerarse adecuada para este tipo de aplicaciones

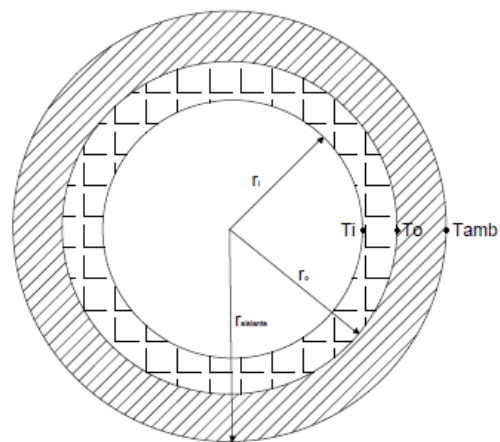


Figura 22: Esquema transversal de la columna T-303

Para calcular su espesor, se tendrá en cuenta el esquema mostrado en la Figura 22, y se aplicará la ecuación [104]. Se ha considerado que la temperatura de la pared interior de la carcasa es igual a la temperatura del fluido del interior de la columna, despreciando así la resistencia al intercambio de calor por convección. A su vez, la temperatura del fluido del interior de la columna se considera igual a la temperatura máxima de operación, para calcular el espesor del aislante en el peor de los casos. (9)

$$\frac{q}{L} = \frac{T_i - T_{amb}}{\frac{\ln\left(\frac{r_{o,carcasa}}{r_{i,carcasa}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{carcasa}} + \frac{\ln\left(\frac{r_{aislante}}{r_{o,carcasa}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{aislante}} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot h_{aislante,\infty}}} \quad [104]$$

El término de calor intercambiado se igualará al calculado entre el interior del equipo y la pared del aislante, calculado mediante la ecuación [105].

$$\frac{q}{L} = \frac{T_i - T_{aislante}}{\frac{\ln\left(\frac{r_{o,carcasa}}{r_{i,carcasa}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{carcasa}} + \frac{\ln\left(\frac{r_{aislante}}{r_{o,carcasa}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{aislante}}} \quad [105]$$

Siendo:

- q el calor que fluye hacia el exterior del equipo, en W/m.
- T_i la temperatura del fluido en el interior de la columna, en K.
- T_{amb} la temperatura en el exterior de la columna, en K. Se tomará un valor medio de 288 K.
- $T_{aislante}$ la temperatura del aislante, en K.
- $k_{carcasa}$ y $k_{aislante}$ los coeficientes de conducción de la carcasa y el aislante respectivamente, en W/(m·K).
- $r_{o,carcasa}$ y $r_{i,carcasa}$ el radio interno y externo de la carcasa, respectivamente, en metros.
- $r_{aislante}$ el radio total de la columna de destilación teniendo en cuenta el aislante, en metros. Con este valor puede obtenerse el grosor del aislante ($t_{aislante}$), aplicando la ecuación [106].

$$r_{aislante} = r_o + t_{aislante} \quad [106]$$

- $h_{aislante,\infty}$ el coeficiente de convección del aislante en el medio en W/(m²·K), calculado mediante ecuación [107]. El valor del número de Nusselt se calculará mediante la correlación de Churchill y Chu.

$$h_{aislante} = \frac{Nu_L \cdot k_{aislante}}{H_v} \quad [107]$$

La correlación de Churchill y Chu se usa para la convección libre de una superficie cilíndrica vertical, adaptable por lo tanto a la convección libre de la columna de destilación. Su expresión se muestra en la ecuación [108]. (9)

$$Nu_L = \left(0,825 + \frac{0,387 \cdot Ra_L^{\frac{1}{6}}}{\left[1 + \left(\frac{0,492}{Pr} \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{8}{27}}} \right)^2 \quad [108]$$

Donde:

- Pr es el número de Prandtl, el cual, para el aire a temperatura ambiente, toma un valor de 0,7 unidades.
- Ra_L es el número de Rayleigh, calculado mediante la ecuación [109].

$$Ra_L = Pr \cdot Gr_L \quad [109]$$

A su vez, Gr_L es el número de Grashof, calculado mediante la ecuación [110].

$$Gr_L = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_{aislante} - T_{amb}) \cdot H_v^3}{\nu^2} \quad [110]$$

Siendo:

- g la aceleración de la gravedad, equivalente a $9,81 \text{ m}\cdot\text{s}^{-2}$.
- β el coeficiente de expansión volumétrica del aire, equivalente a $9\cdot 10^{-6} \text{ 1/K}$.
- H_v es la longitud del cuerpo cilíndrico de la columna, en metros.
- ν la viscosidad cinemática del aire, equivalente a $1,53\cdot 10^{-6} \text{ m}^2\cdot\text{s}^{-1}$.

Gr_L	2,33·10 ¹²
Pr	0,7
Ra_L	1,63·10 ¹²
Nu_L	1,30·10 ³
h (W/(m²·K))	6,21

Para determinar el espesor del aislante de vidrio celular seleccionado, debe tenerse en cuenta el calor transferido en el equipo y la temperatura máxima de sus paredes. Teniendo en cuenta que la temperatura máxima de operación segura son 50°C, evitando así las quemaduras por contacto directo de los operarios, dado que se trata de un equipo con gran elevación y difícil acceso y se emplearán equipos de protección individual para su manipulación, se tienen en cuenta los parámetros mostrados en la Tabla 38.

Tabla 38: Cálculo del espesor del aislante de vidrio celular.

$k_{carcasa}$ (W/(m·K))	14,90
$k_{aislante}$ (W/(m·K))	5,80·10 ⁻¹
$h_{aislante,\infty}$ (W/(m²·K))	6,21
$r_{i,carcasa}$ (m)	9,06·10 ⁻¹
$r_{o,carcasa}$ (m)	9,15·10 ⁻¹
$r_{aislante}$ (m)	9,70·10 ⁻¹
T_i (K)	535,52
T_{amb} (K)	288
$T_{aislante}$ (K)	323
$t_{aislante}$ (m)	0,055

El espesor total del aislante seleccionado de fibra de vidrio será de **5,5 milímetros**.

5.8 Cargas

Un recipiente a presión puede verse afectado por otro tipo de cargas diferentes a la presión interna, y debe ser diseñado para soportar una combinación de todas ellas. Estas, no tiene porqué ocurrir a la vez, pero el recipiente debe estar preparado para la peor de las situaciones. Las cargas más comunes que pueden incidir sobre equipos a presión son las cargas por peso y por viento, aunque existen también muchas otras, como las cargas sísmicas o las impuestas por las tuberías y otra instrumentación incluida.

5.8.1 Cargas por peso

Las principales fuentes de cargas por peso en una columna de destilación son el peso de la carcasa, el peso del material aislante, el peso de los platos y de los accesorios internos, el peso de los serpentines de calefacción y refrigeración, el peso de las boquillas y aberturas y el peso del contenido de recipiente.

El peso de una carcasa cilíndrica vacía puede determinarse de forma aproximada mediante la ecuación [111].

$$W_v = C_w \cdot \pi \cdot \rho_m \cdot D_m \cdot g \cdot (H_v + 0,8 \cdot D_m) \cdot t \cdot 10^{-3} \quad [111]$$

Siendo:

- W_v el peso total de la carcasa, excluyendo todo tipo de accesorios internos, en N.
- C_w un factor a tener en cuenta para el uso de boquillas, etc. En el diseño de las columnas de destilación se considera un valor de 1,15.
- ρ_m la densidad del material del recipiente a presión, en kg/m³.
- D_m el diámetro externo del recipiente (contando el espesor de carcasa) en metros.
- t el espesor de la carcasa del recipiente, en milímetros.

El peso de los platos, por su parte, se calcula como 1,2 kN/m² multiplicado por el área del plato y el número de platos (kN), tal y como se muestra en la ecuación [112].

$$P_{platos} = N \cdot 1,2 \cdot \pi \cdot \frac{D_c^2}{4} \quad [112]$$

Por su parte, el volumen del aislante se calcula mediante la ecuación [113].

$$V_{aislante} = 2 \cdot \pi \cdot r_{aislante} \cdot L_{aislante} \cdot t_{aislante} \quad [113]$$

Y a su vez, su peso, mediante la ecuación [114].

$$P_{aislante} = V_{aislante} \cdot \rho_{aislante} \cdot g \quad [114]$$

La suma de las cargas por el peso de la carcasa, los platos y el aislante, las cuales se obtienen con las ecuaciones [111], [112] y [114] respectivamente, da lugar al valor total del **peso del recipiente vacío, cuya magnitud es de 1485 kN**. El desglose de los parámetros se muestra en la Tabla 39.

Tabla 39: Cargas por peso

PESO DE LA CARCASA		PESO DE LOS PLATOS	
C_w	1,15	D_c (m)	1,81
D_m (m)	1,83	N	22
g (m/s²)	9,81	P_{platos} (kN)	68,330
H_v (m)	12,09	PESO DEL AISLANTE	
t (mm)	8,23	V_{aislante} (m³)	0,115
ρ_{material} (kg/m³)	8000	ρ_{aislante} (kg/m³)	145
W_v (kN)	1416,5	P_{aislante} (N)	163,55

5.8.2 Cargas por viento

Como se ha visto anteriormente, la columna de destilación T-303 tiene una altura elevada, lo que obligará a instalarla al aire libre, y, en consecuencia, a considerar las cargas por viento a las que estará sometida.

Por ello, se ha analizado el momento de flexión mediante la ecuación [115].

$$M_x = \frac{W \cdot H}{2} \quad [115]$$

Siendo W la carga por unidad de longitud en N/m, que se calcula, a su vez, mediante la ecuación [116].

$$W = P_w \cdot D_o \quad [116]$$

Siendo, a su vez:

- D_o el diámetro externo del recipiente, teniendo en cuenta el espesor de la carcasa y el aislante, en m.
- P_w la presión dinámica del aire en N/m², la cual, suponiendo que la superficie del equipo es cilíndrica y lisa se calcula mediante la ecuación [117], donde u_w es la velocidad del viento, en km/h.

$$P_w = 0,05 \cdot u_w^2 \quad [117]$$

Tabla 40: Cargas por viento

D_o (m)	1,94
u_w (km/h)	160,93
P_w (N/m²)	1294,92
W (N/m)	2511,29
M_x (kN·m)	207,38

Las cargas por viento se calculan con los parámetros mostrados en la Tabla 40. Se ha seleccionado una velocidad del viento de 100 millas/hora, según lo expuesto en referencias bibliográficas (2).

5.8.3 Cargas por actividad sísmica

La actividad sísmica también genera un importante efecto en las cargas que se ejercen sobre el equipo. En este caso, tal y como se explica en el apartado 6. *Emplazamiento* del Documento I: *Memoria*, la zona seleccionada tiene escasa actividad sísmica y, por lo tanto, no se estudiará la acción de este tipo de cargas sobre la estructura del equipo a diseñar.

5.9 Esfuerzos

Como se ha visto, la columna de destilación está sujeta a una serie de cargas combinadas, por lo que todas ellas deben estudiarse y desglosarse correctamente. Mediante el estudio de los esfuerzos, se analizará la capacidad del recipiente a soportarlas.

5.9.1 Esfuerzos primarios

5.9.1.1 Esfuerzos longitudinales y circunferenciales

Para una carcasa cilíndrica, la ecuación de los esfuerzos longitudinales (σ_L) en N/m² a los que está sometida se muestra en la expresión [118].

$$\sigma_L = \frac{P \cdot D_c}{4 \cdot t} \quad [118]$$

Por su parte, los esfuerzos circunferenciales (σ_h) en N/m² a los que está sometidos se recogen en la ecuación [119].

$$\sigma_h = \frac{P \cdot D_c}{2 \cdot t} \quad [119]$$

Siendo:

- P la presión de operación, en N/m².
- t el espesor del recipiente, en m.

5.9.1.2 Esfuerzos debido al peso del recipiente

El esfuerzo debido al peso del recipiente (σ_w) en N/m², considera sus accesorios y su contenido. Su cálculo será posible aplicando la ecuación [120]. Donde W_z es el peso total del recipiente en N, calculado mediante la suma de los parámetros obtenidos en las ecuaciones [111], [112] y [114].

$$\sigma_w = \frac{W_z}{\pi \cdot (D_i + t) \cdot t} \quad [120]$$

5.9.1.3 Esfuerzos de flexión

Surgen a partir de los momentos de flexión que inciden sobre el recipiente, bien sea debido a cargas por viento, a cargas sísmicas o al peso muerto del recipiente y de sus accesorios. Los esfuerzos de flexión (σ_b) pueden ser de compresión o extensión en función de su ubicación, y la ecuación que los

define se muestra en la expresión [121]. Cuando adquiere un valor positivo, se dice que está a favor del viento, mientras que, cuando adquiere un valor negativo, se dice que está en contra de este.

$$\sigma_b = \pm \frac{M_x}{I_v} \cdot \left(\frac{D_i}{2} + t \right) \quad [121]$$

Siendo:

- M_x el momento de flexión al que está sometido la columna, en N·m.
- I_v es el segundo momento del área del recipiente alrededor del plano de flexión. Se calcula mediante la ecuación [122].

$$I_v = \frac{\pi}{64} \cdot (D_o^4 + D_i^4) \quad [122]$$

Los esfuerzos primarios obtenidos se muestran en la Tabla 41.

Tabla 41: Esfuerzos primarios.

σ_L (N/m ²)	5,577·10 ⁶
σ_h (N/m ²)	1,115·10 ⁷
σ_w (N/m ²)	3,006·10 ⁷
σ_b (N/m ²)	1,155·10 ⁶
I_v (m ⁴)	0,164
σ_{z1} (N/m ²) (con el viento a favor)	1,789·10 ⁷
σ_{z2} (N/m ²) (con el viento en contra)	1,556·10 ⁷

5.9.2 Esfuerzos principales

Los esfuerzos principales se dan mediante las ecuaciones de la [123] a la [125].

$$\sigma_1 = \frac{1}{2} \cdot \left[\sigma_h + \sigma_z + \sqrt{(\sigma_h - \sigma_z)^2 + 4 \cdot \tau^2} \right] \quad [123]$$

$$\sigma_2 = \frac{1}{2} \cdot \left[\sigma_h + \sigma_z - \sqrt{(\sigma_h - \sigma_z)^2 + 4 \cdot \tau^2} \right] \quad [124]$$

$$\sigma_3 = \frac{1}{2} \cdot P \quad [125]$$

5.9.3 Esfuerzo máximo permisible

El esfuerzo máximo permisible (S) es el valor máximo obtenido de las ecuaciones [126] a la [128].

$$(\sigma_1 - \sigma_2) \quad [126]$$

$$(\sigma_1 - \sigma_3) \quad [127]$$

$$(\sigma_2 - \sigma_3) \quad [128]$$

El espesor de la pared del recipiente tiene que ser suficiente para evitar que el valor del esfuerzo máximo permisible no exceda el valor estipulado para el material de construcción. Los resultados obtenidos del cálculo de los esfuerzos principales se recogen en la Tabla 42.

Tabla 42: Esfuerzos principales.

	CON EL VIENTO A FAVOR	CON EL VIENTO EN CONTRA
σ_1 (N/m ²)	1,788·10 ⁷	1,557·10 ⁷
σ_2 (N/m ²)	1,115·10 ⁷	1,115·10 ⁷
σ_3 (N/m ²)		1,37·10 ⁵
S (N/m ²)	1,775·10 ⁷	1,557·10 ⁷
S_{material} (N/m ²)		1,379·10 ⁸

Como puede observarse, el esfuerzo máximo permisible (S) calculado como el valor máximo obtenido de las ecuaciones de la [126] a la [128], no excede el valor del esfuerzo tenis impuesto por el material de fabricación, por lo que el diseño se considera correcto.

5.9.4 Esfuerzos de compresión y estabilidad elástica

El esfuerzo máximo de compresión del recipiente (σ_c), en N/m², se calcula sumando el esfuerzo debido al peso del recipiente y el esfuerzo de flexión, tal y como se muestra en la ecuación [129].

$$\sigma_c = \sigma_b + \sigma_w \quad [129]$$

Para que el diseño sea correcto, y, por lo tanto, la estabilidad elástica favorable, el esfuerzo máximo de compresión no debe exceder el valor del esfuerzo crítico de compresión (σ_{cc}) en N/m², dado por la ecuación [130].

$$\sigma_{cc} = 2 \cdot 10^{10} \cdot \left(\frac{t_{\text{carcasa}}}{D_o} \right) \quad [130]$$

Los resultados obtenidos en la comprobación de la estabilidad elástica se muestran en la Tabla 43.

Tabla 43: Esfuerzos de compresión y estabilidad elástica.

σ_c (N/m ²)	3,122·10 ⁷
σ_{cc} (N/m ²)	8,491·10 ⁷

Cabe destacar que el diseño se considera favorable debido a que el esfuerzo máximo de compresión no excede el valor del esfuerzo crítico de compresión.

5.10 Diseño del soporte

Una columna de destilación es un recipiente con orientación vertical, por lo que en todo caso se seleccionará un soporte tipo falda.

El grosor de la pared del soporte debe garantizar que este aguantará las cargas de peso muerto y los momentos de flexión impuestos por el recipiente, por lo que se definen los valores de sus esfuerzos tensivos y compresivos en las ecuaciones [131] y [132] respectivamente.

$$\sigma_s(\text{tensivo}) = \sigma_{bs} - \sigma_{ws} \quad [131]$$

$$\sigma_s(\text{compresivo}) = \sigma_{bs} + \sigma_{ws} \quad [132]$$

Siendo:

- σ_{bs} el esfuerzo debido al momento flector en el soporte, calculado mediante la ecuación [133].

$$\sigma_{bs} = \frac{4 \cdot M_s}{\pi \cdot (D_s + t_{sk}) \cdot t_{sk} \cdot D_s} \quad [133]$$

- σ_{ws} el esfuerzo debido al peso muerto en el soporte, calculado mediante la ecuación [134].

$$\sigma_{ws} = \frac{W_{v,max}}{\pi \cdot (D_s + t_{sk}) \cdot t_{sk}} \quad [134]$$

Donde:

- M_s es el momento flector en el soporte en N·m. Coincidirá con el momento flector del recipiente debido a las cargas por viento, calculado en la sección 5.8.2.
- $W_{v,max}$ es el peso muerto máximo del recipiente, el cual se calcula con la suma entre el peso total del recipiente vacío y el peso total del recipiente lleno de agua, tal y como se muestra en la ecuación [135].

$$W_{v,max} = W_v + P_{platos} + P_{aislante} + \left(\pi \cdot \frac{D_c^2}{4} \cdot H \right) \cdot \rho_{agua} \cdot g \quad [135]$$

- D_s es el diámetro interno del soporte, en metros, que se aproximará por el diámetro de la columna.
- t_{sk} es el grosor de la pared de la columna, en m.

Para que el diseño del soporte sea favorable, deben cumplirse las condiciones [136] y [137].

$$\sigma_s(\text{tensivo}) < S \cdot E \cdot \text{sen}(\theta_s) \quad [136]$$

$$\sigma_s(\text{compresivo}) < 0,125 \cdot E_y \cdot \left(\frac{t_{sk}}{D_s} \right) \cdot \text{sen}(\theta_s) \quad [137]$$

Siendo θ_s el valor tomado del ángulo base de un soporte de falda cónico, el cual oscila normalmente entre 80° y 90°.

Los esfuerzos obtenidos del cálculo de su diseño se muestran en la Tabla 44.

Cabe destacar que el diseño es correcto, puesto que se cumplen las dos desigualdades mostradas en las ecuaciones [136] y [137].

El espesor mínimo del soporte es de 6 milímetros, por lo que se ha tomado este valor como una primera aproximación.

Tabla 44: Valores de diseño del soporte tipo falda.

M_s (N·m)	$2,48 \cdot 10^5$
$W_{v,max}$ (N)	$1,81 \cdot 10^6$
t_{sk} (m)	$6 \cdot 10^{-3}$
E	0,85
E_y (N/m ²)	$2 \cdot 10^{11}$
σ_{bs} (N/m ²)	$1,17 \cdot 10^7$
σ_{ws} (N/m ²)	$1,53 \cdot 10^5$
σ_s (N/m ²) (compresivo)	$1,18 \cdot 10^7$
σ_s (N/m ²) (tensivo)	$1,15 \cdot 10^7$
θ_s (°)	80

Al comprobar que este valor da unos resultados válidos, es decir, que se cumplen tanto el criterio del esfuerzo de tensión como el del esfuerzo compresivo, se han seleccionado **6 milímetros** como el grosor de pared óptimo para el soporte.

6. Referencias bibliográficas

1. WANKAT, P. *Separation Process Engineering*. 3ª. Westford: Pentice Hall, 2012.
2. SINNOTT, R., G. TOWLER. *Chemical Engineering Design*. 2ª. s.l.: ELSEVIER, 2013.
3. BURNS MCDONNELL. *Distillation Column Design and Analysis*. 8th AICHE SOUTHWEST PROCESS TECHNOLOGY CONFERENCE. [En línea] 6-7 de octubre de 2016. [Consultado el: 4 de abril de 2020.] Disponible en: <https://www.aiche.org/system/files/aiche-proceedings/conferences/307021/papers/475188/P475188.pdf>.
4. COSTELLO, R.C. *Batch vs. Continuous Distillation*. [En línea] 12 de agosto de 2016. [Consultado el: 6 de abril de 2020.] Disponible en: <https://rccostello.com/wordpress/distillation/batch-vs-continuous-distillation/>.
5. TURTON, R., R. BAILE. *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*. 4ª ed. Estados Unidos: Pentice Hall, 2012.
6. Iranian Chemical Engineers Website. *Antoine Coefficients for Vapor Pressure*. [En línea] [Consultado el: 2 de abril de 2020.] Disponible en: [http://teachers.iauo.ac.ir/images/Uploaded_files/ANTOINE_COEFFICIENTS_FOR_VAPOR_PRESSURE\[1\]\[4619259\].PDF](http://teachers.iauo.ac.ir/images/Uploaded_files/ANTOINE_COEFFICIENTS_FOR_VAPOR_PRESSURE[1][4619259].PDF).
7. STEFFEN, V., E. DA SILVA. *Steady-State Modeling of Equilibrium Distillation*. Fragmento del libro: *Distillation - Innovative Application and Modeling*. s.l.: IntechOpen, 2017, Capítulo 1.
8. Sunny Steel Enterprise Ltd. *Torispherical head according to DIN 28011*. [En línea] 2011. [Consultado el: 20 de abril de 2020.] Disponible en: <http://www.sunnysteel.com/torispherical-head-according-to-din-28011.php>.
9. INCROPERA, F.P, D.P. DEWITT y otros. *Introduction to Heat Transfer*. 6ª ed. Estados Unidos: John Wiley & Sons, Inc., 2011. ISBN: 978-0470-50196-2.
10. ASHBY, M. *Materials Selection in Mechanical Design*. 4ª ed. s.l.: ELSEVIER, 2011.

ANEXO III:
VIABILIDAD
ECONÓMICA

Anexo III. Viabilidad económica

1.	Introducción.....	3
2.	Inversión inicial.....	3
3.	Ingresos por ventas.....	3
4.	Préstamo.....	3
5.	Presupuestos parciales de costes de fabricación.....	5
5.1	Costes de materias primas.....	5
5.2	Costes indirectos de producción.....	6
5.3	Costes de mano de obra directa.....	6
5.4	Costes de mano de obra indirecta.....	6
5.5	Costes de mantenimiento de equipos e instalaciones.....	6
5.6	Costes de distribución.....	7
5.7	Costes de servicios auxiliares.....	7
5.8	Costes administrativos.....	7
5.9	Costes comerciales.....	8
5.10	Costes de investigación.....	8
5.11	Costes de seguros.....	8
6.	Presupuesto total de los costes de fabricación.....	8
7.	Flujos de caja.....	9
8.	Valor Actual Neto (VAN).....	12
9.	Tasa Interna de Retorno (TIR).....	12
10.	Plazo de recuperación (Payback).....	13
11.	Análisis de sensibilidad.....	13
11.1	Fluctuación económica de la planta ante la emergencia del COVID-19.....	14
11.2	Fluctuación económica de la planta ante la venta de subproductos.....	15
12.	Referencias bibliográficas.....	16

1. Introducción

El presente estudio de viabilidad económica tiene como objetivo principal analizar la rentabilidad asociada a la planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno.

Por un lado, se tienen en cuenta tanto los costes anuales que implica el proceso productivo y a partir de los cuales es posible estimar la inversión necesaria, teniendo en cuenta también el préstamo facilitado por la entidad bancaria de confianza. Por otro lado, se evalúan los ingresos generados por la venta de productos, a partir de los cuales se detallan los flujos de caja a lo largo del tiempo de vida estimado para la planta.

La rentabilidad económica de la planta se analiza en base al Valor Actual Neto (VAN), a la Tasa Interna de Retorno (TIR) y al tiempo en el cual se recupera la inversión de capital inicial (*payback*).

Finalmente se lleva a cabo un análisis de sensibilidad centrado en dos escenarios:

- La fluctuación económica de la planta ante la emergencia del COVID-19.
- La fluctuación económica de la planta ante la valorización de la corriente residual del producto de colas de la columna de destilación T-303, compuesta por alcohol bencílico y ácido benzoico.

2. Inversión inicial

La inversión inicial se define como la suma de dinero que es necesario aportar para poder en marcha la planta. Dicha cantidad monetaria se corresponde con el total de costes fijos asociados a la planta, los cuales incluyen los costes directos, los costes indirectos y el capital circulante, desglosados en mayor detalle en el Documento IV. *Presupuesto*.

La inversión inicial que es necesario aportar en el llamado “año cero” para afrontar el total de costes fijos y poder poner en funcionamiento la planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno. Dicha cantidad se corresponde con el presupuesto del proyecto, cuyo valor asciende a la cantidad de 35.880.808,79 €.

3. Ingresos por ventas

Los ingresos anuales provienen de dos fuentes principales:

- La venta de las 30.000 t·año⁻¹ producidas de benzaldehído, vendidas a un precio de 2.326,22 €·t⁻¹.
- La venta de un 5% del nitrógeno producido en la planta como producto secundario, vendido a un precio de 5,50 €·m⁻³.

Teniendo en cuenta la suma de los ingresos generados por ambas vías, los ingresos por ventas en la planta ascienden a la cantidad de 98.113.408,48 € anuales.

4. Préstamo

Para poder afrontar la inversión inicial del proyecto se solicita un préstamo a una entidad bancaria que cubre su cuantía total, cuyas características principales se muestran en la Tabla 1.

Anexo III. Viabilidad económica

Tabla 1. Características del préstamo.

Tipo de interés, %	6
Plazo, años	20
Impuesto, %	25

En la Tabla 2 se desglosa el método francés de anualidad constante para la devolución del préstamo solicitado, donde los flujos, al ser pagos, se indican con signo negativo.

Tabla 2. Método francés de anualidad constante.

Año	Capital vivo	Intereses	Principal	Anualidad	Ahorro impuestos	Flujos
0	35.880.808,79					35.880.808,79
1	34.905.404,90	2.152.848,53	975.403,89	3.128.252,42	538.212,13	-2.590.040,29
2	33.871.476,77	2.094.324,29	1.033.928,12	3.128.252,42	523.581,07	-2.604.671,34
3	32.775.512,96	2.032.288,61	1.095.963,81	3.128.252,42	508.072,15	-2.620.180,27
4	31.613.791,32	1.966.530,78	1.161.721,64	3.128.252,42	491.632,69	-2.636.619,72
5	30.382.366,38	1.896.827,48	1.231.424,94	3.128.252,42	474.206,87	-2.654.045,55
6	29.077.055,94	1.822.941,98	1.305.310,44	3.128.252,42	455.735,50	-2.672.516,92
7	27.693.426,88	1.744.623,36	1.383.629,06	3.128.252,42	436.155,84	-2.692.096,58
8	26.226.780,08	1.661.605,61	1.466.646,80	3.128.252,42	415.401,40	-2.712.851,01
9	24.672.134,47	1.573.606,80	1.554.645,61	3.128.252,42	393.401,70	-2.734.850,72
10	23.024.210,12	1.480.328,07	1.647.924,35	3.128.252,42	370.082,02	-2.758.170,40
11	21.277.410,30	1.381.452,61	1.746.799,81	3.128.252,42	345.363,15	-2.782.889,27
12	19.425.802,50	1.276.644,62	1.851.697,80	3.128.252,42	319.161,15	-2.809.091,26
13	17.463.098,24	1.165.548,15	1.962.704,27	3.128.252,42	291.387,04	-2.836.865,38
14	15.382.631,71	1.047.785,89	2.080.466,52	3.128.252,42	261.946,47	-2.866.35,94
15	13.177.337,20	922.957,90	2.205.294,52	3.128.252,42	230.739,48	-2.897.512,94
16	10.839.725,01	790.640,23	2.337.612,19	3.128.252,42	197.660,06	-2.930.592,36
17	8.361.856,09	650.383,50	2.477.868,92	3.128.252,42	162.595,88	-2.965.656,54
18	5.735.315,04	501.711,37	2.626.541,05	3.128.252,42	125.427,84	-3.002.824,58
19	2.951.181,53	344.118,90	2.784.133,52	3.128.252,42	86.029,73	-3.042.222,69
20	0,00	177.070,89	2.951.181,53	3.128.252,42	44.267,72	-3.083.984,70

Para amortizar dicho préstamo se sigue el método francés de anualidad constante, cuyo pago anual viene dado por la siguiente ecuación: (1)

$$Anualidad = Préstamo \cdot \left[\frac{i_p \cdot (1 + i_p)^n}{(1 + i_p)^n - 1} \right] \quad [1]$$

Siendo:

- i_p el tipo de interés asociado al préstamo.
- n el plazo del préstamo, años.

5. Presupuestos parciales de costes de fabricación

Los porcentajes empleados para el cálculo de los costes de fabricación se recogen en la Tabla 3.

Tabla 3: Definición de porcentajes aplicados para obtener los costes de fabricación.

Ítem	Referencia	Porcentaje, %
COSTES DE EXPLOTACIÓN		
Materias primas	Datos obtenidos	-
Costes indirectos de producción	Costes de explotación	11,5
Mano de obra directa	Datos obtenidos	-
Mano de obra indirecta	Mano de obra directa	21,0
Costes de mantenimiento de equipos e instalaciones	Costes fijos	8,0
Costes de distribución	Costes de explotación	2,0
Servicios auxiliares	Costes de explotación	5,0
COSTES DE GESTIÓN		
Costes administrativos	Costes totales de fabricación	3,0
Costes comerciales	Costes fijos	10,0
Costes de investigación	Costes fijos	1,0
Seguros	Costes fijos	1,0

5.1 Costes de materias primas

Los costes anuales desglosados referentes a las materias primas se muestran en la Tabla 4.

Tabla 4: Presupuesto parcial de los costes de materias primas.

Ítem	Descripción	Cantidad, t	Precio intermedio, €·t ⁻¹	Coste, €·año ⁻¹
Materias primas	Tolueno	56981,83	457,34	26.060.072,40
	Ácido acético	94298,32	346,98	32.719.631,57
TOTAL, €				58.779.703,97

5.2 Costes indirectos de producción

Los costes indirectos de producción anuales se muestran desglosados en la Tabla 5.

Tabla 5: Presupuesto parcial de los costes indirectos de producción.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €·año ⁻¹
Costes indirectos de producción	Catalizador	Partida alzada	9.061.824,16
	Otras utilidades		
TOTAL, €			9.061.824,16

5.3 Costes de mano de obra directa

Los costes de mano de obra directa se muestran desglosados en la Tabla 6.

Tabla 6: Presupuesto parcial de los costes de mano de obra directa

Ítem	Descripción	Número de trabajadores	Salario medio, €·trabajador ⁻¹ ·año ⁻¹	Coste, €·año ⁻¹
Mano de obra directa	Operarios de planta	63	38.633,00	2.433.879,00
	Operarios de mantenimiento			
	Operarios de sala de control			
	Personal de laboratorio			
	Departamento comercial			
	Departamento de ingeniería			
	Junta directiva			
TOTAL, €				2.433.879,00

5.4 Costes de mano de obra indirecta

Los costes de mano de obra indirecta se muestran desglosados en la Tabla 7.

Tabla 7: Presupuesto parcial de los costes de mano de obra indirecta.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €·año ⁻¹
Mano de obra indirecta	Servicio de limpieza	Partida alzada	511.114,59
	Servicio de vigilancia		
	Administrativos		
TOTAL, €			511.114,59

5.5 Costes de mantenimiento de equipos e instalaciones

Los costes de mantenimiento de equipos e instalaciones se muestran desglosados en la Tabla 8.

Tabla 8: Presupuesto parcial de costes de mantenimiento de equipos e instalaciones.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €·año ⁻¹
Mantenimiento de equipos e instalaciones	Servicios de mantenimiento Material de mantenimiento	Partida alzada	2.496.056,26
TOTAL, €			2.496.056,26

5.6 Costes de distribución

Los costes de distribución se muestran desglosados en la Tabla 9.

Tabla 9: Presupuesto parcial de los costes de distribución.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €·año ⁻¹
Costes de distribución	Transporte y distribución de productos	Partida alzada	1.575.969,42
TOTAL, €			1.575.969,42

5.7 Costes de servicios auxiliares

Los costes de servicios auxiliares se muestran desglosados en la Tabla 10.

Tabla 10: Presupuesto parcial de los costes de servicios auxiliares.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €·año ⁻¹
Servicios auxiliares	Envasado Almacenamiento	Partida alzada	3.939.923,55
TOTAL, €			3.939.923,55

5.8 Costes administrativos

Los costes administrativos se muestran desglosados en la Tabla 11.

Tabla 11: Presupuesto parcial de los costes administrativos.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €·año ⁻¹
Costes administrativos	Sueldos del personal Gastos de oficina de gerencia Alquileres Subcontratación	Partida alzada	2.737.210,04
TOTAL, €			2.737.210,04

5.9 Costes comerciales

Los costes comerciales se muestran desglosados en la Tabla 12.

Tabla 12: Presupuesto parcial de los costes comerciales.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €·año ⁻¹
Costes comerciales	Costes derivados de la compra/venta de productos	Partida alzada	7.879.847,09
TOTAL, €			7.879.847,09

5.10 Costes de investigación

Los costes de investigación se muestran desglosados en la Tabla 13.

Tabla 13: Presupuesto parcial de los costes de investigación.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €·año ⁻¹
Costes de investigación	Tareas de laboratorio e I+D	Partida alzada	912.403,35
TOTAL, €			912.403,35

5.11 Costes de seguros

Los costes de seguros se muestran desglosados en la Tabla 14.

Tabla 14: Presupuesto parcial de los costes de seguros.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €·año ⁻¹
Seguros	Seguros de operación de la planta Seguros de plantilla e instalaciones	Partida alzada	912.403,35
TOTAL, €			912.403,35

6. Presupuesto total de los costes de fabricación

Teniendo en cuenta los presupuestos parciales anteriormente descritos, en la Tabla 15 y la Tabla 16.

Tabla 15: Cálculo de costes variables

Ítem	Coste, €·año ⁻¹
COSTES DE EXPLOTACIÓN	
Materias primas	58.779.703,97
Costes indirectos de producción	9.061.824,16
Mano de obra directa	2.433.879,00
Mano de obra indirecta	511.114,59

Tabla 16: Cálculo de costes variables (continuación)

Costes de mantenimiento de equipos e instalaciones	2.496.056,26
Costes de distribución	1.575.969,42
Servicios auxiliares	3.939.923,55
COSTES DE GESTIÓN	
Costes administrativos	2.737.210,04
Costes comerciales	7.879.847,09
Costes de investigación	912.403,35
Seguros	912.403,35

7. Flujos de caja

Los flujos de caja son una medida de las entradas de dinero (cobros) y de las salidas de dinero (pagos) en el periodo de tiempo considerado, normalmente un año. En este caso se determinan los flujos de caja para cada uno de los años de vida útil del proyecto, es decir para veinte años, teniendo en cuenta también el año cero, es decir el año en el que se desembolsa la inversión inicial.

Para poder evaluar los flujos de caja generados se tienen en cuenta los ítems mostrados en la Tabla 17, tomando valor positivo aquellos que se correspondan con entradas o cobros y valor negativo los que supongan una salida o pago.

Tabla 17. Ítems considerados para establecer los flujos de caja.

Ítem
Pagos totales (-)
Intereses de la deuda (-)
Costes variables (-)
Cobros totales (+)
Beneficio bruto (antes de impuestos)
Impuestos (-)
Beneficio neto
Amortización del inmovilizado (+)
Flujo neto de caja
Flujo neto de caja descontado
Flujo de caja acumulado

Cabe mencionar que el valor del dinero va cambiando con el tiempo, es decir, un euro de hoy vale más que un euro de mañana. Por este motivo para poder tener en cuenta adecuadamente los cobros totales por ventas y los pagos totales es necesario aplicar lo que se conoce como ley de capitalización

compuesta de la ecuación [2]. De esta forma es posible conocer la cantidad monetaria en el año “j” para una determinada tasa de inflación. (1)

$$Valor\ futuro = Valor\ actual \cdot (1 + i)^j \tag{2}$$

Siendo *i* la tasa de inflación y *j* el año en cuestión.

Además, una vez conocidos los flujos de caja neto para cada año, se calculan los flujos acumulados para poder establecer el plazo de recuperación del apartado 9. *Plazo de recuperación (Payback)* A continuación se aplica la ecuación [3] para actualizarlos al momento actual por medio de una tasa anual de descuento del 12%, lo cual permitirá posteriormente el cálculo del VAN del apartado 7. *Valor Actual Neto (VAN)*.

$$Flujo\ neto\ de\ caja\ descontado_j = \frac{Flujo\ neto\ de\ caja_j}{(1 + k)^j} \tag{3}$$

Siendo *k* la tasa anual de descuento.

Finalmente, teniendo en cuenta los veinte años de vida útil de la planta, una tasa de inflación del 3% y la tasa anual de descuento del 12% se obtienen los valores presentados a continuación para cada año.

El cálculo de la inversión inicial se ha detallado en el Documento IV: Presupuesto. Toda ella se abona gracias a la solicitud de un préstamo, tal y como se menciona en el apartado 2. *Inversión inicial* Teniendo esto en cuenta, en la Tabla 18 se muestran los flujos de caja en el año 0, es decir, en el momento de inicio del proyecto. En él, tanto los pagos como los ingresos tienen un valor de 0,00 €, pero el flujo de caja es negativo debido a que, por definición, el flujo de caja en el momento de inicio del proyecto es igual a la inversión inicial con un valor negativo.

Tabla 18: Flujos de caja en el año 0

Año	0
Pagos totales	0,00 €
Intereses de la deuda	0,00 €
Costes variables	0,00 €
Cobros totales	0,00 €
Beneficio bruto	0,00 €
Impuestos	0,00 €
Beneficio neto	0,00 €
Amortización	0,00 €
Flujo neto de caja	-35.880.808,79 €
Flujo descontado	-35.880.808,79 €
Flujo acumulado	-35.880.808,79 €

Por otro lado, habiendo seleccionado 20 años como tiempo de vida del proyecto, los flujos de caja desglosados para cada año se muestran en la Tabla 19.

Anexo III. Viabilidad económica

Tabla 19: Flujos de caja

Año	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Pagos totales	-96.130.393,35	-98.891.195,47	-101.733.065,91	-104.658.331,40	-107.669.382,12	-110.768.673,27	-114.476.273,51	-117.242.131,93	-120.621.548,91	-124.099.708,44
Intereses deuda	-2.152.848,53	-2.094.324,29	-2.032.288,61	-1.966.530,78	-1.896.827,48	-1.822.941,98	-1.744.623,36	-1.661.605,61	-1.573.606,80	-1.480.328,07
Costes variables	-93.977.544,83	-96.796.871,17	-99.700.777,31	-102.691.800,63	-105.772.5554,65	-108.945.731,28	-112.214.103,22	-115.580.526,32	-119.047.942,11	-122.619.380,37
Cobros totales	101.056.810,73	104.088.515,06	107.211.170,51	110.427.505,62	113.740.330,79	117.152.540,71	120.667.116,94	124.287.130,44	128.015.744,36	131.856.216,69
Beneficio bruto	4.926.417,38	5.197.319,59	5.478.104,59	5.769.174,22	6.070.948,67	6.383.867,45	6.190.843,43	7.044.998,51	7.394.195,44	7.756.508,25
Impuestos	-1.231.604,34	-1.299.329,90	-1.369.526,15	-1.442.293,55	-1.517.737,17	-1.595.966,86	-1.547.710,86	-1.761.249,63	-1.848.548,86	-1.939.127,06
Beneficio neto	3.694.813,03	3.897.989,69	4.108.578,44	4.326.880,66	4.553.211,50	4.787.900,58	4.643.132,57	5.283.748,88	5.545.646,58	5.817.381,19
Amortización	1.434.152,94	1.434.152,94	1.434.152,94	1.434.152,94	1.434.152,94	1.434.152,94	1.434.152,94	1.434.152,94	1.434.152,94	1.434.152,94
Flujo neto de caja	5.128.965,97	5.332.142,63	5.542.731,38	5.761.033,60	5.987.364,44	6.222.053,52	6.077.285,51	6.717.901,82	6.979.799,52	7.251.534,12
Flujo descontado	4.579.433,90	4.250.751,46	3.945.206,72	3.661.241,00	3.397.391,38	3.152.285,95	2.749.055,33	2.713.247,87	2.516.985,68	2.334.799,91
Flujo acumulado	-31.301.374,88	-27.050.623,42	-23.105.416,70	-19.444.175,70	-16.046.784,32	-12.894.498,37	-10.145.443,04	-7.4432.195,16	-4.915.209,48	-2.580.409,57

Año	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Pagos totales	-127.679.414,39	-131.363.545,26	-135.155.055,80	-139.056.978,80	-143.072.426,60	-147.204.593	-151.456.754,80	-155.832.273,80	-160.334.598,20	-164.967.264,60
Intereses deuda	-1.381.452,61	-1.276.644,62	-1.165.548,15	-1.047.785,89	-922.957,90	-790.640,23	-650.383,50	-501.711,37	-344.118,90	-177.070,89
Costes variables	-126.297.961,78	-130.086.900,64	-133.989.507,66	-138.009.192,89	-142.149.468,70	-146.413.952,70	-150.806.371,30	-155.330.562,50	-159.990.479,30	-164.790.193,70
Cobros totales	35.811.903,19	139.886.260,28	144.082.848,10	148.405.333,50	152.857.493,50	157.443.218,30	162.166.514,90	167.031.510,30	172.042.455,70	177.203.729,30
Beneficio bruto	8.132.488,80	8.522.715,03	8.927.792,29	9.348.354,75	9.785.066,97	10.238.625,38	10.709.760,08	11.199.236,52	11.707.857,42	12.236.464,73
Impuestos	-2.033.122,20	-2.130.678,76	-2.231.948,07	-2.337.088,69	-2.446.266,74	-2.559.656,35	-2.677.440,02	-2.799.809,13	-2.926.964,36	-3.059.116,18
Beneficio neto	6.099.366,60	6.392.036,27	6.695.844,21	7.011.266,07	7.338.800,22	7.678.969,04	8.032.320,06	8.399.427,39	8.780.893,07	9.177.348,54
Amortización	1.434.152,94	1.434.152,94	1.434.152,94	1.434.152,90	1.434.152,90	1.434.152,90	1.434.152,90	1.434.152,90	1.434.152,90	1.434.152,90
Flujo neto de caja	7.533.519,54	7.826.189,21	8.129.997,15	8.445.419,01	8.772.953,16	9.113.121,98	9.466.473	9.833.580,33	10.215.046,01	10.611.501,48
Flujo descontado	2.165.706,85	2.008.787,84	1.863.185,51	1.728.100,05	1.602.785,74	1.486.547,60	1.378.738,22	1.278.754,76	1.186.036,07	1.100.060,03
Flujo acumulado	-414.702,72	1.594.085,12	3.457.270,63	5.185.370,69	6.788.156,43	8.274.704,03	9.653.442,25	10.932.197,01	12.118.233,08	13.218.293,11

8. Valor Actual Neto (VAN)

El Valor Actual Neto (VAN) es una medida de la rentabilidad económica de un proyecto en términos absolutos o monetarios que calcula la diferencia entre el importe de la inversión inicial y los resultados que ofrece. Para poder determinarlo se necesita el valor de la inversión inicial y de los flujos netos de caja anuales, de acuerdo con la siguiente ecuación: (1)

$$VAN = -Inversión\ inicial + \sum_{j=1}^n Flujo\ neto\ de\ caja\ descontado_j \quad [4]$$

Las principales ventajas que ofrece el VAN, además de su facilidad de cálculo e interpretación, es que se trata de una medida aditiva que asienta sus raíces en el principio financiero de valoración, permitiendo alinear el criterio de decisión empresarial de la empresa con la maximización de su valor. Conocido este valor es posible analizar si el proyecto debe ser aceptado o rechazado, en caso de que el VAN sea positivo o negativo, respectivamente. (1)

En la Tabla 20 se presenta el Valor Actual Neto calculado para la planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno.

Tabla 20. Valor Actual Neto (VAN).

VAN, €	13.218.293,10
---------------	---------------

Dado que el VAN calculado para el presente proyecto de diseño es mayor que cero, la inversión será aceptada, ya que la valoración de las ganancias que genera es superior al coste de afrontarla, recuperando el capital invertido y generando una ganancia cuya cantidad es igual, en términos absolutos, al valor del VAN.

9. Tasa Interna de Retorno (TIR)

La Tasa Interna de Retorno es una medida de la rentabilidad económica de un proyecto en términos relativos que iguala a cero el VAN de una inversión de acuerdo con la siguiente ecuación: (1)

$$-Inversión\ inicial + \sum_{j=1}^n \frac{Flujo\ neto\ de\ caja_j}{(1 + TIR)^j} = 0 \quad [5]$$

Las principales ventajas que ofrece la TIR es que permite indicar la rentabilidad de un proyecto en los mismos términos que la medida del coste financiero. Conocido el valor de la TIR es posible analizar si el proyecto debe ser aceptado o rechazado en caso de que su valor sea superior o inferior a la tasa de descuento “k”. (1)

En la Tabla 21 se presenta la Tasa Interna de Retorno calculada para la planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno.

Tabla 21. Tasa Interna de Retorno (TIR).

TIR, %	16,78
---------------	--------------

Dado que el TIR calculado para el presente proyecto de diseño supera la tasa de descuento considerada (del 12%) se concluye que la planta es económicamente rentable.

10. Plazo de recuperación (Payback)

El plazo de recuperación del capital invertido o *payback* es un método de valoración económica de un proyecto de tipo estático, ya que no tiene en cuenta el valor del dinero en el tiempo. Se define como el tiempo que tarda en proyecto en recuperar el desembolso de capital del “año cero”, es decir, el tiempo que tarda en amortizar la inversión inicial. Para poder determinarlo se van acumulando los flujos de caja año tras año, de forma que el *payback* se fija en el momento en el que los flujos de caja acumulados pasan a ser positivos.

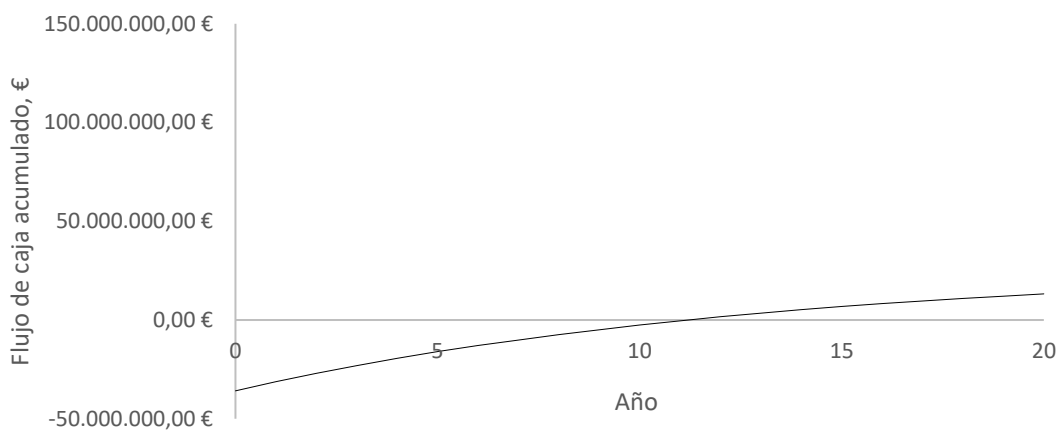


Figura 1. Plazo de recuperación o *Payback*.

Las principales ventajas que ofrece el *payback* se relacionan con las medidas de liquidez que ofrecen y con su facilidad de cálculo e interpretación. De esta forma, cuanto menor sea dicho plazo de recuperación mayor será la liquidez del proyecto, es decir, su capacidad para afrontar los gastos con sus propios recursos. Aunque no existe un período de tiempo concreto para recuperar el desembolso inicial, a mayor liquidez más atractivo será el proyecto. Los flujos de caja acumulados del apartado 6. *Flujos de caja*, se presentan gráficamente en la Figura 1, donde se ve claramente que el plazo de recuperación o *payback* es de once años y medio aproximadamente.

11. Análisis de sensibilidad

A continuación, se introducirá un estudio de casos en cuanto a fluctuaciones de los flujos de caja del proyecto ante determinados casos que pueden suponer un cambio en la rentabilidad de la planta. Se evaluarán dos escenarios principales: La crisis sanitaria del COVID-19 y la comercialización de la corriente residual de la T-303.

11.1 Fluctuación económica de la planta ante la emergencia del COVID-19

A continuación, se analizará el impacto de la emergencia sanitaria del COVID-19 en la viabilidad económica de la planta. Se tendrán en cuenta las oscilaciones principales en los flujos de caja del proyecto teniendo en cuenta opción de que suceda un posible rebrote durante la fase de operación de la planta, que obligue a adaptarse a las circunstancias adversas que supone esta crisis.

El benzaldehído es un producto destinado a la industria alimentaria, cosmética y farmacéutica, entre otras. Por este motivo, puede considerarse un producto esencial, como los que se mencionan en el Real Decreto 463/2020, de 14 de marzo, por el que se activa el Estado de Alarma en España y se limitan las actividades comerciales, lúdicas y productivas, salvo excepciones, debido a la crisis sanitaria del COVID-19. Por este motivo, la capacidad de producción de la planta se verá inalterada, ya que podrá continuar su operación con normalidad.

Por otro lado, los precios de los productos químicos en el mercado se han desplomado durante el estado de emergencia, lo que ha llevado que las materias primas principales del proceso hayan bajado su precio. Es el caso del tolueno, que ha descendido de 457,34 €·t⁻¹ hasta 397,31 €·t⁻¹ en su descenso más abrupto. Por su parte, el ácido acético ha descendido desde 346,98 €·t⁻¹ a 237,35 €·t⁻¹. Además, las ventas de productos químicos en España han descendido entre un 5 y un 10% debido a la inactividad de muchos sectores industriales, lo que implica que se estimará que tanto las ventas de benzaldehído como de nitrógeno descenderán en un 5%.

Por otro lado, ante la emergencia sanitaria, se han tomado las siguientes decisiones debido al espacio de trabajo:

- La plantilla de trabajadores de oficinas, departamentos de ventas e investigación, ingeniería, junta directiva, etc. realizarán sus respectivos trabajos desde su domicilio, mediante un software de escritorio remoto habilitado para teletrabajo, accediendo a la planta solo en circunstancias justificadas.
- Por otro lado, la plantilla de operarios de planta, sala de control, laboratorio y almacenes trabajará por turnos al 50%, partiendo la jornada previamente establecida en dos partes, para facilitar la distancia social.
- La plantilla que forma parte de la mano de obra indirecta será reducida a un tercio de la existente en condiciones normales (cinco personas del servicio de limpieza, y cuatro personas del servicio de vigilancia). Estos, se repartirán debidamente en los horarios establecidos para velar por la seguridad y limpieza de la planta, dando cumplimiento a la normativa de actuación del COVID-19. El resto de la plantilla se acogerá a un E.R.T.E. de los establecidos excepcionalmente por el Gobierno de España.

Por otro lado, será necesario preparar las instalaciones para cumplir con las medidas de seguridad, por lo que hará falta llevar a cabo una serie de reformas, así como también comprar los EEPI necesarios para repartir entre los empleados (mascarillas, guantes, pantallas, hidrogel, etc.) Por otro lado, será necesario invertir una suma importante de dinero en las herramientas necesarias para que los

empleados puedan realizar teletrabajo desde sus domicilios. En total, se estima un desembolso de 800.000 euros anuales.

Con esto, los cobros anuales variables suman 93.207.738,05 €, mientras que los gastos descienden a 88.619.715,23 €. Con esto, el VAN desciende a 2.842.702,458 € y la TIR a un 12,70%. Como puede observarse, la rentabilidad del proyecto continúa siendo aceptable, aunque tanto el VAN como la TIR han registrado una sensible bajada. En el caso de la tasa de recuperación o *payback* se conseguiría a los 17 años, cinco años y medio después que en la situación habitual para la que se ha diseñado el balance económico del proyecto. Por ello, sería posible puntualizar que, aunque la situación del COVID-19 se prolongase en el tiempo, la rentabilidad del proyecto está asegurada.

11.2 Fluctuación económica de la planta ante la venta de subproductos

El ácido benzoico y el alcohol bencílico son también productos de alto interés industrial. La corriente de colas de la columna T-303 consta de una mezcla de alcohol bencílico y ácido benzoico, con un 75% en peso de este último producto. Debido a su baja pureza, esta corriente no puede comercializarse al precio del ácido benzoico comercial, y para poder lograr una pureza suficiente, habría que instalar un nuevo equipo de separación. Esta alternativa excede el objetivo de la planta, puesto que esta se ha diseñado para la producción de benzaldehído. Por lo tanto, en caso de que se encontrase algún comprador que pudiese estar interesado en la compra de la corriente residual al 75% de pureza de ácido benzoico, se le vendería por un precio de 120,00 € la tonelada. De esta manera, en caso de conseguir comercializar toda la corriente residual producida en la T-303, se obtendrá una suma de 3.818.467,70 € anuales, ascendiendo por lo tanto la cifra de ingresos a 101.931.876,18 €.

Teniendo en cuenta que los gastos anuales no sufren ninguna alteración, la rentabilidad de la planta aumenta notablemente, alcanzando un VAN de 40.032.439,43 € y una TIR del 25,64%. En este caso, la tasa de recuperación o *payback* se conseguiría en el sexto año, cinco años y medio antes de lo previsto en una situación habitual para la que se ha diseñado el balance económico de la planta.

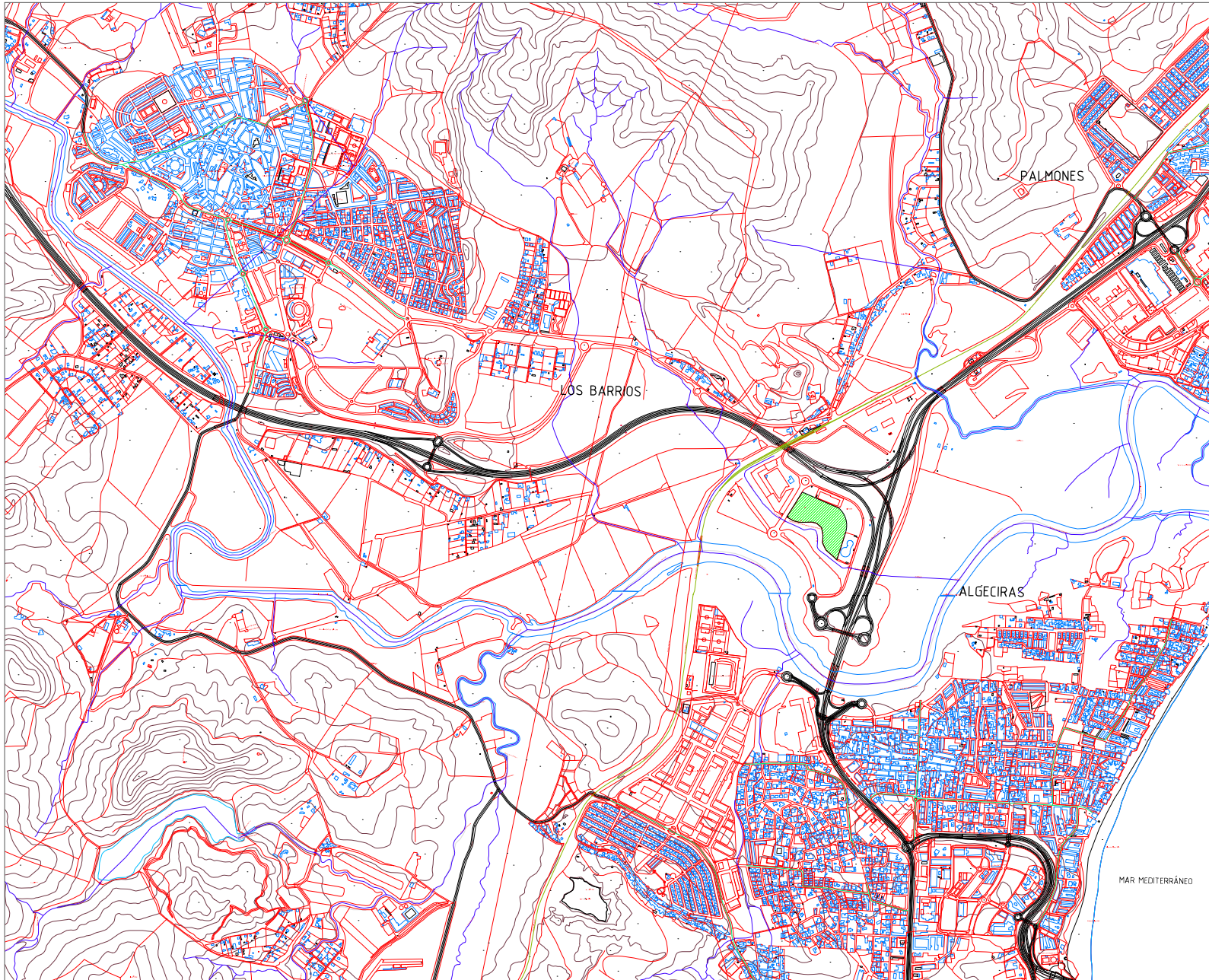
12. Referencias bibliográficas

1. SECO, M., E. CRESPO, G. VILORIA. EOI Escuela de Organización Industrial. [En línea] Julio de 2017. [Consultado el: 18 de junio de 2020.] Disponible en: <https://www.eoi.es/es/file/18724/download?token=5DV7ObUI>.
2. SINNOT, R., G. TOWLER. *Diseño en ingeniería química*. Barcelona: Reverté, 2012. ISBN 978-84-291-7199-0.

DOCUMENTO II:

PLANOS

1. Plano de situación	1
2. Plano de emplazamiento	2
3. Plano de implantación.....	3
4. Diagrama de flujo de proceso (PFD)	4
5. Diagrama de control e instrumentación (P&ID).....	5
5.1. P&ID#1: Sección 100 y 200	5
5.2. P&ID#2: Sección 300	6
6. Plano del reactor R-201	7
7. Plano de la columna de destilación T-303	8



REFERENCIA DE PLANOS		
REF.	PLANO	PLANO Nº

NOTAS

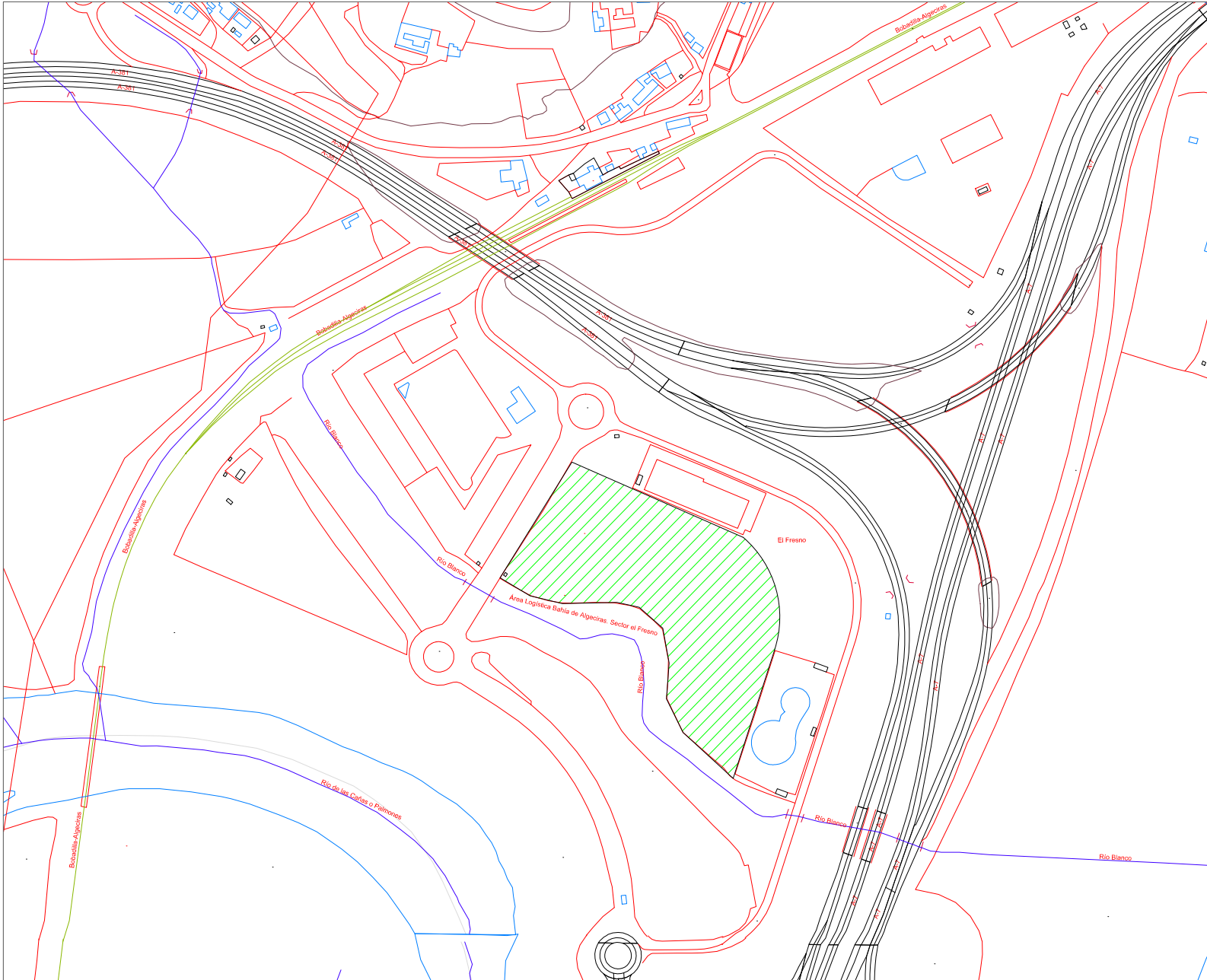
LEYENDA

- PARCELA SELECCIONADA

	Escola Técnica Superior de Enxeñaría Universidade de Santiago de Compostela	
--	--	--

PLANO DE SITUACIÓN

Planta de produción de benzaldehído a partir de tolueno		Autoras:	
Fecha:		Paloma Méndez Silva	
Julio 2020		Natalia Vidal Gómez	
Firmas:		Escala:	Plano número:
		1:25000	1



REFERENCIA DE PLANOS		
REF.	PLANO	PLANO Nº

NOTAS

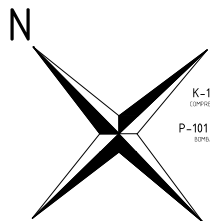
LEYENDA

PARCELA SELECCIONADA

USC UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE COMPOSTELA Escola Técnica Superior de Enxeñaría Universidade de Santiago de Compostela ESE Escola Superior de Enxeñaría

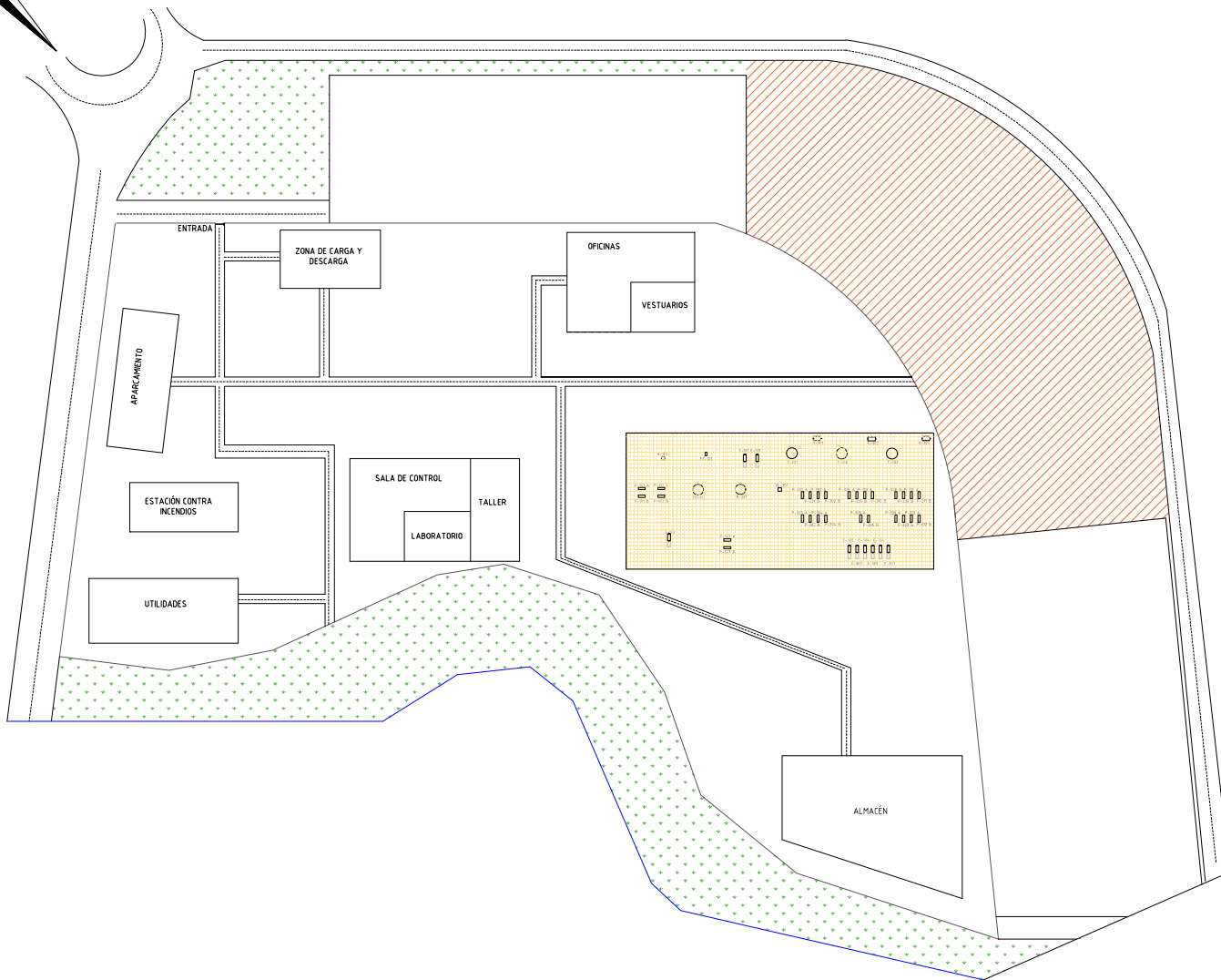
PLANO DE EMPLAZAMENTO

Planta de produción de benzaldehído a partir de tolueno		Autoras: Paloma Méndez Silva Natalia Vidal Gómez	
Fecha: Julio 2020		Escala: 1:2000	
Firmas: 		Plano número: 2	



LISTADO DE EQUIPOS

K-101 COMPRESOR	FT-101 FILTRO	E-101 INTERCAMBIADOR DE CALOR	R-201 REACTOR	E-301 INTERCAMBIADOR DE CALOR	T-301 COLUMNA DE DESTILACIÓN	E-302 CONDENSADOR TOTAL	V-301 TAMBOR DE REFLUJO	P-301 A/B BOMBAS	P-302 A/B BOMBAS	T-302 COLUMNA DE DESTILACIÓN	E-303 CONDENSADOR TOTAL	V-302 TAMBOR DE REFLUJO	P-305 A/B BOMBAS	P-306 A/B BOMBAS	P-310 A/B BOMBAS	P-311 A/B BOMBAS
P-101 A/B BOMBAS	P-102 A/B BOMBAS	TM-101 TANQUE DE MEZCLA	E-102 INTERCAMBIADOR DE CALOR	P-107 A/B BOMBAS	VL-301 VÁLVULA	P-303 A/B BOMBAS	E-305 CALDERA PARCIAL	P-304 A/B BOMBAS	T-303 COLUMNA DE DESTILACIÓN	E-306 CONDENSADOR TOTAL	V-303 TAMBOR DE REFLUJO	P-308 A/B BOMBAS	E-304 CALDERA PARCIAL	P-309 A/B BOMBAS	E-307 CALDERA PARCIAL	P-312 A/B BOMBAS



REFERENCIA DE PLANOS

REF.	PLANO	PLANO Nº

NOTAS

-La luz de malla de cuadrícula amarilla equivale a 5 ft.

LEYENDA

- ZONAS VERDES
- ESPACIO DISPONIBLE PARA FUTURAS AMPLIACIONES

Escola Técnica Superior de Enxeñaría
Universidade de Santiago de Compostela



Planta de producción de
benzaldehído a partir de tolueno

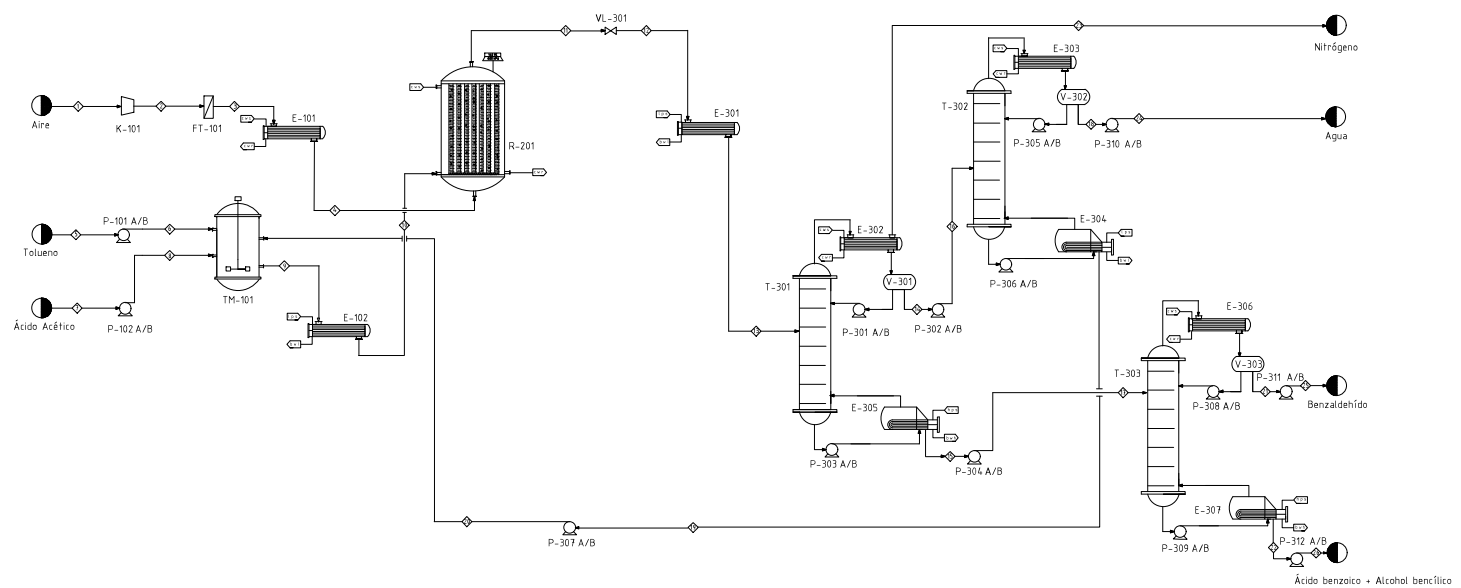
Autoras:
Paloma Méndez Silva
Natalia Vidal Gómez

Fecha: Julio 2020

Firmas:

Plano número: 3

- K-101 COMPRESOR
- FT-101 FILTRO
- E-101 INTERCAMBIADOR DE CALOR
- R-201 REACTIVO
- E-301 INTERCAMBIADOR DE CALOR
- T-301 COLUMNA DE DESTILACIÓN
- E-302 CONDENSADOR TOTAL
- V-301 TAMBOR DE REFLUJO
- P-301 A/B BOMBAS
- P-302 A/B BOMBAS
- T-302 COLUMNA DE DESTILACIÓN
- E-303 CONDENSADOR TOTAL
- V-302 TAMBOR DE REFLUJO
- P-305 A/B BOMBAS
- P-306 A/B BOMBAS
- P-310 A/B BOMBAS
- P-311 A/B BOMBAS
- P-101 A/B BOMBAS
- P-102 A/B BOMBAS
- TM-101 FAMILIA DE MOJOLA
- E-102 INTERCAMBIADOR DE CALOR
- P-107 A/B BOMBAS
- VL-301 VÁLVULA
- P-303 A/B BOMBAS
- E-305 CALDERA PARCIAL
- P-304 A/B BOMBAS
- T-303 COLUMNA DE DESTILACIÓN
- E-306 CONDENSADOR TOTAL
- V-303 TAMBOR DE REFLUJO
- P-308 A/B BOMBAS
- E-304 CALDERA PARCIAL
- P-309 A/B BOMBAS
- P-307 A/B BOMBAS
- E-307 CALDERA PARCIAL
- P-312 A/B BOMBAS



CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
T [°C]	25	168,45	168,45	140	25	25	25	25	99,31	140	140	97,18	101,90
P [bar]	1,013	6,300	6,200	6,000	1,013	6,500	1,013	6,500	6,100	6,000	5,937	1,114	1,014
FRACCIÓN DE VAPOR	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,33	0,49	0,00
CAUDAL MÁSSICO (kg/h)	12365,64	12365,64	12365,64	12365,64	7194,68	7194,68	3,37	3,37	102195,49	102195,49	114561,13	114561,13	114561,13
CAUDAL MOLAR (kmol/h)	428,65	428,65	428,65	428,65	78,08	78,08	0,06	0,06	1501,32	1501,32	1909,03	1909,03	1909,03
OXÍGENO (kmol/h)	90,02	90,02	90,02	90,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ÁCIDO ACÉTICO (kmol/h)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,06	0,06	1125,81	1125,81	1125,81	1125,81	1125,81
TOLUENO (kmol/h)	0,00	0,00	0,00	0,00	78,08	78,08	0,00	0,00	375,27	375,27	297,21	297,21	297,21
BENZALDEHÍDO (kmol/h)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,10	0,10	36,27	36,27	36,27
AGUA (kmol/h)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,14	0,14	69,22	69,22	69,22
ÁCIDO BENZOÍCO (kmol/h)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	32,90	32,90	32,90
ALCOHOL BENZILICO (kmol/h)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	8,98	8,98	8,98
NITRÓGENO (kmol/h)	338,63	338,63	338,63	338,63	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	338,63	338,63	338,63

CORRIENTE	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26
T [°C]	99,78	196,80	99,78	196,80	84,34	104,30	104,30	178,91	234,75	99,78	84,34	178,91	234,75
P [bar]	1,013	1,015	1,015	1,017	1,013	1,017	6,500	1,013	1,023	1,013	1,015	1,015	1,025
FRACCIÓN DE VAPOR	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00
CAUDAL MÁSSICO (kg/h)	96247,53	8828,49	96247,53	8828,49	1250,08	94997,44	94997,44	38711,47	4957,02	9485,11	1250,08	38711,47	4957,02
CAUDAL MOLAR (kmol/h)	1492,33	78,07	1492,33	78,07	69,15	1423,18	1423,18	36,48	41,59	338,63	69,15	36,48	41,59
OXÍGENO (kmol/h)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ÁCIDO ACÉTICO (kmol/h)	1125,80	0,01	1125,80	0,01	0,05	1125,76	1125,76	0,01	0,00	0,00	0,05	0,01	0,00
TOLUENO (kmol/h)	297,21	0,00	297,21	0,00	0,03	297,19	297,19	0,00	0,00	0,00	0,03	0,00	0,00
BENZALDEHÍDO (kmol/h)	0,10	36,18	0,10	36,18	0,00	0,10	0,10	36,12	0,06	0,00	0,00	36,12	0,06
AGUA (kmol/h)	69,22	0,00	69,22	0,00	69,08	0,14	0,14	0,00	0,00	0,00	69,08	0,00	0,00
ÁCIDO BENZOÍCO (kmol/h)	0,00	32,90	0,00	32,90	0,00	0,00	0,00	0,00	32,90	0,00	0,00	0,00	32,90
ALCOHOL BENZILICO (kmol/h)	0,00	8,98	0,00	8,98	0,00	0,00	0,00	0,35	8,63	0,00	0,00	0,35	8,63
NITRÓGENO (kmol/h)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	338,63	0,00	0,00	0,00

REFERENCIA DE PLANOS

REF.	PLANO	PLANO Nº

NOTAS

UTILIDADES

cws	cooling water suply (suministro de agua de refrigeración)
cwr	cooling water return (retorno de agua de refrigeración)
lps	low pressure steam (vapor a baja presión)
mps	middle pressure steam (vapor a media presión)
hps	high pressure steam (vapor a alta presión)
bwl	low pressure boiling water (vagua en ebullición a baja presión)
mwl	middle pressure boiling water (vagua en ebullición a media presión)
hwl	high pressure boiling water (vagua en ebullición a alta presión)

Escola Técnica Superior de Enxeñaría
Universidade de Santiago de Compostela

DIAGRAMA DE FLUJO (PFD) USC

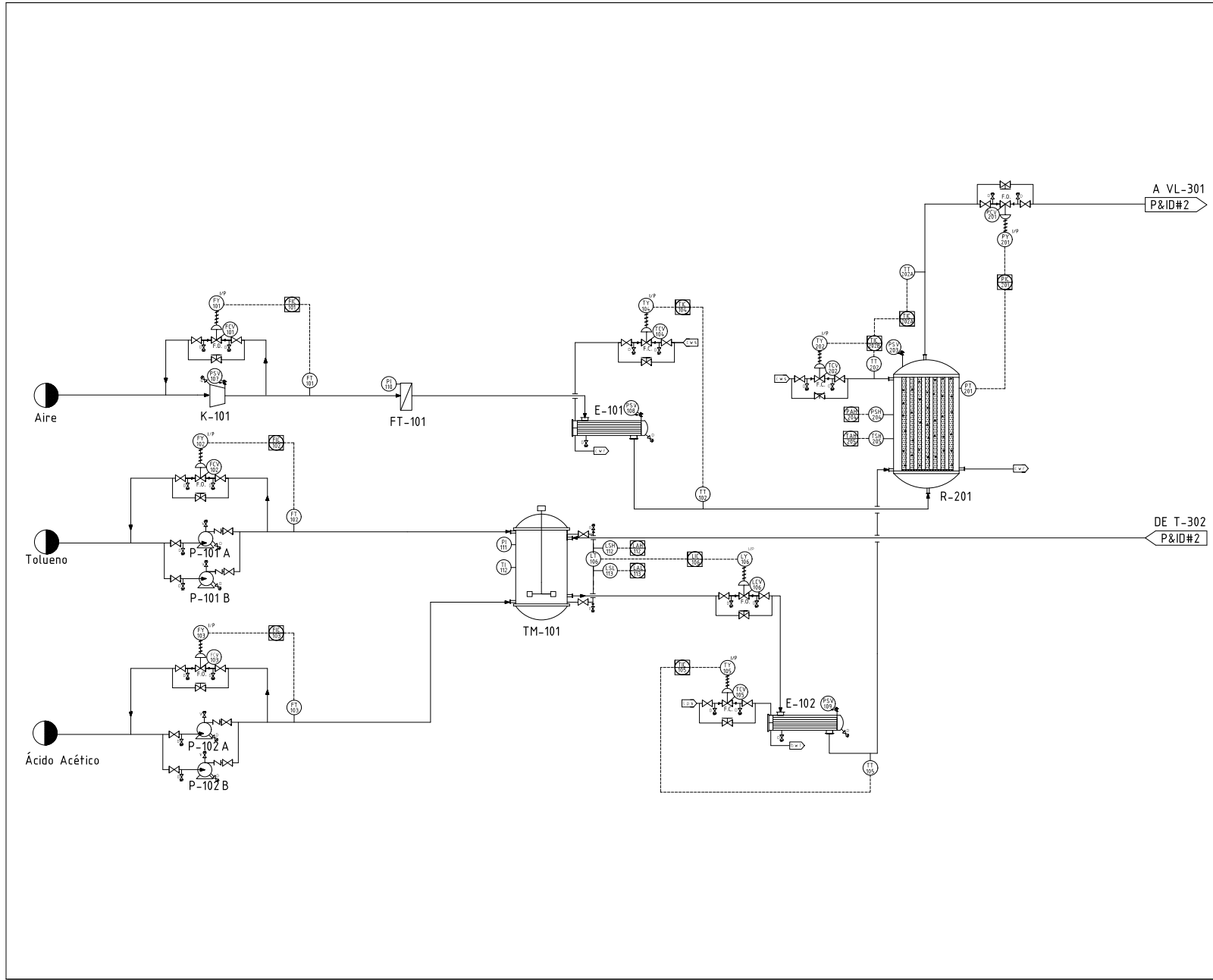
Planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno

Autoras:
Paloma Méndez Silva
Natalia Vidal Gómez

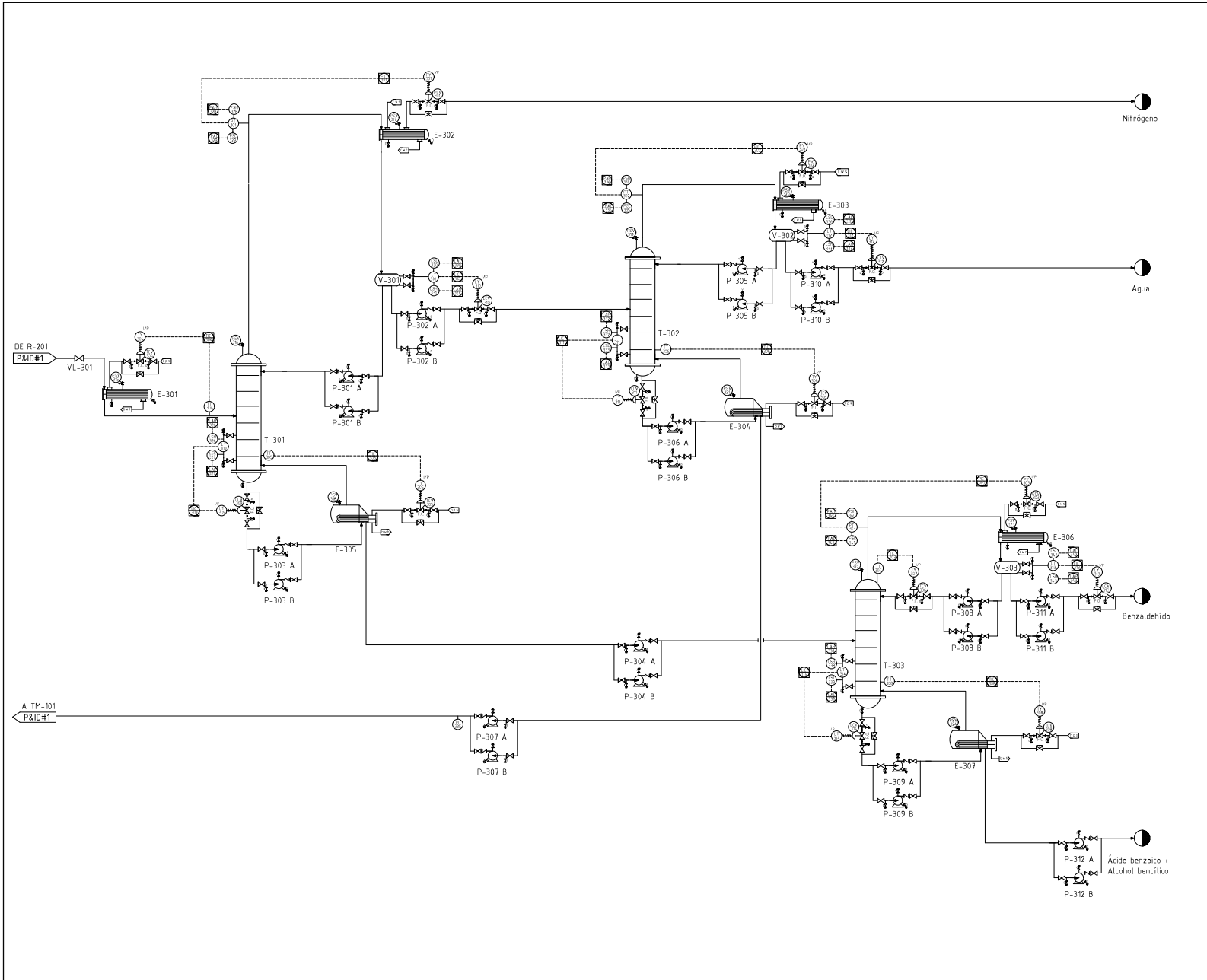
Fecha: Julio 2020

Firmas:

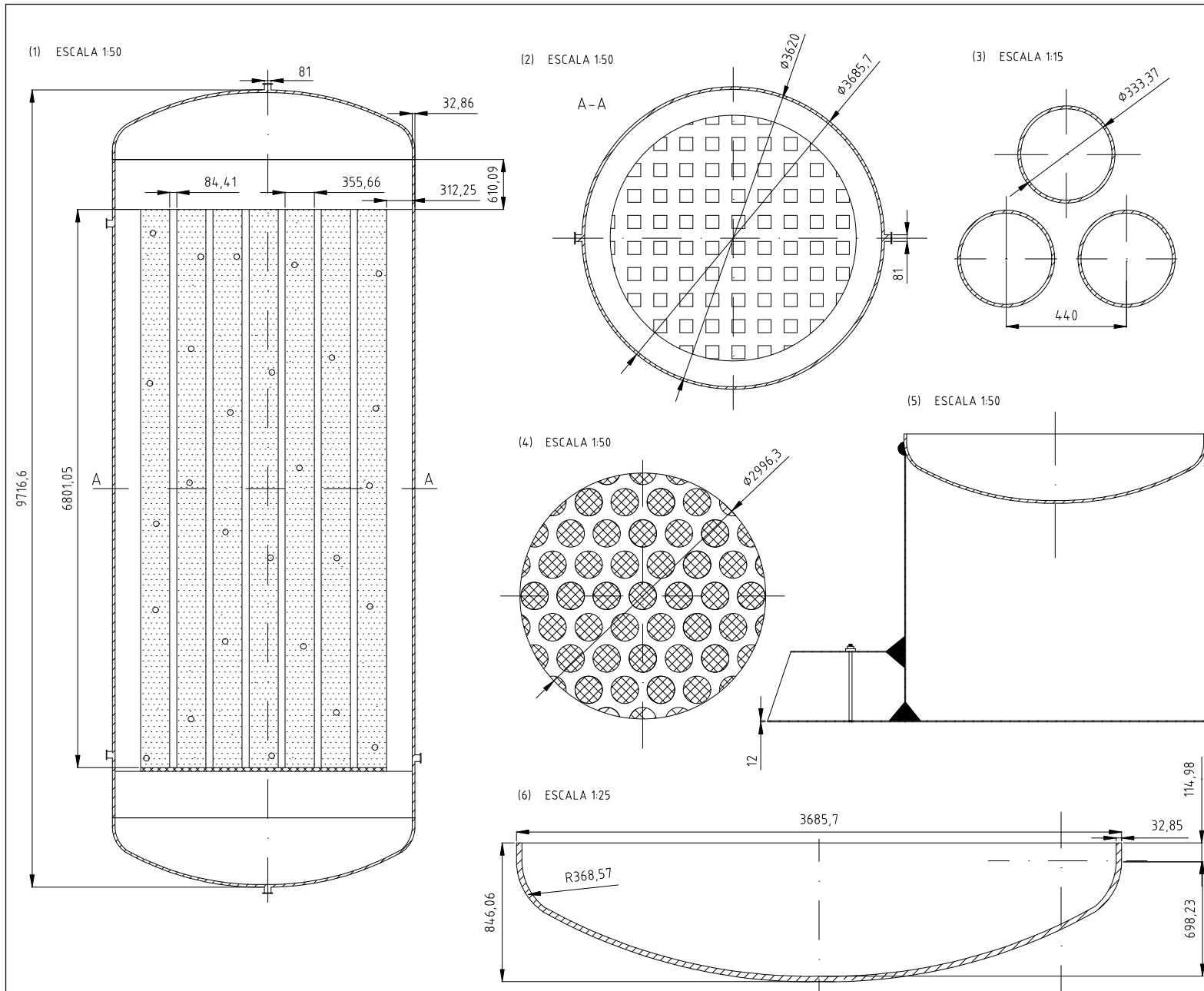
Plano nº: 4



REFERENCIA DE PLANOS		
REF.	PLANO	PLANO Nº
1	P&ID #2	5
NOMENCLATURA		
	X: Primera posición (variable controlada) YY: Posiciones sucesivas (función) A: Sección de la planta BB: Número de lazo	
	Letra	Primera posición
A	Composición	Alarma
C	-	Controlador
F	Flujo	-
H	-	Alto
I	-	Indicador
L	Nivel	Bajo
P	Presión	-
T	Temperatura	Transmisor
V	-	-
SIMBOLOGÍA		
	FUNCIÓN	LOCALIZACIÓN
	Elemento discreto	Campo
		Sala de control
	Equipo que permite la lectura de datos y realiza funciones de control	Campo
		Sala de control
SEÑALES		
	SEÑAL NEUMÁTICA	
	SEÑAL ELÉCTRICA	
	LINEAS DE PROCESO	
ABREVIATURAS		
F.O	Válvula abierta en caso de fallo	
F.C	Válvula cerrada en caso de fallo	
I/P	Transformación de señal eléctrica en señal neumática	
V	Venteo	
D	Drenaje	
PLANO DE INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL P&ID#1		
Planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno		Autoras: Paloma Méndez Silva Natalia Vidal Gómez
Fecha:	Julio 2020	
Firmas:		Escala: Plano nº: 5.1



REFERENCIA DE PLANOS		
REF.	PLANO	PLANO Nº
1	P&ID #1	4
NOMENCLATURA		
<div style="border: 1px solid black; border-radius: 50%; width: 30px; height: 30px; display: flex; flex-direction: column; align-items: center; justify-content: center;"> YYY ABB </div>	X: Primera posición (variable controlada)	
	YY: Posiciones sucesivas (función)	
	A: Sección de la planta	
	BB: Número de lazo	
Letra	Primera posición	Posiciones sucesivas
A	Composición	Alarma
C	-	Controlador
F	Flujo	-
H	-	Alto
I	-	Indicador
L	Nivel	Bajo
P	Presión	-
T	Temperatura	Transmisor
V	-	Válvula
SIMBOLOGÍA		
	FUNCIÓN	LOCALIZACIÓN
<div style="border: 1px solid black; border-radius: 50%; width: 30px; height: 30px; display: flex; flex-direction: column; align-items: center; justify-content: center;"> YYY ABB </div>	Elemento discreto	Campo
		Sala de control
<div style="border: 1px solid black; border-radius: 50%; width: 30px; height: 30px; display: flex; flex-direction: column; align-items: center; justify-content: center;"> XYZ ABB </div>	Equipo que permite la lectura de datos y realiza funciones de control	Campo
		Sala de control
SEÑALES		
	SEÑAL NEUMÁTICA	
	SEÑAL ELÉCTRICA	
	LÍNEAS DE PROCESO	
ABREVIATURAS		
F.O	Válvula abierta en caso de fallo	
F.C	Válvula cerrada en caso de fallo	
I/P	Transformación de señal eléctrica en señal neumática	
V	Venteeo	
D	Drenaje	
Escola Técnica Superior de Enxeñaría Universidade de Santiago de Compostela		
PLANO DE INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL P&ID#2		
Planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno	Autoras: Paloma Méndez Silva Natalia Vidal Gómez	
Fecha: Julio 2020		
Firmas: 	Escala:	Plano nº: 5.2



REFERENCIA DE PLANOS		
REF.	PLANO	PLANO Nº

NOTAS

- (1) PERFIL DEL REACTOR R-201
- (2) CORTE A-A DEL REACTOR R-201
- (3) DISPOSICIÓN DE LOS TUBOS EN PITCH TRIANGULAR EN EL SENO DE LA CARCASA
- (4) REPRESENTACIÓN DEL DISTRIBUIDOR DE GAS TIPO PLATO PERFORADO
- (5) REPRESENTACIÓN DEL SOPORTE TIPO FALDA
- (6) CABEZAL TORIÉSFERICO TIPO KLOPPER

-TODAS LAS MEDIDAS DE LAS COTAS ESTÁN EXPRESADAS EN MILÍMETROS

-EL MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN DEL CUERPO Y DE LOS CABEZALES ES ACERO INOXIDABLE 18CR 8NI GRADO 304

-LOS TUBOS EN EL SENO DE LA CARCASA SON DE ACERO INOXIDABLE Y SCHEDULE 40

-LA SOLDADURA DEL SOPORTE TIPO FALDA ES A RAS DEL RECIPIENTE

-LA FALDA CUENTA CON UN DOBLE ANILLO REFORZADO Y ANCLADO AL SUELO CON UN PERNO

LEYENDA

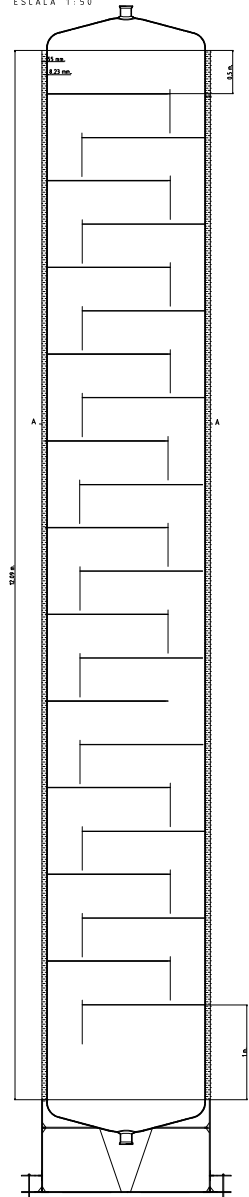
- HAZ DE TUBOS
- ORIFICIOS DEL PLATO PERFORADO
- ESPESOR
- LECHO CON PARTÍCULAS DE CATALIZADOR SÓLIDO EN SUSPENSIÓN

USC Escola Técnica Superior de Enxeñaría Universidade de Santiago de Compostela
 EST Escola Técnica Superior de Enxeñaría

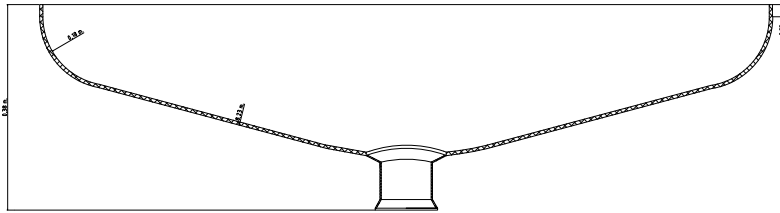
REACTOR R-201

Planta de produción de benzaldehído a partir de tolueno		Autora: Paloma Méndez Silva	
Fecha: Julio 2020			
Firmas:		Escala: Variable	6

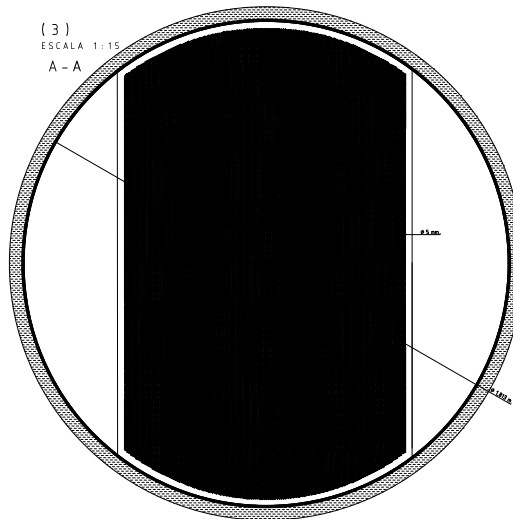
(1)
ESCALA 1:50



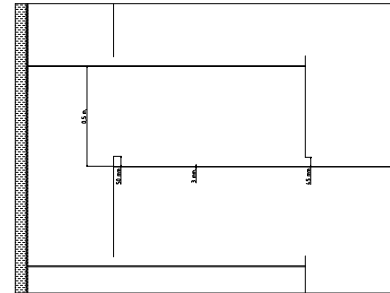
(2)
ESCALA 1:10



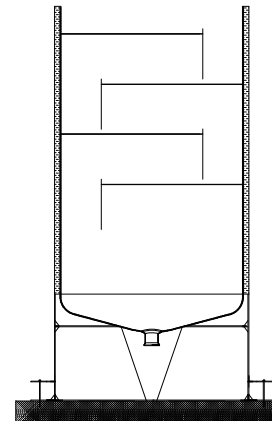
(3)
ESCALA 1:15
A - A



(4)
ESCALA 1:20



(5)
ESCALA 1:40



REFERENCIA DE PLANOS

REF.	PLANO	PLANO Nº

NOTAS

- (1) COLUMNA DE DESTILACIÓN T-303
- (2) CABEZAL TORISFÉRICO
- (3) PLATO PERFORADO
- (4) BAJANTE
- (5) ESQUEMA DEL SOPORTE TIPO FALDA

- EL MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN DE LA CARCASA Y LOS TUBOS ES DE ACERO INOXIDABLE 304
- LA SOLDADURA DEL SOPORTE TIPO FALDA ES A RAS DEL RECIPIENTE
- LA FALDA CUENTA CON DOBLE ANILLO REFORZADO Y ANCLADO AL SUELO CON UN PERNO.

LEYENDA

- AISLANTE DE VIDRIO CELULAR
- CARCASA DEL EQUIPO DE ACERO INOXIDABLE 304
- PERFORACIONES DE LOS PLATOS



Escola Técnica Superior de Enxeñaría
Universidade de Santiago de Compostela



COLUMNA DE DESTILACIÓN T-303

Planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno

Autora:
Natalia Vidal Gómez

Fecha:
Julio 2020

Firma:

Plano nº:
7

DOCUMENTO III:
ESTUDIOS CON
ENTIDAD PROPIA

1.	Estudio de Impacto Ambiental (E.I.A)	4
1.1	Objeto	4
1.2	Análisis ambiental del proceso productivo	5
1.2.1	Justificación de la ubicación del proyecto	5
1.2.2	Análisis medioambiental de las alternativas estudiadas	6
1.2.3	Mejores Técnicas Disponibles (MTD)	6
1.3	Acciones susceptibles de producir impacto ambiental	8
1.4	Inventario ambiental	9
1.4.1	Medio biofísico	9
1.4.2	Medio socioeconómico	14
1.4.3	Riesgos y molestias inducidos	16
1.5	Factores ambientales y socioeconómicos susceptibles de impacto	17
1.6	Identificación de impactos ambientales	17
1.6.1	Fase de construcción	19
1.6.2	Fase de operación	22
1.6.3	Fase de desmantelamiento	26
1.6.4	Cálculo del impacto total	28
1.7	Medidas de reducción de impacto ambiental	29
1.7.1	Medio biofísico	30
1.7.2	Medio socioeconómico	32
1.8	Programa de Vigilancia Ambiental	33
1.8.1	Objetivos	33
1.8.2	Alcance	33
1.8.3	Medios de realización	33
1.8.4	Ejecución y operación	34
1.8.5	Elaboración y gestión de la documentación	34
1.8.6	Actividades de seguimiento	35
1.9	Documento de síntesis	38
2.	Referencias bibliográficas	40

1. Estudio de Impacto Ambiental (E.I.A)

El Estudio de Impacto Ambiental (E.I.A) es necesario que se lleve a cabo en todo proyecto para identificar y valorar de manera rigurosa los impactos ambientales de las diferentes fases del mismo, para poder solventarlos de manera eficaz, encontrando alternativas eficientes y respetuosas con el medio ambiente.

La Ley 21/2013 del 9 de diciembre de evaluación ambiental (1), establece que esta es indispensable para la protección del medio ambiente y la adecuada prevención de impactos ambientales concretos que puedan ser generados por determinados proyectos.

El objeto principal de dicha ley es establecer las bases que regirán la evaluación ambiental de los planes, programas y proyectos que puedan tener efectos significativos sobre el medio ambiente, garantizando un nivel de protección ambiental elevado, mediante:

- La integración de los aspectos medioambientales en la elaboración de programas y proyectos.
- El análisis y la selección de las alternativas del proyecto más viables en materia medioambiental.
- El establecimiento de las medidas que permitan prevenir, corregir y, en su caso, compensar los efectos adversos sobre el medio ambiente.
- El establecimiento de un Plan de Vigilancia Ambiental que pueda llevar a cabo el seguimiento y las sanciones necesarias sobre un proyecto determinado para comprobar su cumplimiento con las finalidades de esta ley.

Con estas premisas en mente, se analizará la planta de producción de benzaldehído desde el punto de vista del impacto ambiental que genera, estableciendo soluciones alternativas para paliar y reducir el impacto generado sobre el medio ambiente.

1.1 Objeto

La planta de producción de benzaldehído, objeto de estudio del presente proyecto, tendrá una capacidad de producción 30.000 toneladas anuales, teniendo en cuenta que se operará en continuo 330 días al año durante las 24 horas del día, reservando los días restantes para operaciones de mantenimiento de equipos, revisiones del funcionamiento de la planta y limpieza. Para llevar a cabo el proceso de producción, se escogerá la alternativa de la oxidación parcial de tolueno, empleando por otra parte un catalizador de un óxido metálico.

La materia prima principal del proceso es el tolueno, el cual se almacena a condiciones de presión atmosférica y a una temperatura de 25°C. Además, tal y como se ha comentado a lo largo de todo el proyecto, aunque no forma parte de la reacción, debe añadirse ácido acético en una proporción 3:1 con respecto al tolueno, para fomentar su solubilidad con el agua que se forma en el reactor, y a su vez promover la acción del catalizador para lograr la oxidación selectiva.

El proceso se subdivide en tres secciones principales:

1. Sección 100. Acondicionamiento de las materias primas: El principal objetivo de esta sección es modificar las condiciones de entrada de las materias primas al proceso y llevarlas a las condiciones a las que tiene lugar la reacción, modificando para ello su presión y temperatura.

Para ello, el aire atraviesa un filtro para eliminar posibles impurezas y partículas no deseadas, y también una bomba y un intercambiador de calor para ajustar las condiciones de operación a las demandadas en la sección de reacción.

En el caso de las materias primas alimentadas en fase líquida, como es el caso del tolueno o del ácido acético, estas se mezclan entre ellas en el TM-101 y también junto a la corriente de recirculación de ambos reactivos, procedente de la T-302 (corriente 20). Tras ser mezcladas y adaptadas a las condiciones de operación mediante equipos como bombas e intercambiadores de calor, las materias primas estarán preparadas para entrar en la sección de reacción.

2. Sección 200. Reacción: La corriente 10, que contiene una mezcla de tolueno y ácido acético y la corriente 4, compuesta de aire, ambas procedentes de la Sección 100, de acondicionamiento de las materias primas, entran al reactor R-201 a las condiciones de reacción fijadas (6 bar y 140°C). Se utiliza un catalizador heterogéneo sólido sintetizado a base de óxido de manganeso y de molibdeno en una proporción Mn/Mo igual a 3/1. En el reactor ocurre la oxidación parcial del tolueno, promovida por el catalizador seleccionado, y se obtiene el producto principal (benzaldehído) y otros productos secundarios, mayoritariamente ácido benzoico, alcohol bencílico y agua.

3. Sección 300. Separación y purificación: Esta sección consta de tres columnas de destilación (T-301, T-302 Y T-303), por las cuales se hace pasar la corriente de salida del reactor R-201, separándola en sus productos principales. El condensador total de la columna T-301 tiene una salida de no condensables por la que se elimina el nitrógeno restante del proceso de oxidación parcial, el cual debe ser correctamente tratado y almacenado. Por otro lado, de la salida por cabezas de la columna de destilación T-302 se obtiene una corriente de agua con trazas de ácido acético y tolueno. Por otro lado, de T-303 se obtiene por cabezas benzaldehído al 99% de pureza (el producto de interés del proceso de producción), mientras que por colas se obtiene una mezcla de los productos secundarios, ácido benzoico y alcohol bencílico. Esta última corriente puede continuar siendo tratada para obtener ambos productos por separado, de gran interés industrial, o bien ser desechada como residuo de proceso.

1.2 Análisis ambiental del proceso productivo

La alternativa seleccionada para llevar a cabo el proceso de producción de benzaldehído ha sido la oxidación parcial del tolueno. A continuación, esta se analizará en detalle desde el punto de vista medioambiental, teniendo también en cuenta la selección de la ubicación de la planta y de la tecnología empleada.

1.2.1 Justificación de la ubicación del proyecto

Se ha decidido situar la planta en el área de El Fresno, situada en Los Barrios, provincia de Cádiz. Esta selección, se debe principalmente a las buenas comunicaciones, a la disponibilidad de terreno y a la proximidad con la Refinería Gibraltar-San Roque perteneciente a la Compañía Española de Petróleos S.A (CEPSA) situada a 27 km y desde la cual se puede adquirir tolueno como materia prima a la pureza requerida por el proceso.

El área de El Fresno dispone de una superficie total aproximada de 140.000 m² operativa desde el año 2015 y gestionada por la Zona Franca de Cádiz. La parcela seleccionada dispone de una superficie aproximada de 45.700 m² cuyas coordenadas geográficas son: (2) (3)

Latitud: 36° 10' 11,8" N

Longitud: 5° 27' 34,7" O

1.2.2 Análisis medioambiental de las alternativas estudiadas

La alternativa seleccionada según su tecnología ha sido la oxidación parcial de tolueno en fase líquida, dado que, además de ser más segura por tener un volumen reducido de sustancias en fase gaseosa en comparación con las otras dos alternativas restantes, trabaja con una menor cantidad de reactivos y productos peligrosos, tóxicos, o, simplemente, dañinos para el medio ambiente.

La alternativa de cloración de tolueno, por su parte, emplea cloro como materia prima principal, lo que puede ser potencialmente dañino para el medioambiente. Además, produce ácido clorhídrico, el que, aunque pueda ser interesante desde el punto de vista comercial, puede ser destructivo con la flora y fauna del entorno. Se producen también otros productos intermedios y subproductos que son considerados ambientalmente nocivos, por lo que se descarta la utilización de esta alternativa por motivos ambientales, además de económicos y en materia de seguridad.

Por otro lado, tal y como se ha mencionado en el apartado 7. *Estudio de alternativas* del Documento I del presente proyecto, la oxidación parcial del tolueno en fase gaseosa puede generar una gran cantidad de subproductos gaseosos dañinos para la atmósfera, tales como el dióxido de carbono, el monóxido de carbono, etc. Además, trabajar a unas condiciones de operación tan elevadas para lograr que la etapa de reacción tenga lugar en fase gas supone un alto gasto energético.

Todas las alternativas mencionadas emplean combustibles fósiles como el gas natural para la puesta en marcha de calderas de vapor y otros equipos que funcionan gracias a este tipo de fuente energética. Por otro lado, el uso de otros recursos naturales como el agua o el aire es muy notable. El agua se tomará directamente del Río Palmones y será empleada como agua de proceso o de refrigeración. Por otro lado, el aire formará parte de la ruta reactiva en los procesos de oxidación parcial. El gasto energético será mayor cuanto más compleja sea la tecnología del proceso llevado a cabo.

En todas las alternativas, por otro lado, se hace necesario el uso de un catalizador, por lo que se generarán residuos sólidos derivados del catalizador desgastado. Habrá que tener esto en cuenta a la hora de evaluar el impacto ambiental producido.

Por todo lo comentado anteriormente, la alternativa más simple desde el punto de vista tecnológico es la oxidación de tolueno en fase líquida, además de ser la más respetuosa desde el punto de vista medioambiental, dada su baja emisión de gases y sustancias contaminantes. Esta será, en definitiva, la alternativa seleccionada para la producción de benzaldehído.

1.2.3 Mejores Técnicas Disponibles (MTD)

El diseño de la planta de producción de benzaldehído mediante la oxidación parcial de tolueno en fase líquida se ha llevado a cabo a teniendo en cuenta las Mejores Técnicas Disponibles (MTD) para desempeñar la actividad industrial. Las MTD son un concepto de aplicabilidad legal relacionado con las actividades industriales y su impacto medioambiental (4). Son aplicables a todos los países

miembros de la Unión Europea y se describen como “las técnicas más eficaces para alcanzar un alto nivel general de protección del medio ambiente en su conjunto; aquellas tecnologías utilizadas en una instalación junto con la forma en que la instalación esté diseñada, construida, mantenida, explotada y paralizada, y siempre que sean las más eficaces para alcanzar un alto nivel de protección del medio ambiente en su conjunto y que puedan ser aplicadas en condiciones económica y técnicamente viables” según la Directiva 2010/75/UE (5).

La MTD a su vez se forman por documentos de referencia de carácter específico para cada uno de los sectores industriales. Son los denominados BREF (Best Available Techniques Reference Document). Estos, se aplican en el marco europeo, y cada uno de ellos corresponde a una práctica industrial concreta.

Particularmente, la planta de producción de benzaldehído podría adaptarse al BREF denominado “Best Available Techniques Reference Document for the Production of Large Volume Organic Chemicals” (6), aunque no se hace referencia directa a su proceso de producción. El benzaldehído es el compuesto más simple de la familia de los aldehídos aromáticos, y, por lo tanto, su forma química contiene características de ambos grupos funcionales. Por este motivo, y aunque no se recoja información particular acerca de la producción de dicho compuesto, las mejores técnicas orientadas a la obtención industrial del mismo deben reunir aspectos y medidas tomadas tanto en la producción de aldehídos como de compuestos aromáticos.

Por otro lado, se trata de un proceso de oxidación parcial en el cual, deben tomarse las debidas precauciones para impedir la oxidación total, y, por lo tanto, inhibir la emisión de gases contaminantes como dióxido de carbono, así como también subproductos tóxicos en estado líquido y semi-sólido, tal y como se expone en el documento BREF seleccionado. (6)

Por otro lado, al tratarse de un compuesto odorizante y saborizante que está destinado al consumo directo de las personas, el benzaldehído podría catalogarse como un producto de la química orgánica fina, aunque técnicamente se produzca en grandes volúmenes de producción. De esta manera, las prácticas industriales pueden adaptarse también al BREF denominado “Reference Document on Best Available Techniques for the Manufacture of Organic Fine Chemicals” (7) así como también la “Guía de Mejores Técnicas Disponibles en España del Sector de Química Fina Orgánica” (8)

Además del BREF al que se adapta el proceso productivo, se pueden destacar algunos otros documentos de referencia de carácter transversal en el proyecto, tales como:

- “Reference Document on Best Available Techniques for Energy Efficiency” en relación con la eficiencia energética de los procesos de producción que requieren de fuentes primarias o secundarias de energía. (9)
- “Reference Document on Best Available Techniques in Common Waste Water and Waste Gas Treatment/Management Systems in the Chemical Sector” referente a las mejores técnicas de gestión y procesado de aguas residuales y gases contaminantes emitidos en procesos químicos. (10)

- “Documento de Referencia sobre las Mejores Técnicas Disponibles para el sector de Tratamiento de Residuos” donde se detallan las mejores técnicas en cuanto a la gestión de residuos sólidos, como es el caso de los residuos de catalizador usado. (11)

1.3 Acciones susceptibles de producir impacto ambiental

Tras haber descrito el proceso de producción y evaluado las alternativas propuestas por los BREF para reducir el impacto ambiental de la planta, se deben listar las acciones susceptibles a generar un impacto ambiental significativo. Las acciones se clasificarán en cada una de las diferentes fases del tiempo de vida del proyecto: construcción, operación, y desmantelamiento. A su vez, las acciones se agruparán teniendo en cuenta su naturaleza y el trabajo en que se generan. De esta manera, se elabora la Tabla 1.

Tabla 1: Acciones del proyecto susceptibles de impacto ambiental y/o socioeconómico.

Fase	Actividad	Acciones
Construcción	Construcción y edificación	Excavaciones y preparación del territorio Edificación y construcción de estructuras Ruido Almacenamiento de escombros y material de obra Construcción de toma de agua y red eléctrica
	Puesta en marcha	Pruebas de puesta en marcha Tránsito de vehículos pesados y maquinaria de obra
Operación	Funcionamiento del proceso productivo	Producción de benzaldehído Limpieza y mantenimiento de instalaciones Tránsito de vehículos pesados Ruido
	Generación de residuos	Generación de residuos y efluentes contaminantes Generación de aguas residuales Emisión de gases contaminantes
Desmantelamiento	Desmantelamiento de la planta	Desmantelamiento y desalojo de las instalaciones industriales Cierre de la planta Tránsito de vehículos pesados y maquinaria de obra Ruido
	Generación de residuos	Eliminación de residuos y efluentes contaminantes del proceso Generación de residuos sólidos Emisión de gases contaminantes

1.4 Inventario ambiental

Con ánimo de identificar los posibles impactos ambientales que pueda ocasionar el presente proyecto, así como evaluarlos y analizarlos correctamente, deben tenerse en cuenta las características físicas, químicas, biológicas, geológicas y edáficas del medio donde se edificará la planta de producción del benzaldehído, así como también su calidad ambiental. (12)

Se elaborará, por lo tanto, un inventario ambiental, definido según la Ley 21/2013, Anexo VI, como el “estudio del estado del lugar y de sus condiciones ambientales, antes de la realización de las obras, así como de los tipos existentes de ocupación del suelo y aprovechamientos de otros recursos naturales, teniendo en cuenta las actividades preexistentes.” (13)

1.4.1 Medio biofísico

A continuación, se evaluarán todos los sistemas del medio biofísico que podrían verse afectados con el desarrollo del proceso, con el fin de poder establecer relaciones causa-efecto y medidas preventivas que permitan preservar el medio natural del entorno. Factores como el clima, la calidad del aire o del agua, la fauna, la flora y el suelo son indicadores claves sobre la salud ambiental del entorno y, por ello, deben evaluarse minuciosamente. (12)

1.4.1.1 Climatología

El clima en la zona del Polígono Industrial de El Fresno, similar al de la localidad de San Roque o Algeciras (Cádiz), es considerado un clima del tipo Csa mediante la clasificación climática de Köppen-Geiger (14). Esto, quiere decir que el clima pertenece al subgrupo C de clasificación, donde se agrupan los climas de latitudes medias en los que la temperatura del mes más frío está entre -3 y 18°C y la del mes más cálido supera los 10°C (15). Por otro lado, la letra s se refiere al régimen de lluvias, mostrando que la zona clasificada tiene un verano seco con un mínimo de precipitaciones marcado, ya que las precipitaciones del mes más seco del verano son inferiores a la tercera parte de las precipitaciones del mes más húmedo, teniendo algún mes precipitaciones por debajo de los 30 milímetros (15). Por último, la letra a indica el comportamiento de las temperaturas en el verano, que, en este caso, se considera como una estación subtropical, ya que el verano es caluroso (se superan los 22°C de media en el mes más cálido) (15).

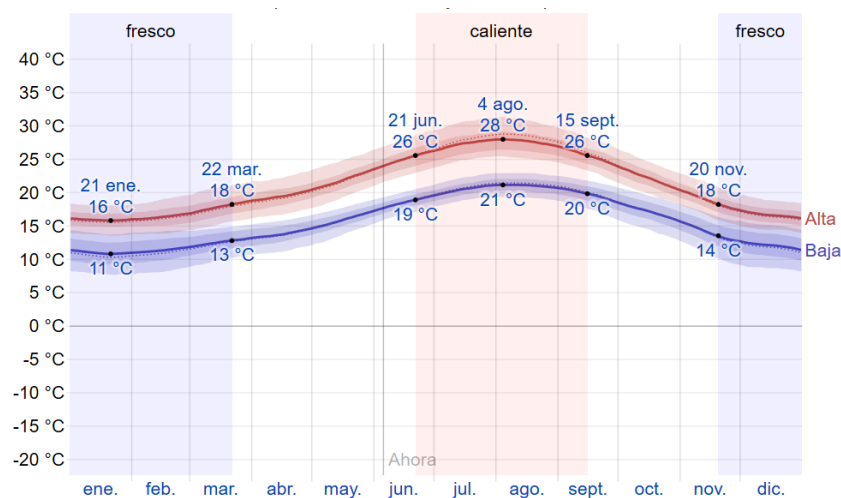


Figura 1: Evolución anual de las temperaturas máximas y mínimas en la Bahía de Algeciras. Fuente: (16)

De acuerdo con la clasificación de los climas del Grupo C, el entorno de localización del proyecto está bajo la influencia de un clima mediterráneo, con inviernos templados, donde caen la mayor parte de las precipitaciones, y veranos secos y cálidos (15).

En la Figura 1 puede observarse la tendencia de las temperaturas máximas (línea roja) y mínimas (línea azul) para cada mes del año en la ubicación de la planta.

1.4.1.2 Geomorfología

La geomorfología de zona en la que se ubica la planta destaca por su baja pendiente. Concretamente, en la Figura 2, puede apreciarse que la pendiente es prácticamente nula, tal y como es común en las poblaciones costeras mediterráneas. Más en la lejanía, puede observarse cómo la pendiente va creciendo hasta llegar a un sistema montañoso. En la Figura 2 puede observarse también la cercanía del polígono industrial a la orilla del río de Las Cañas, lo que supone que deberán tomarse precauciones ante posibles desbordamientos.



Figura 2: Fotografía desde el aire del Polígono de El Fresno (Los Barrios, Cádiz)

1.4.1.3 Geología

La zona en la que se localiza la planta es próxima al extremo occidental de las cordilleras béticas. La orogénesis de este sistema montañoso determinará en gran medida la evolución de la geología de la zona con el paso de los años, dando lugar a una combinación de zonas pre-orogénicas y post-orogénicas a lo largo del territorio. (17) (18)

La ubicación del proyecto pertenece a la zona del Campo de Gibraltar. Tal y como se muestra en la Figura 3, se diferencian varias unidades geológicas de carácter pre-orogénico diferentes en la zona, entre las cuales destacan las denominadas Unidad del Aljibe y Unidad de Algeciras, donde se ubicará la planta del proyecto. Estas zonas se ven complementadas por una zona alternativa de material post-orogénico, situado principalmente en las cuencas hidrográficas debido a la acumulación de sedimentos presentes en el cauce fluvial. (19)

Los materiales pre-orogénicos son principalmente rocas de naturaleza arcilloso-margosa, con alternancia de areniscas, arcillas, micas y rocas calcáreas. (18) (19)

Los materiales post-orogénicos formados a partir de la creación de los sistemas montañosos anteriormente mencionados, constan principalmente de materiales arenosos de diversa naturaleza de

edad Plioceno, tales como arenas finas, margas arenosas, calizas arenosas y conglomerados. Al situarse la planta cercana a la cuenca del río, también destacan como recubrimiento superficial de la zona los materiales de origen Cuaternario, compuestos principalmente por materiales de granulometría variable sin cementar, tales como arcillas, limos, arenas y gravas. (18) (19)

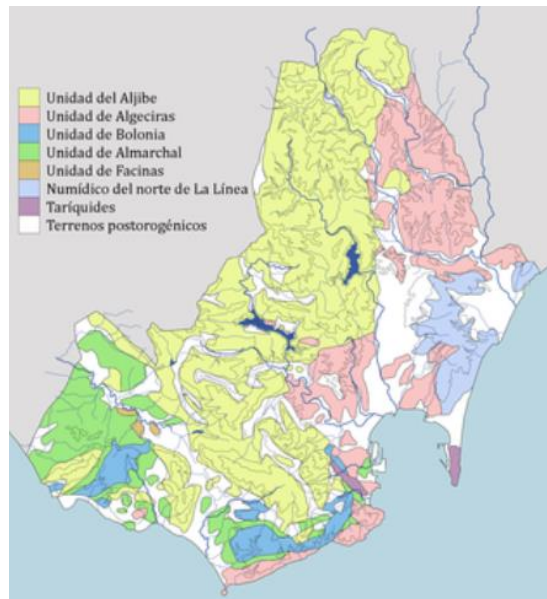


Figura 3: Unidades geológicas de la zona del Campo de Gibraltar. Fuente: (19)

1.4.1.4 Edafología

Teniendo en cuenta la edafología de la zona, existen afloramientos carbonatados y silíceos en sus alrededores, lo que influye fuertemente en la vegetación que crece en la zona. (19)

El tipo de suelo común a todo el Campo de Gibraltar es denominado Vertisol o Cambisol vértico. Por otro lado, el perfil edáfico de la zona prácticamente no varía, excepto por pequeñas variaciones en su granulometría y pedregosidad entre otras propiedades. (19)

En general, los suelos más frecuentes presentan una textura arcillo-limosa y se forman sobre arcillas y margas ricas en elementos finos. Son profundos, de superficie grumosa, pero con un perfil interior compacto, pesado, impermeable y con drenaje difícil. A pesar de tratarse de suelos calizos, no contienen una elevada cantidad de calcio libre, por lo que el pH es alcalino. Por otro lado, el contenido de materia orgánica es aceptable, ya que gran parte del suelo está dedicada al pasto.

Existen también otros suelos con textura menos pesada, formado sobre sedimentos limosos o que se encuentran próximos a terrenos del Plioceno. Es el caso de los materiales post-orogénicos de los que se hablaba en el apartado de Geología. Su morfología fina y poco coherente mejora mucho la textura del suelo. Este tipo alternativo de suelo tiene también baja permeabilidad y el drenaje es malo. (19) (18)

1.4.1.5 Flora

En áreas con suelo silíceo y clima mediterráneo relativamente húmedo, como es el caso del Campo de Gibraltar, la serie de vegetación típica es la denominada *Teucrio baetici-Querceto suberis* con alcornoques húmedos, que deriva en *Rusco hypophyllii-Querceto canariensis* en épocas del año

cálidas, como el verano. Los sustratos calizos podrían impedir el desarrollo de alcornoques xerófitos, y, por este motivo provoca el establecimiento de acebuchales. (19)

Tal y como se muestra en la Figura 4, existen numerosos espacios protegidos en el área del Campo de Gibraltar. El concreto, la reserva del Parque Natural de las Marismas de Los Palmones se sitúa muy próxima a la ubicación de la planta del presente proyecto. Por este motivo, es muy probable que sea necesario afinar las medidas de prevención y protección medioambientales, con el fin de proteger el entorno y eliminar las posibles consecuencias de la planta en este. (19)



Figura 4: Espacios naturales protegidos en el entorno del Campo de Gibraltar. Fuente: (19)

1.4.1.6 Fauna

En cuanto a la fauna del entorno seleccionado para la ubicación del proyecto, destaca especialmente el paso de aves a través del estrecho de Gibraltar durante sus migraciones anuales. La fauna local es rica en aves por la diversidad de hábitats presentes, y también de grandes mamíferos como ciervos, corzos y jabalíes. En cuanto a las especies costeras, abundan los cetáceos y delfines, especialmente en el litoral de las zonas comprendidas entre Tarifa y Algeciras. Los parques naturales que se muestran en la Figura 4 dan protección a estas especies, por lo que debe respetarse y salvaguardarse en todo momento su hábitat para preservar el patrimonio natural de la zona. (19)

1.4.1.7 Hidrología y calidad del agua

La zona de ubicación de la planta pertenece a la cuenca hidrográfica andaluza del mediterráneo. La poca pendiente existente en las zonas orientales y occidentales al Estrecho de Gibraltar permite la existencia de ríos de gran tamaño con cauces largos. Principalmente, en la zona destacan los ríos Guadiaro, Guadarranque, Hozgarganta y Palmones, todos ellos nacidos en las sierras del Algibe y en la Serranía de Ronda. Estos ríos de largo recorrido cuentan también con embalses para abastecer de agua a toda la población.

En las inmediaciones del polígono donde se ubicará la planta existen importantes acuíferos que mantienen las reservas hídricas de la población y los cultivos. Los más cercanos son los depósitos pliocuaternarios de la cuenca Guadarranque Palmones, los cuales ocupan unos 105 km² alrededor de las vegas de ambos ríos. Existen muchos otros de menor importancia y más lejanos al punto de ubicación de la planta, como pueden ser los acuíferos pliocenos de Sotogrande, de aproximadamente 33,5 km² o los cuaternarios de La Línea de Concepción, de alrededor de 10 km².

Teniendo en cuenta la localización exacta de la planta, cabe destacar que es muy próxima a la vega del río Palmones. Este hecho hará que sea importante controlar posibles vertidos de sustancias peligrosas tanto para el río como el ecosistema, así como también posibilitará la toma de agua de proceso directamente del río.

1.4.1.8 Calidad del aire

En la Ley 34/2007 del 15 de noviembre (20), sobre la calidad del aire y la protección atmosférica se actualiza la base legal para la evaluación y gestión de la calidad del aire en España, y su principal objetivo es alcanzar los niveles óptimos de calidad atmosférica, evitando así posibles efectos negativos sobre la salud humana, el medio ambiente y los medios naturales.

Por otro lado, se tiene en cuenta también el Real Decreto 102/2011 del 28 de enero, relativo a la mejora de la calidad del aire, aprobada con el fin de evitar y reducir los efectos nocivos de las emisiones a la atmósfera sobre la salud humana, el medio ambiente y el medio natural.

Por otro lado, ha de considerarse también la legislación en materia de calidad del aire elaborada por el gobierno autonómico del lugar. En este caso, se trata del Decreto 239/2011 del 12 de julio, mediante el cual se regula la calidad del medio ambiente atmosférico y se crea el Registro de Sistemas de Evaluación de la Calidad del Aire en la comunidad autónoma andaluza.

Analizando el contenido de dicha legislación, se ha elaborado la Tabla 2, donde se muestran los valores límites de emisión de cada uno de los contaminantes.

Tabla 2: Valores límite de emisión de contaminantes a la atmósfera.

Contaminante	V.L.E	Cómputo
NO₂	200 µg/m ³	horario
SO₂	350 µg/m ³	horario
PM₁₀	50 µg/m ³	diario
PM_{2,5}	20 µg/m ³	anual
Pb	0,5 µg/m ³	anual
Benceno	5 µg/m ³	anual
CO	10 mg/m ³	horario
Ozono	120 µg/m ³	anual
Arsénico	6 ng/m ³	anual
Cadmio	5 ng/m ³	anual
Níquel	20 ng/m ³	anual

La calidad del aire en la zona de ubicación del proyecto debe preservarse cumpliendo los valores límites expuestos en la Tabla 2. Para el análisis de la calidad del aire, se han tomado datos de enero de 2020, aunque haya datos de mayor actualidad. Eso es debido a que, en esa temporada, las emisiones de contaminantes a la atmósfera muestran las condiciones habituales de contaminación de la zona. Si se tomasen datos de marzo o abril de 2020, posiblemente estos se viesan ligeramente alterados debido a la emergencia del COVID-19 y al cese de la actividad productiva y del desplazamiento de vehículos con motivo del Estado de Alarma en España.

La Bahía de Algeciras se cuenta con varias estaciones donde se mide la calidad del aire. Estas son, entre otras: Algeciras, E4: Rinconcillo, Cortijillos, E1: Colegio Los Barrios, E2: Alcornocales, E5: Palmones, Los Barrios, Guadarranque, y Puente Mayorga. (21)

En enero de 2020, la mayor concentración de dióxido de azufre se registró en la estación de medida de Puente Mayorga, hacia finales de mes (entre el 26 y el 31 de enero), alcanzando un pico máximo de casi 200 $\mu\text{g}/\text{m}^3$. En otras áreas como Cortijillos y Guadarranque la concentración excedió los 50 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ durante los primeros días del año. Sin embargo, en otras zonas, los niveles registrados de contaminante no han sido especialmente significativos. (21)

La emisión de partículas PM_{10} ha rondado los 30 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ en las zonas de Los Barrios y Algeciras, situándose en todo momento por debajo del valor límite de emisión. El pico de concentración se ha obtenido entre el 13 y el 20 de enero, aproximándose a los 40 $\mu\text{g}/\text{m}^3$. (21)

La cuantificación de Ozono ha sido prácticamente uniforme en toda la zona de estudio, rondando entre los 5 y los 90 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ durante todo el mes. Se trata de un parámetro de elevada variabilidad, por lo que su perfil de concentración con el paso de los días forma numerosos picos. (21)

Las concentraciones de otros contaminantes como el monóxido de carbono, el dióxido de nitrógeno, el benceno, el arsénico, el cadmio, etc. no han sido especialmente llamativas durante el mes de enero, registrándose los valores habituales, notablemente por debajo del valor límite de emisión.

1.4.1.9 El paisaje

El paisaje es un recurso considerado como no renovable, por lo que cabe dar prioridad a la alta calidad y preservación del mismo. Debe promoverse su estética controlando las actividades a llevar a cabo, de manera que no dañifiquen sus componentes.

Particularmente, el área de ubicación de la planta corresponde al polígono industrial del Área Logística de Algeciras, sector El Fresno. Se trata de una extensión de terreno dedicada a edificios industriales, donde la calidad paisajística es muy baja. Sin embargo, la reserva natural de las Marismas del río Palmones, así como la vega de dicho río se encuentran con relativa proximidad a la ubicación del polígono, por lo que el objetivo principal será que el desarrollo del proyecto no afecte a los patrimonios paisajísticos próximos.

1.4.2 Medio socioeconómico

Es esencial llevar a cabo un análisis del medio socioeconómico de la zona seleccionada para el desarrollo del proyecto, ya que la población será la primera parte beneficiada y/o afectada por las acciones llevadas a cabo en el mismo, y deben tenerse en cuenta todos los aspectos relacionados con la población para que el proyecto pueda ser llevado a cabo desde un punto de vista beneficioso tanto en lo económico como en lo social.

1.4.2.1 Demografía

El Área Logística Bahía de Algeciras, sector El Fresno, pertenece de manera oficial al municipio de Los Barrios, en la provincia de Cádiz. De todos modos, existen otros dos núcleos poblacionales colindantes que pueden verse afectados por el desarrollo del proyecto: El municipio de Algeciras y el municipio de San Roque, ambos en la provincia de Cádiz.

Algeciras es un núcleo poblacional de 85,84 km^2 y un perímetro de 61.255,19 metros. En el año 2019, se ha registrado un total de 121.957 habitantes en dicho núcleo poblacional, de los cuales 60.120 son varones y 61.837 son mujeres. La población total del municipio se ha visto incrementada en un 5%

durante los diez últimos años. La edad media de la población es de 40,5 años, siendo un 15,7% de los habitantes mayores de 65 años, y un 23,2% menores de 20 años. (22)

Los Barrios es un núcleo poblacional de 331,49 km² y un perímetro de 101.457,18 metros. En el año 2019, se ha registrado un total de 23.642 habitantes en dicho núcleo poblacional, de los cuales 11.825 son varones y 11.817 son mujeres. La población total del municipio se ha visto incrementada en un 6% durante los diez últimos años. La edad media de la población es de 39,1 años, siendo un 12,6% de los habitantes mayores de 65 años, y un 24,2% menores de 20 años. (23)

Por último, San Roque es un núcleo poblacional de 146,93 km² y un perímetro de 73.505,89 metros. En el año 2019, se ha registrado un total de 31.218 habitantes en dicho núcleo poblacional, de los cuales 15.579 son varones y 15.639 son mujeres. La población total del municipio se ha visto incrementada en un 6,7% durante los diez últimos años. La edad media de la población es de 39,8 años, siendo un 14,5% de los habitantes mayores de 65 años, y un 23,5% menores de 20 años. (24)

1.4.2.2 Economía

En Algeciras, las principales actividades económicas desarrolladas, en base a datos del año 2018 son, ordenadas por sectores de mayor a menor afluencia:

- Comercio al por mayor y al por menor, servicios de reparación de vehículos y motocicletas.
- Transporte y almacenamiento.
- Hostelería.
- Construcción.
- Actividades profesionales, científicas y técnicas.

En cuanto a la empleabilidad de la población, el municipio de Algeciras ha registrado en 2019 una tasa de desempleo del 26,77% dando lugar a un total de población en paro de 8.160 mujeres y 5.105 hombres. (22)

En Los Barrios, las principales actividades económicas desarrolladas, en base a datos del año 2018 son, ordenadas por sectores de mayor a menor afluencia:

- Comercio al por mayor y al por menor, servicios de reparación de vehículos y motocicletas.
- Hostelería.
- Construcción.
- Transporte y almacenamiento.
- Actividades profesionales, científicas y técnicas.

Teniendo en cuenta la tasa de empleabilidad, el municipio de Los Barrios ha registrado en 2019 una tasa de desempleo del 22,77% dando lugar a un total de población en paro de 1.555 mujeres y 796 hombres. (23)

En San Roque, las principales actividades económicas desarrolladas, en base a datos del año 2018 son, ordenadas por sectores de mayor a menor afluencia de empresas:

- Comercio al por mayor y al por menor, servicios de reparación de vehículos y motocicletas.
- Construcción.

- Hostelería.
- Actividades inmobiliarias.
- Actividades profesionales, científicas y técnicas.

Teniendo en cuenta la tasa de empleabilidad, el municipio de San Roque ha registrado en 2019 una tasa de desempleo del 26,19% dando lugar a un total de población en paro de 1.933 mujeres y 1.331 hombres. (24)

1.4.2.3 Sistema sociocultural

En el entorno de la ubicación del proyecto, existen numerosos lugares de interés sociocultural que, en cierta medida, también influirán indirectamente en su planteamiento. La bahía de Algeciras es una zona costera, destacando en sus alrededores numerosas playas de gran apreciación turística, como la Playa de El Rinconcillo, la Playa de Getares y la Playa de Los Ladrillos, entre otras.

Por otro lado, los propios núcleos urbanos tienen algunos otros monumentos como el Parque de las Murallas Medievales de la Avenida Blas Infante en el caso de la ciudad de Algeciras, la Alameda de Alfonso XI en el caso del municipio de San Roque, o la Torre de Entre Ríos en el caso del municipio de Los Barrios.

Destacan también en dichas ciudades calles emblemáticas, edificios de época o cortijos andaluces que pueden despertar interés turístico entre la población, y en muchos casos, deben ser cuidados como el propio patrimonio histórico de la zona.

1.4.3 Riesgos y molestias inducidos

1.4.3.1 Ruido

La legislación vigente en materia de la contaminación acústica debe respetarse también durante el desarrollo del proceso. Se trata, en concreto, de la ley 37/2003 del 17 de noviembre (25), en la que se define la contaminación acústica como la “presencia en el ambiente de ruidos o vibraciones. Cualquiera que sea el emisor acústico que los origine, que impliquen molestia, riesgo o daño para las personas, para el desarrollo de sus actividades o para los bienes de cualquier naturaleza, o que causen efectos significativos sobre el medio ambiente”. Esta ley afecta por igual a todos los tipos de emisores acústicos, por lo que su cumplimiento será obligatorio para la planta de proceso del presente proyecto.

Existe un valor límite de emisión acústica que no puede sobrepasarse en la actividad de la planta. Exceder este valor límite supondría la necesidad de instalación y aplicación de medidas correctoras o preventivas que contribuyan a la reducción de sus efectos. Para establecer el índice acústico límite, en el Anexo I de la Ley 37/2003 (25) se distinguen tres franjas horarias diferentes: el día (de 7:00 a 19:00), la tarde (de 19:00 a 23:00) y la noche (de 23:00 a 7:00). Cada metodología o fuente asociada a la producción de ruido tendrá unos valores límites que no deben excederse.

En el caso del presente proyecto, al tratarse de una edificación ubicada sobre suelo para uso industrial, su valor máximo de índice acústico es de 70 dB durante el día y la tarde y de 60 dB durante la noche. En la Comunidad Autónoma de Andalucía, una zona de estas características es considerada una zona ruidosa.

1.5 Factores ambientales y socioeconómicos susceptibles de impacto

Teniendo en cuenta los factores biofísicos y socioeconómicos mencionados en el inventario ambiental, se elabora la Tabla 3 en la que se apoya el proceso de análisis de impacto ambiental, donde se recogen todos los criterios de estudio del entorno.

Tabla 3: Factores ambientales y socioeconómicos de la localización objeto de estudio.

Medio	Sistema	Acciones y características
Factores ambientales	Suelo	Erosión y cambios en el relieve Contaminación del suelo y subsuelo
	Agua	Calidad del agua superficial Calidad del agua subterránea
	Atmósfera	Calidad del aire
	Paisaje	Calidad del paisaje
	Flora	Estructura y especies Hábitat
	Fauna	Hábitat
Factores socioeconómicos	Territorio	Densidad de tráfico y accesibilidad en las vías públicas Riesgo de accidentes en las vías públicas Uso del terreno
	Demografía	Aumento de la población Salud pública
	Economía	Generación de empleo Generación de ingresos
	Medio sociocultural	Influencia en patrimonio cultural y paisajístico

1.6 Identificación de impactos ambientales

La identificación de impactos ambientales se llevará a cabo mediante la matriz de Leopold, un modelo no sistemático ya que en su elaboración no se emplean metodologías precisas para la evaluación del riesgo ambiental o de su impacto, dejando la valoración a juicio de la persona encargada de realizar el estudio. Se trata, sobre todo, de un sistema de valoración y exposición de datos, útil para valorar cualitativamente el impacto de un proyecto sobre el medio ambiente, como una aproximación preliminar para conocer los riesgos ambientales a la materialización del proyecto y sus posibles soluciones.

La matriz de Leopold es un sistema de doble entrada, donde las columnas son las acciones del hombre que pueden alterar el medio ambiente y las filas son los factores ambientales susceptibles de sufrir alguna alteración. Los pasos para elaborar la matriz de Leopold son los siguientes:

1. Definición de los Indicadores de Impacto: En primer lugar, deben listarse las acciones llevadas a cabo en la materialización del proyecto que son susceptibles de crear daños reversibles o irreversibles en el medio ambiente, así como también los sistemas medioambientales y socioeconómicos que podrían verse perjudicados. Ambas definiciones se han realizado en los 1.3 *Acciones susceptibles de producir impacto ambiental* y 1.5 *Factores ambientales y socioeconómicos susceptibles de impacto* respectivamente.

2. Relación causa-efecto: Una vez listados, por un lado, los posibles problemas ambientales que podrían ser desencadenados por la realización del proyecto, y por otro, los sistemas medioambientales y socioeconómicos que pueden verse perjudicados por estas, ambos grupos de variables deben relacionarse de manera causal, para identificar los riesgos particulares de cada una de las acciones tomadas en el proyecto.

Tabla 4: Matriz causa-efecto para cada una de las actividades principales del proceso de producción de benzaldehído.

		CONSTRUCCIÓN		OPERACIÓN		DESMANTELAMIENTO	
		Construcción y edificación	Puesta en marcha	Operación del proceso	Generación de residuos	Desmantelamiento de la planta	Generación de residuos
Medio biofísico	Suelo						
	Agua						
	Atmósfera						
	Paisaje						
	Flora						
	Fauna						
Medio socioeconómico	Territorio						
	Demografía						
	Economía						
	Medio sociocultural						

En la Tabla 4 se lleva a cabo la relación causa efecto de las actividades llevadas a cabo en la materialización del proyecto con los factores ambientales y socioculturales susceptibles de sufrir impacto. Se evaluará la relación entre cada una de ellas sombreando mediante un código de colores, tal y como se explica en la Tabla 5, siendo el color rojo la representación del impacto negativo, el verde la del impacto positivo y el ámbar la mezcla de ambos impactos

Tabla 5: Código de colores para la relación causa-efecto.

COLOR	RELACIÓN
Verde	Relación positiva
Ámbar	Relación intermedia
Rojo	Relación negativa

Como era de esperar, las actividades de mayor impacto medioambiental son aquellas relacionadas con la edificación de la planta y la generación de residuos y sustancias contaminantes, lo cual debe ser debidamente controlado para dañar lo menos posible la condición ambiental del entorno.

3. Índice de calidad o magnitud, correspondiente a cada Indicador de Impacto (M): Cada indicador de impacto puede ejercer determinada alteración en el medio ambiente o en el medio socioeconómico de la zona. Esta alteración puede tener una valoración positiva (+) en caso de que mejore su estado global, o negativa (-) en caso de que la empeore. Además, la alteración puede medirse cualitativamente con una magnitud del 1 al 10, siendo 10 la alteración máxima, y 1 la alteración mínima.

4. Importancia relativa de los Indicadores de Impacto (I): Las acciones de impacto generadas en cómputo global por el proyecto contribuyen a un cambio en los alrededores de su ubicación. La importancia relativa tiende a valorar en qué medida cada una de las posibles acciones de impacto provoca el cambio en el medio ambiente o en el medio socioeconómico de la zona de ubicación de la planta. De nuevo, la importancia relativa puede medirse cualitativamente con una magnitud del 1 al 10, siendo 10 la importancia máxima, y 1 la importancia mínima.

La Matriz de Leopold se elabora en detalle para cada una de las acciones que podrían producir un impacto ambiental dentro de cada una de las fases del proyecto de estudio.

1.6.1 Fase de construcción

En la fase de construcción se recogen los posibles riesgos mostrados en la Tabla 1. Se tendrán en cuenta las relaciones entre las actividades descritas para dicha fase con los factores ambientales y socioeconómicos correspondientes.

A continuación, en la Tabla 6 se detallan los posibles impactos considerados para cada una de las actividades de la fase de construcción.

Tabla 6: Matriz de Leopold sobre la fase de construcción del proyecto.

FASE DE OPERACIÓN															
		Construcción y edificación										Puesta en marcha			
		Excavaciones y preparación del territorio		Edificación y construcción de estructuras		Ruido derivado de la construcción y puesta en marcha		Almacenamiento de escombros y material de obra		Construcción de toma de agua y red eléctrica		Pruebas de puesta en marcha		Tránsito de vehículos pesados y maquinaria de obra	
		M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I
Clima	Cambios en el clima														
Suelo	Erosión y cambios en el relieve	-6	5							-4	3			-5	3
	Contaminación del suelo y subsuelo	-4	4					-5	3	-4	3			-4	4
Agua	Calidad del agua superficial	-3	2	-3	2			-3	2			-2	1		
	Calidad del agua subterránea	-3	2	-3	2			-3	2			-2	1		
Atmósfera	Calidad del aire	-4	3	-4	3			-4	3	-4	3	-2	1	-5	5
Paisaje	Calidad del paisaje	-8	6	-4	2	-2	1	-4	2						
Flora	Estructura y especies	-8	8												
	Hábitat	-8	8												
Fauna	Hábitat					-3	4								
Territorio	Densidad de tráfico y accesibilidad en las vías públicas													-5	5
	Riesgo de accidentes en las vías públicas													-4	4
	Uso del terreno	+6	3	+8	6			+2	2	+3	3				
Demografía	Aumento de la población	+3	2	+3	2					+3	2	+3	2	-1	1
	Salud pública					-3	3								
Economía	Generación de empleo	+5	5	+8	6					+5	5	+5	5	+3	3
	Generación de ingresos														
Medio sociocultural	Influencia en patrimonio cultural y paisajístico	-4	4			-4	4	-4	4					-2	2

1.6.1.1 Excavaciones y preparación del terreno

Las excavaciones y la preparación del terreno pueden afectar directamente a la erosión del suelo, debido a la alteración de su estructura. Este hecho también podría suponer una alteración de la estructura y el hábitat de la flora existente en el lugar de edificación, la cual es escasa. Por otro lado, pueden emitirse partículas contaminantes para la estructura edáfica, bien por emisión directa por parte de los operarios que desarrollan su trabajo en la empresa de construcción encargada (colillas, residuos sólidos, cenizas, restos de materiales de edificación, etc.), o bien por transporte indirecto mediante el

aire. El desprendimiento de partículas que constituyen el suelo puede provocar la contaminación del agua superficial o del aire incrementando la concentración de arenas y otras partículas del tipo PM10. Por otro lado, el impacto paisajístico puede ser elevado durante todo el proceso de construcción, y también, aunque menos, el impacto en yacimientos socioculturales próximos, con vistas a la zona de ubicación de la planta.

Sin embargo, las acciones anteriormente descritas fomentan la utilización del terreno, debido a que se dará uso a una parcela vacía; y la creación de empleo, dado que es necesaria mano de obra para la realización de dicha actividad. Consecuencia de esto último podría llegar a ser un ligero aumento en la densidad de población debido a la llegada de operarios que trabajarán activamente en la construcción de la planta, aunque esto es poco probable, debido al relativamente alto número de población desempleada que ya reside en la zona, que podría optar a estos puestos de trabajo.

1.6.1.2 Edificación y construcción de estructuras

Una vez el terreno ha sido debidamente preparado, se procederá a la construcción de edificios y estructuras. Este hecho, puede empeorar la calidad del agua y/o de la atmósfera debido a que puede dar lugar a la proyección de gravilla, arenas u otro tipo de partículas. Además, el impacto paisajístico es relativamente negativo, como el de la mayoría de las obras civiles en plena realización.

Sin embargo, la construcción de edificios e infraestructuras fomenta la utilización del terreno, debido a que se dará uso a una parcela vacía; y la creación de empleo, dado que es necesaria mano de obra para la edificación. Consecuencia de esto último podría llegar a ser un ligero aumento en la densidad de población debido a la llegada de operarios que trabajarán activamente en la construcción de la planta, aunque esto es poco probable, debido al relativamente alto número de población desempleada que ya reside en la zona, que podrían optar a esos puestos de trabajo.

1.6.1.3 Ruido derivado de la construcción y puesta en marcha

La planta de producción de benzaldehído se ubicará en un Polígono Industrial, por lo que puede intuirse que la contaminación acústica generada por la construcción del proyecto no será más notoria que la ya existente en la zona. De todas maneras, el ruido generado puede afectar a la fauna próxima a las instalaciones, modificando su hábitat, además de a la salud pública y al patrimonio sociocultural y paisajístico, en caso de adquirir una condición muy severa.

1.6.1.4 Almacenamiento de escombros y residuos de obra

El almacenamiento de escombros y residuos de obra, además de ejercer un gran impacto negativo sobre el paisaje de la zona, puede suponer un riesgo para la calidad del aire y de agua, ya que puede verse contaminado por la gravilla o arena que contienen dichos residuos, entre otros tipos de partículas. Como es evidente este hecho contribuye además en la contaminación del suelo, e incluso en ocasiones, del subsuelo.

1.6.1.5 Construcción de toma de agua y red eléctrica

La construcción de la toma de agua y de la red eléctrica, como las anteriores actividades de construcción, puede tener un impacto negativo en la estructura, erosión y contaminación del suelo, además de la posible contaminación del aire y el agua superficial debido a la proyección de gravilla y arena.

Sin embargo, la construcción de este tipo de facilidades fomenta la utilización del terreno, debido a que se dará uso a una parcela vacía; y la creación de empleo, dado que es necesaria mano de obra para la edificación. Consecuencia de esto último podría llegar a ser un ligero aumento en la densidad de población debido a la llegada de operarios que trabajarán activamente en la construcción de la planta, aunque esto es poco probable, debido al alto número de población desempleada que ya reside en la zona, que podría optar a esos puestos de trabajo.

1.6.1.6 Pruebas de puesta en marcha

En las pruebas de puesta en marcha puede ponerse en peligro la contaminación del agua o aire, en caso de que tenga lugar una fuga imprevista o que las estaciones de tratamiento de efluentes líquidos o gaseosos no funcionen correctamente. Este supuesto es considerado bajo un hecho improbable.

Por otro lado, las pruebas de puesta en marcha aseguran puestos de trabajo y, en consecuencia, podrían llegar a implicar un ligero aumento en la densidad de población debido a la llegada de operarios que trabajarán activamente en la construcción de la planta, aunque esto es poco probable, debido al relativamente alto número de población desempleada que ya reside en la zona, que podría optar a esos puestos de trabajo.

1.6.1.7 Desplazamiento de vehículos pesados y maquinaria de obra

Los desplazamientos llevados a cabo mediante los vehículos pesados y la maquinaria de obra durante la fase de construcción del proyecto pueden dañar la estructura y erosionar el suelo, debido a su elevado peso y fricción. Incluso en casos extremos pueden llegar a contaminarlo, en caso de fugas de aceite de motor, gasoil, etc. Los gases del tubo de escape pueden también influir en la calidad del aire.

Además, la presencia de este tipo de vehículos aumentará drásticamente la densidad de circulación en las vías públicas colindantes, dada las estrictas restricciones de velocidad que debe respetar un vehículo de gran tamaño, lo que, a su vez, puede generar creación de empleo debido a la necesidad de contratar a transportistas y personas con un permiso de conducción especial.

1.6.2 Fase de operación

En la fase de operación se contemplan los posibles riesgos mostrados en la Tabla 1. Se tendrán en cuenta las relaciones entre las actividades descritas para dicha fase con los factores ambientales y socioeconómicos correspondientes. Estos se evaluarán en la Tabla 7, de la página 24.

1.6.2.1 Producción del benzaldehído

La producción de benzaldehído puede suponer la emisión de gases contaminantes y la generación de efluentes de agua contaminada que pueden llegar a ser nocivos para el medio ambiente. En situaciones normales, este hecho no es muy probable, dado que la planta debe estar dotada con los sistemas correctos de captación y gestión de efluentes expuestos por la normativa. De todas maneras, ante un posible error en el proceso, pueden producirse sustancias tanto en fase líquida como gaseosa que podrían comprometer la calidad del agua y del aire. También puede llegar a generar cambios en el clima, en caso de producir un excesivo volumen de sustancias contaminantes repetidamente a lo largo del tiempo de operación de la planta.

Por otro lado, como cualquier proceso productivo, la producción de benzaldehído tendrá un impacto muy positivo en la generación de riquezas y empleo, debido a que se comercializará un producto de

alto valor comercial, y para su obtención será necesaria la acción de varios empleados en la planta. Consecuentemente, la generación de empleo podría suponer un aumento en la densidad de población, aunque esto tiene una menor probabilidad, debido al alto número de población desempleada que ya reside en la zona.

1.6.2.2 Limpieza y mantenimiento de instalaciones

La limpieza y mantenimiento de instalaciones podría llegar a dañar las aguas superficiales, en caso de que se generen corrientes de escorrentía derivadas de los productos empleados para la limpieza de las instalaciones. Si a la propia toxicidad de algunos productos de limpieza le sumamos la toxicidad intrínseca que podrían tener algunos de los productos con los que se trabaja en planta, puede aumentar severamente el riesgo de producción de lixiviados u otros productos presentes en el agua superficial, que, aparte de dañar las propias aguas superficiales y subterráneas (por filtración), pueden llegar a contaminar el suelo.

Por otro lado, la limpieza y el mantenimiento de instalaciones tienen como consecuencia positiva la generación de empleo, y podría llegar a existir una posibilidad remota de que esta generación de empleo se tradujese también en un crecimiento demográfico en la zona, aunque esto es improbable dado el elevado número de personas desempleadas en los núcleos urbanos colindantes, que podrían optar a ese puesto de trabajo.

1.6.2.3 Ruido derivado de la operación de la planta

De nuevo, cabe destacar que la planta de producción de benzaldehído se ubicará en un Polígono Industrial, por lo que puede la operación del proyecto no generará una mayor contaminación acústica que la ya existente en la zona debido a otras plantas industriales. De todas maneras, el ruido generado puede afectar a la fauna próxima a las instalaciones, modificando su hábitat, además de a la salud pública y al patrimonio sociocultural y paisajístico, en caso de adquirir una condición muy severa.

1.6.2.4 Tránsito de vehículos pesados

Los desplazamientos llevados a cabo mediante los vehículos pesados durante la fase de operación del proyecto pueden dañar la estructura y erosionar el suelo, debido a su elevado peso y fricción. Incluso en casos extremos pueden llegar a contaminarlo, en caso de fugas de aceite de motor, gasoil, etc. Los gases del tubo de escape pueden también influir en la calidad del aire.

Además, la presencia de este tipo de vehículos aumentará drásticamente la densidad de circulación en las vías públicas colindantes, dada las estrictas restricciones de velocidad que debe respetar un vehículo de gran tamaño, lo que, a su vez, puede generar creación de empleo debido a la necesidad de contratar a transportistas y personas con un permiso de conducción especial.

1.6.2.5 Generación de residuos de proceso y sustancias contaminantes

En la línea de proceso se obtienen una serie de efluentes y residuos que deben ser debidamente tratados para reducir el impacto ambiental del proyecto.

En cuanto a los residuos sólidos, cabe destacar el uso del catalizador binario de Mn/Mo. El catalizador contiene metales pesados que cuya presencia indiscriminada en el medio ambiente puede ser nociva, no sólo para la fauna y flora, con problemas como la bioacumulación en caso de las especies marinas de gran tamaño, sino que también podría suponer un riesgo para la salud pública de las personas. Por

este motivo, una vez finalizado el uso del catalizador, se procederá a su descarga y se gestionará correctamente de la forma más eficiente posible, ya sea mediante la contratación de una empresa externa, o mediante el correcto almacenamiento y tratamiento del producto. El catalizador, es catalogado mediante la Lista Europea de Residuos (LER) con el código 16 03 08 referente a los catalizadores usados que contienen metales de transición o compuestos de metales de transición no especificados en otra categoría.

Además, en el proceso se produce una corriente residual de alcohol bencílico y ácido benzoico. Son dos productos de alto interés comercial, por lo que la alternativa más viable tanto desde el punto de vista medioambiental como desde el punto de vista económico sería continuar con su purificación para conseguir ambos productos por separado y, posteriormente, comercializarlos. De lo contrario, deben ser tratados correctamente, en este caso, mediante la gestión típica de residuos químicos o peligrosos. Este tipo de residuo tiene un código LER 07 01 08 correspondiente a los residuos de reacción y destilación de un proceso.

La generación de este tipo de residuos puede ser problemática para las aguas y el suelo, así como para el hábitat de la vegetación y fauna de la zona, la calidad del paisaje o la salud pública.

1.6.2.6 Emisión de gases contaminantes

Aunque el proceso productivo trabaja con una oxidación parcial selectiva e inhibe la producción de productos oxidados finales como los óxidos de carbono y otros gases contaminantes, es posible que, en ocasiones, se pueda dar lugar a una mínima cantidad de estas sustancias, bien por algún error en el funcionamiento del proceso, por el agotamiento del catalizador empleado, o por alguna causa inusual. En el sistema de reacción se ubica un sistema de venteo de gases por el cual se eliminan estas cantidades de gas en caso de que lleguen a producirse. En ese caso, si estas se emiten directamente a la atmósfera, pueden empeorar drásticamente la cantidad del aire, debido a que podría tratarse de gases de efecto invernadero, cuyo valor límite de emisión se menciona en el apartado 1.4.1.8 *Calidad del aire*. Por este motivo, debe contarse con mecanismos de contención adecuados que impidan la emisión de dichas sustancias.

Por otro lado, del propio proceso se obtiene nitrógeno gas, restante de la oxidación parcial. El nitrógeno puede considerarse potencialmente dañino desde el punto de vista de las emisiones ambientales, puesto que puede reaccionar dando lugar a sustancias muy nocivas para la atmósfera, tales como los óxidos de nitrógeno.

Este hecho tendrá un efecto negativo en las condiciones ambientales del lugar, comprometiendo el hábitat de las especies de flora y fauna del entorno, así como la salud pública de los habitantes de la zona. Como es evidente, estos impactos serán más o menos severos dependiendo del nivel de la emisión y del contaminante emitido. Así a todo, se ha considerado una magnitud intermedia en los efectos de la emisión, dado que se entiende que es un escenario poco usual en el funcionamiento de la planta, y que se recurrirá a las medidas pertinentes para reducir el posible impacto producido.

1.6.2.7 Generación de aguas residuales

Las aguas residuales generadas en el proceso pueden ser, principalmente, debido a la operación general de la planta, englobando las aguas de servicios auxiliares y limpieza. Por otro lado, del propio proceso productivo se obtiene agua con trazas de ácido acético y tolueno. Ambos efluentes de agua deben ser

debidamente tratados. En caso contrario, puede provocarse la contaminación de las aguas superficiales y subterráneas, lo que alterará de manera severa el hábitat de los animales y vegetación del entorno, además de poner en riesgo la salud pública de los habitantes de la zona.

En la Tabla 7 se muestra la Matriz de Leopold que corresponde la fase de operación del proyecto.

Tabla 7: Matriz de Leopold en la fase de operación.

FASE DE OPERACIÓN															
		Funcionamiento del proceso productivo								Generación de residuos					
		Producción de benzaldehído		Limpieza y mantenimiento de instalaciones		Ruido derivado de la operación de la planta		Tránsito de vehículos pesados derivada del transporte de materias primas y productos		Generación de residuos de proceso y sustancias contaminantes		Emisión de gases contaminantes		Generación de aguas residuales	
		M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I
Clima	Cambios en el clima	-5	4												
Suelo	Erosión y cambios en el relieve							-5	4						
	Contaminación del suelo y subsuelo			-3	2			-3	5	-6	5				
Agua	Calidad del agua superficial			-5	3					-6	6			-7	5
	Calidad del agua subterránea	-2	2	-4	3					-6	5			-7	5
Atmósfera	Calidad del aire	-2	2					-6	5			-6	7		
Paisaje	Calidad del paisaje					-2	1	-4	4						
Flora	Estructura y especies														
	Hábitat									-5	5	-5	5	-5	5
Fauna	Hábitat					-3	4			-5	5	-5	5	-5	5
Territorio	Densidad de tráfico y accesibilidad en las vías públicas							-7	5						
	Riesgo de accidentes en las vías públicas							-4	5						
	Uso del terreno														
Demografía	Aumento de la población	3	4	4	5										
	Salud pública					-3	3			-6	6	-6	6	-5	5
Economía	Generación de empleo	6	5	4	5			5	4						
	Generación de ingresos	10	6												
Medio sociocultural	Influencia en patrimonio cultural y paisajístico					-4	4	-3	3						

1.6.3 Fase de desmantelamiento

En la fase de desmantelamiento se contemplan los posibles riesgos mostrados en la Tabla 1. Se tendrán en cuenta las relaciones entre las actividades descritas para dicha fase con los factores ambientales y socioeconómicos correspondientes. En la Tabla 8 se muestra la Matriz de Leopold correspondiente.

Tabla 8: Matriz de Leopold en la fase de desmantelamiento.

FASE DE DESMANTELAMIENTO															
		Desmantelamiento de la planta								Generación de residuos					
		Desmantelamiento y desalojo de las instalaciones industriales		Cierre de las instalaciones industriales		Ruido derivado del desmantelamiento de la planta		Tránsito de vehículos pesados		Eliminación de los residuos y efluentes contaminantes del proceso restantes		Emisión de gases contaminantes		Generación de residuos sólidos derivados del desmantelamiento	
		M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I	M	I
Clima	Cambios en el clima														
Suelo	Erosión y cambios en el relieve			3	4			-5	4						
	Contaminación del suelo y subsuelo			3	4			-3	5	-7	5			-6	5
Agua	Calidad del agua superficial			3	4					-7	6			-6	6
	Calidad del agua subterránea			3	4					-7	6			-6	5
Atmósfera	Calidad del aire			3	4			-6	5			-6	7		
Paisaje	Calidad del paisaje	-3	3			-2	1								
Flora	Estructura y especies														
	Hábitat									-5	5	-5	5	-5	5
Fauna	Hábitat					-3	4			-5	5	-5	5	-5	5
Territorio	Densidad de tráfico y accesibilidad en las vías públicas	-4	6					-7	5						
	Riesgo de accidentes en las vías públicas							-4	5						
	Uso del terreno	-2	5											-6	6
Demografía	Aumento de la población														
	Salud pública					-3	3			-6	6	-6	6		
Economía	Generación de empleo	-8	7	-8	7			5	4						
	Generación de ingresos	-4	2	-4	2										
Medio sociocultural	Influencia en patrimonio cultural y paisajístico					-4	4	-3	3	-3	3			-5	5

1.6.3.1 Desmantelamiento y desalojo de las instalaciones industriales

El desmantelamiento de las instalaciones industriales puede generar impactos paisajísticos, así como también aumentar el volumen de tráfico en las vías públicas, dado que pueden ser necesarios vehículos pesados que transporten las partes de los equipos y otros objetos de valor de las instalaciones de la planta. Por otro lado, la utilización del terreno en este caso es negativa, dado que se pasará de tener un territorio que está siendo aprovechado con la construcción de una planta a un terreno que será desmantelado y quedará inutilizado. Con el desmantelamiento de la planta se dejarán de producir ingresos económicos y se destruirán los puestos de trabajo correspondientes.

1.6.3.2 Cierre de las instalaciones industriales

El cierre de las instalaciones industriales tiene unas consecuencias puramente económicas, que derivan en la destrucción de empleos y en la no generación de ingresos económicos. Por otro lado, esto puede llegar a generar una mejoría en las condiciones del suelo, agua y aire, debido al cese de las posibles emisiones producidas por la planta.

1.6.3.3 Ruido derivado del desmantelamiento de la planta

De nuevo, cabe destacar que la planta de producción de benzaldehído se ubicará en un Polígono Industrial, por lo que puede la operación del proyecto no generará una mayor contaminación acústica que la ya existente en la zona debido a otras plantas industriales. De todas maneras, el ruido generado puede afectar a la fauna próxima a las instalaciones, modificando su hábitat, además de a la salud pública y al patrimonio sociocultural y paisajístico, en caso de adquirir una condición muy severa.

1.6.3.4 Tránsito de vehículos pesados

Tal y como se ha mencionado, los desplazamientos llevados a cabo mediante los vehículos pesados durante la fase de desmantelamiento del proyecto pueden dañar la estructura y erosionar el suelo, debido a su elevado peso y fricción. Incluso en casos extremos pueden llegar a contaminarlo, en caso de fugas de aceite de motor, gasoil, etc. Los gases del tubo de escape pueden también influir en la calidad del aire.

Además, la presencia de este tipo de vehículos aumentará drásticamente la densidad de circulación en las vías públicas colindantes, dada las estrictas restricciones de velocidad que debe respetar un vehículo de gran tamaño, lo que, a su vez, puede generar creación de empleo debido a la necesidad de contratar a transportistas y personas con un permiso de conducción especial.

1.6.3.5 Eliminación de los residuos y efluentes contaminantes de proceso restantes

Tal y como se ha comentado en el apartado 1.6.2, durante la operación del proceso se producen algunos residuos sólidos y líquidos que pueden ser ambientalmente nocivos. Es necesario tratarlos correctamente, y para ello hará falta una correcta gestión de residuos de proceso. De lo contrario, la generación de estos residuos puede tener un efecto negativo en la calidad del aire, del suelo y del agua. También pueden llegar a ser nocivos para los animales y la vegetación de la zona, así como también para la salud pública y la calidad del paisaje.

1.6.3.6 Emisión de gases contaminantes

Tal y como sucede en la fase de operación, la emisión de gases tendrá un efecto negativo en las condiciones ambientales del lugar, comprometiendo el hábitat de las especies de flora y fauna del entorno, así como la salud pública de los habitantes de la zona. Como es evidente, estos impactos serán más o menos severos dependiendo del nivel de la emisión y del contaminante emitido. Así a todo, se ha considerado una magnitud intermedia en los efectos de la emisión, dado que se entiende que es un escenario poco usual en el funcionamiento de la planta, y que se recurrirá a las medidas pertinentes para reducir el posible impacto producido.

1.6.3.7 Generación de residuos derivados del desmantelamiento de la planta

Los residuos derivados del desmantelamiento de la planta (escombros, partes de las instalaciones, etc.) pueden ser también dañinos para el entorno ambiental. Al igual que sucede con los residuos generales del proceso, la generación de residuos por el desmantelamiento puede tener un efecto negativo en la calidad del aire, del suelo y del agua. También pueden llegar a ser nocivos para los animales y la vegetación de la zona, así como también para la salud pública y la calidad del paisaje.

1.6.4 Cálculo del impacto total

Cada uno de los sistemas medioambientales y socioeconómicos que han sido analizados sufre, en definitiva, un riesgo, ya sea positivo o negativo, de la materialización del proyecto.

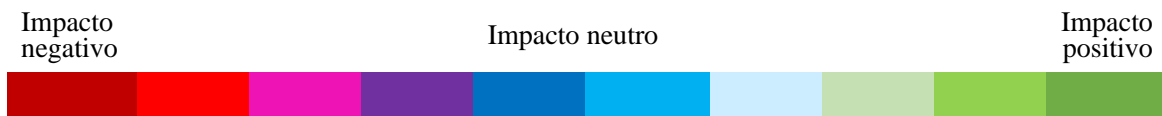


Figura 5: Código de colores para el cálculo del impacto total.

El riesgo total se calcula como la suma del producto entre la magnitud y la importancia del impacto generado sobre determinado sistema en cada una de las fases del proyecto: construcción, operación y desmantelamiento. Se ha elaborado un nuevo código de colores para determinar la calidad del impacto, el cual se muestra en la Figura 5. En ella, se designa de color rojo oscuro el impacto más negativo, y en color verde el impacto más positivo. Entre ambos colores se encuentran muchos otros que permiten designar con facilidad la calidad de los impactos.

Como puede observarse en la Tabla 9, la planta de producción de benzaldehído puede llegar a tener un impacto negativo en la calidad del aire, en el hábitat de la flora y fauna autóctonas y en la salud pública. También puede tener efectos adversos notable en la calidad del agua y el suelo y del paisaje. Sin embargo, la materialización del proyecto puede ser ventajosa en cuanto a la generación de empleo y riqueza, el aumento demográfico y la utilización del terreno.

De nuevo, cabe destacar que el Estudio de Impacto Ambiental es un documento que se elabora a juicio de la subjetividad de la persona encargada, por lo que se obtiene del mismo es una estimación de los sistemas ambientales y socioeconómicos que pueden verse alterados en una mayor medida ante la materialización del proyecto. Así a todo, la magnitud de los impactos ambientales puede verse

modificada a lo largo del tiempo de vida del proyecto, por lo que el presente estudio podría estar sujeto a futuras modificaciones.

Tabla 9: Cálculo del riesgo total

		FASE DE CONSTRUCCIÓN	FASE DE OPERACIÓN	FASE DE DESMANTELAMIENTO	IMPACTO TOTAL
		IMPACTO	IMPACTO	IMPACTO	
Clima	Cambios en el clima	0	-20	0	-20
Suelo	Erosión y cambios en el relieve	-57	-20	-8	-85
	Contaminación del suelo y subsuelo	-59	-51	-68	-178
Agua	Calidad del agua superficial	-20	-86	-66	-172
	Calidad del agua subterránea	-20	-81	-60	-161
Atmósfera	Calidad del aire	-75	-76	-60	-211
Paisaje	Calidad del paisaje	-66	-18	-11	-95
Flora	Estructura y especies	-64	0	0	-64
	Hábitat	-64	-75	-75	-214
Fauna	Hábitat	-12	-87	-87	-186
Territorio	Densidad de tráfico y accesibilidad en las vías públicas	-25	-35	-59	-119
	Riesgo de accidentes en las vías públicas	-16	-20	-20	-56
	Uso del terreno	79	0	-46	33
Demografía	Aumento de la población	23	32	0	55
	Salud pública	-9	-106	-81	-196
Economía	Generación de empleo	132	70	-92	110
	Generación de ingresos	0	60	-16	44
Medio sociocultural	Influencia en patrimonio cultural y paisajístico	-52	-25	-59	-136

1.7 Medidas de reducción de impacto ambiental

Todos los impactos anteriormente identificados deben ser mitigados en la medida de lo posible mediante la aplicación de acciones preventivas, correctoras o de compensación. El principal objetivo de este conjunto de medidas es reducir el impacto de la planta desde el punto de vista medioambiental, dañando lo menos posible el medio que la rodea.

1.7.1 Medio biofísico

Dentro de los impactos al medio biofísico, hay una serie de medidas preventivas y correctoras para cada uno de los sistemas susceptibles a la contaminación.

1.7.1.1 Medidas preventivas y correctoras en relación con la calidad del suelo

Los cambios llevados a cabo en el suelo debido a la ocupación de una nueva actividad, la erosión o la alteración del paisaje deben ser minimizados. Esto se debe a que el suelo es altamente valioso desde el punto de vista productivo. (12)

Como medidas preventivas destacan (12):

- La minimización del tiempo de exposición del suelo en la fase de construcción
- La adecuada señalización y vallado en la zona de obra para restringir el movimiento de la maquinaria o de tierras, y disminuir así la superficie de suelo alterado.

Por otro lado, existen otras medidas correctoras como (12):

- La retirada, acopio y conservación de la tierra vegetal, para que pueda ser utilizada en labores de revegetación.
- La plantación de vegetación de rápido crecimiento.
- La utilización de depósitos de retención de sedimentos.

1.7.1.2 Medidas preventivas y correctoras en relación con la calidad del agua

El agua es un recurso esencialmente necesario en el desarrollo de la vida cotidiana. Por las inmediaciones de la localización del proyecto pasa el curso de un río (Río Palmones), por lo que las medidas preventivas y correctoras para mantener la calidad del agua son aconsejables.

Algunas medidas para prevenir la contaminación del agua de la zona son (12):

- La disminución el uso del agua y la generación de aguas residuales durante todas las fases del tiempo de vida del proyecto, promoviendo la retención del agua y la depuración y conservación del agua residual.
- El correcto diseño del drenaje de aguas superficiales y subterráneas.
- El correcto diseño del trazado óptimo, modificando mínimamente las vertientes existentes.
- La elaboración de planes que minimicen la erosión, de recogida de residuos y de depuración de aguas residuales.
- La correcta recolección del aceite producido por el cambio en maquinarias y aplicar el tratamiento necesario.
- La prohibición del vertido de aceites, residuos y sustancias peligrosas directamente al río, o en la propia edificación.
- El diseño de las descargas de materiales de forma que no se interrumpan cauces.
- La construcción de humedales y lagunas artificiales que permitan el decantado de las aguas para no contaminar los cauces.

1.7.1.3 Medidas preventivas y correctoras en relación con la calidad del aire

La calidad del aire puede verse altamente afectada durante todas las fases del tiempo de vida de la planta. Como se ha visto en el apartado 0

Identificación de impactos ambientales, la contaminación atmosférica puede surgir a partir de la proyección de gravilla o arenas en la fase de construcción, así como por la emisión de gases contaminantes durante la operación del proceso. Por otro lado, el tráfico de vehículos pesados en todas las fases del proyecto empeora aún más la calidad del aire. Por lo tanto, se elaboran una serie de medidas preventivas para la preservación de la calidad atmosférica. Estas son (12):

- La ubicación de la obra teniendo en cuenta los vientos dominantes para evitar partículas sólidas en el aire.
- El uso de vehículos poco contaminantes.
- En el diseño del trayecto seguido por los vehículos, la elección de un recorrido con pocas pendientes que exijan cambios de marcha a los vehículos pesados.
- El control de la velocidad en las vías de acceso a la planta (a velocidades mayores de 40 km/h y menores de 80 km/h, donde se encuentra el menor foco de contaminación).
- El riego del suelo para reducir las emisiones de polvo y arena.
- La disposición y recolección de materiales almacenados y tapados con lonas, para evitar la proyección de partículas, polvo y arena.
- La disposición de filtros, lavadores, precipitadores, etc. para la recolección de los gases de salida del proceso.

1.7.1.4 Medidas preventivas y correctoras relacionadas con la calidad del paisaje

La edificación de la planta puede afectar de forma severa al paisaje de los alrededores. En este caso, el polígono industrial de El Fresno no contaba con una elevada calidad paisajística en momentos anteriores a la construcción del proyecto. Por ello, podría decirse que el desarrollo del presente proyecto no ha generado un fuerte impacto en el paisaje de la zona. Así a todo, existen una serie de medidas que pueden compensar la baja calidad del paisaje, tanto en la parcela donde se construirá el proyecto como en el resto del polígono en general, como el establecimiento de espacios verdes en los alrededores de las edificaciones. (12)

1.7.1.5 Medidas preventivas y correctoras relacionadas con la vegetación

La vegetación existente en el polígono industrial de El Fresno es muy limitada. Así a todo, pueden elaborarse una serie de medidas preventivas y correctoras para la preservación de la misma. Estas son las siguientes (12):

- La señalización de la obra, los caminos de acceso y las zonas en las que se use maquinaria para que estas no ocupen más espacio que el debido.
- Diseño del trazado de la ubicación de obra de forma que no fragmente ni masas boscosas ni áreas protegidas.

- Recoger, almacenar y conservar adecuadamente la capa vegetal del suelo donde se edificará la planta para poder proceder a su revegetación.

1.7.1.6 Medidas preventivas y correctoras relacionadas con la fauna

En el polígono industrial de El Fresno no es numerosa la presencia de fauna de diversas especies, pero en las proximidades existe una reserva natural denominada Parque Natural de las Marismas de los Palmones, donde conviven diversas especies autóctonas. Con el fin de preservar estas especies y su modo de vida, se elaboran una serie de medidas preventivas. Estas son las siguientes (12):

- La selección correcta de la localización de la planta, evitando las zonas de valor ecológico, los dominios vitales de alimentación y cría y las zonas de desplazamiento.
- La utilización de los vallados de cierre, que impiden atropellos, tanto de fauna salvaje como doméstica y alejan a los animales de sustancias tóxicas, entre otros peligros.
- La utilización de pasos de fauna para aminorar el impacto del proyecto sobre las especies autóctonas.
- La prohibición de mover maquinaria en lugares y épocas marcados, así como de desbrozar determinada zona, entre otras cosas, para la nidificación de aves rapaces.
- Diseñar drenajes y otros dispositivos donde puedan quedar atrapados animales de pequeño tamaño con rampas de escape de cemento rugoso para que puedan salir.
- Elaboración de programas para proteger especies amenazadas o en peligro y su hábitat.
- Construcción de refugios de ave y desarrollo de rutas aéreas.

1.7.1.7 Medidas preventivas y correctoras de la contaminación acústica.

La contaminación acústica puede ser una gran desventaja, especialmente en la fase de construcción de la planta. Por este motivo, son necesarias una serie de medidas correctoras para reducir lo máximo posible los efectos de la contaminación acústica. Estas son las siguientes (12):

- La proyección del ruido de manera que no afecte a las zonas habitadas o la fauna de interés, alejando las fuentes de ruido de las zonas sensibles.
- La utilización de pavimentos y maquinaria silenciosos, creando además barreras contra el ruido.
- La planificación de las actividades en los momentos más oportunos, en los lugares adecuados, cerca de barreras naturales.
- El estudio de la aplicación del aislamiento acústico de los edificios. Deben estudiarse anteriormente la eficacia de la protección y los costes de instalación y mantenimiento.

1.7.2 Medio socioeconómico

Las principales medidas preventivas en el ámbito socioeconómico tienen que ver con la salud de los habitantes, por lo que estarán encaminadas a (12):

- La prevención y vigilancia de la entrada de contaminantes y el acceso de las personas a la zona afectada, estableciendo las medidas de emergencia necesarias.

- La dotación de equipos de protección individual para los trabajadores de la planta, así como un plan básico de formación acerca de la actuación ante diversos riesgos.
- El establecimiento de programas de educación sanitaria y el desarrollo de medidas de asistencia con el conocimiento de ciertos síntomas.
- El control de emisión y vertido de gases y sustancias nocivas para la población.

Así a todo, las medidas tomadas para el control y la contribución a la salud de la población se evaluarán con más detalle en el apartado 2. *Estudio de seguridad y salud*.

1.8 Programa de Vigilancia Ambiental

1.8.1 Objetivos

El Programa de Vigilancia Ambiental, según el Real Decreto 1131/1988 en su artículo 7 (26), es un documento que tendrá como objetivo principal establecer un sistema que garantice el cumplimiento de las medidas preventivas, correctoras y compensatorias contenidas en el estudio de impacto ambiental tanto en la fase de construcción como en la de explotación del proyecto. Esto, permitirá llevar a cabo un seguimiento de lo establecido en las páginas anteriores.

Por otro lado, aunque en el Programa de Vigilancia Ambiental no se detalle nada acerca de la fase de desmantelamiento de la planta, cabe destacar que, como la matriz de Leopold de la fase de desmantelamiento es similar a la de la fase de construcción, podrían aplicarse los mismos medios de control en ambas fases.

En el Programa de Vigilancia Ambiental, según el apartado 7 del Anexo VI de la Ley 21/2013 del 9 de diciembre, se persigue un objetivo principal: Supervisar la correcta ejecución de las medidas ambientales preventivas, correctoras y compensatorias elaboradas en el Estudio de Impacto Ambiental.

1.8.2 Alcance

El Programa de Vigilancia Ambiental trata los siguientes ítems (27):

- El seguimiento y control de las diferentes actuaciones a desarrollar con motivo de las obras de ejecución del Proyecto considerado, incluyendo el periodo de obras propiamente dicho.
- El seguimiento y control de las condiciones ambientales en la fase de explotación.

1.8.3 Medios de realización

Para garantizar su independencia es aconsejable que el Programa de Vigilancia Ambiental sea llevado a cabo por una entidad independiente de todas las partes implicadas en la ejecución del proyecto, es decir, de la Propiedad y del Contratista, y además deberá estar adscrita a la Dirección de Obra e integrada en la Asesoría Ambiental de la misma. (27)

La dotación de medios que aseguren la ejecución del Programa tal como ha sido diseñado, se basa en (27):

- **Medios humanos:** El seguimiento será llevado a cabo por un titulado con la experiencia suficiente en materia medioambiental. Como apoyo para la interpretación de datos, resolución

de problemas, etc. contará con la colaboración sistemática de consultores expertos en cada una de las disciplinas de interés.

- **Medios materiales:** El equipo de Seguimiento Ambiental deberá de disponer de los medios materiales necesarios para la ejecución de su trabajo: equipo fotográfico, sonómetros, recipientes de toma de muestra, etc.

1.8.4 Ejecución y operación

La ejecución del Programa de Vigilancia Ambiental se corresponde cronológicamente con este desarrollo: (27)

1. Puesta a punto de los medios de vigilancia y preparación de todo el material necesario para su realización.
2. Recogida de datos, almacenamiento y clasificación sistemática de los mismos. Corre a cargo del Supervisor Ambiental desplazado.
3. Interpretación de la información recogida en la etapa 2. En esta fase se estudiarán los datos obtenidos en la fase anterior, se evaluará el grado de aplicación de las medidas correctoras y protectoras, se identificarán las fuentes de fallos o errores, etc. La tarea corre a cargo del conjunto del equipo de Asesoría Ambiental.
4. Retroalimentación. Esta fase abarca las medidas de gestión del cambio y mejora del Programa. En este punto, la Asesoría Ambiental, entre otras cosas, decidirá la modificación del Programa para conseguir una mayor eficacia, ideará nuevas medidas correctoras para aplicar a situaciones nuevas.

Además, en cada una de estas fases tendrá lugar la elaboración y gestión de la documentación asociada necesaria (registros, informes, etc.).

1.8.5 Elaboración y gestión de la documentación

En este apartado se enumeran y describen los documentos que deberán ser elaborados en el marco de cada uno de los niveles de ejecución del Programa de Seguimiento y Vigilancia, así como la gestión de que deberán ser objeto: (27)

- **Archivo de medios materiales:** Toda la documentación relativa a los medios materiales que se utilicen en la realización del Programa de Vigilancia Ambiental se recopilará sistemáticamente en un Archivo específico.
- **Diario de Seguimiento Ambiental:** Se confeccionará un documento donde se registrará semanalmente toda la información sobre observaciones efectuadas, incidencias producidas, acciones emprendidas y responsables de las mismas, nivel de cumplimiento de las medidas protectoras y correctoras, etc. Este documento estará constantemente disponible para su inspección por las Autoridades Ambientales que lo requieran, y se remitirá a ésta, en cualquier caso, una vez finalizadas las obras.
- **Informes-resumen periódicos:** Un resumen de las observaciones efectuadas, de los resultados obtenidos, de las conclusiones y recomendaciones emitidas, etc. por la Asesoría

Ambiental en el marco de este Programa se reflejarán en Informes de periodicidad mínima mensual durante la fase de obras.

- **Informe anual de Medidas Correctoras:** Se elaborará con ánimo de reflejar la evaluación de la eficacia y rendimiento de las medidas correctoras y su grado de implantación.

1.8.6 Actividades de seguimiento

A continuación, se detallarán cada uno de los procedimientos a seguir para controlar la aplicación de las medidas preventivas y correctoras citadas en el Estudio de Impacto Ambiental. Se detallará, para cada elemento, el parámetro controlado, el medio de control y su ubicación, así como también la duración y frecuencia de este.

1.8.6.1 Clima

Durante la fase de construcción de la planta, el control del clima será útil para predecir las actividades de obra a desarrollar.

Tabla 10: Control de las variables climáticas en la fase de construcción y de operación de la planta.

Objeto de control	Variables climáticas
Finalidad	Recopilar datos sobre las variables climáticas para programar adecuadamente las tareas de obra
Medio de control	Recopilación de datos
Ubicación del medio de control	Estación Meteorológica de San Roque (6056X)
Duración y frecuencia de la medida	Medida de los datos seleccionados con frecuencia horaria
Parámetros de control	Precipitaciones, temperaturas máximas y mínimas, humedad, velocidad del viento, horas de sol, etc.

En la Tabla 10 puede observarse en detalle el control del clima en la fase de construcción de la planta. Por otro lado, durante la fase de operación de la planta, también se llevará a cabo un control exhaustivo sobre el clima de la zona, para evitar que el funcionamiento de la planta provoque cambios en este.

1.8.6.2 Calidad del aire

Tabla 11: Control de las emisiones atmosféricas en el tiempo de vida de la planta.

Objeto de control	Emisiones atmosféricas
Finalidad	Conocer la concentración de partículas en suspensión y gases contaminantes en la atmósfera, controlar las emisiones atmosféricas por parte de la planta y que la calidad del aire de la zona se encuentre dentro de los límites establecidos.
Medio de control	Dispositivos de medida de las concentraciones de los contaminantes en la atmósfera
Ubicación del medio de control	Zona de obra y movimiento de maquinaria
Duración y frecuencia de la medida	Medida de las concentraciones con frecuencia horaria
Parámetros de control	Concentración de partículas en suspensión (polvo, arena), de NO _x , CO y SO _x , así como de otros gases contaminantes.

Durante la fase de construcción, se controlarán los niveles de emisiones a la atmósfera, tanto conformados por las partículas en suspensión como por los gases contaminantes que salen del tubo de escape de diferentes vehículos y maquinaria de obra. El sistema de control elaborado se detalla en la Tabla 11. Estas medidas de control son también aplicables a la fase de desmantelamiento de la planta.

Tabla 12: Control de los niveles de inmisión atmosférica en el entorno de la planta.

Objeto de control	Niveles de inmisión atmosférica
Finalidad	Controlar la concentración de contaminantes en el aire
Medio de control	Medida de las concentraciones de los contaminantes.
Ubicación del medio de control	Unidad Móvil de Vigilancia Ambiental del Campo de Gibraltar (UVAM) perteneciente a la Red de Vigilancia y Control de la Calidad del Aire de Andalucía
Duración y frecuencia de la medida	Medida de las concentraciones con frecuencia horaria
Parámetros de control	Concentración de NO _x , CO, CO ₂ y SO _x , así como de otros gases contaminantes.

La inmisión se define como el nivel de contaminantes presente en el aire a nivel del suelo, lo que define en gran medida la calidad del aire de la zona. Este parámetro debe ser controlado durante todo el tiempo de vida del proyecto, para garantizar la calidad de vida de las personas, animales y vegetación que cohabitan en el entorno de la planta. El control de los niveles de inmisión de la atmósfera de la zona puede observarse en la Tabla 12.

1.8.6.3 Calidad del agua

Durante la fase de construcción, deben controlarse las aguas residuales que pueden ser generadas, bien por el riego de la superficie de obra, así como por otras causas diversas. En la Tabla 13 se detalla el procedimiento de control de la calidad del agua durante el tiempo de vida de la planta.

Tabla 13: Control de la calidad del agua durante la fase de construcción y operación de la planta.

Objeto de control	Producción de aguas residuales
Finalidad	Controlar la generación de aguas residuales producidas y gestionarlas correctamente de acuerdo con la normativa
Medio de control	Registros de cantidades producidas y de su destino y correspondiente gestión.
Ubicación del medio de control	En toda la superficie de la planta.
Duración y frecuencia de la medida	Continuamente durante el tiempo de vida de la planta.
Parámetros de control	Caudal de agua residual producida junto con sus características (turbidez, DBO, etc.)

Estas medidas de control son también aplicables a la fase de desmantelamiento de la planta. Cabe destacar que el modo de control de las aguas residuales durante la fase de operación de la planta debe ser más exhaustivo debido al creciente riesgo del vertido de sustancias contaminantes.

1.8.6.4 Calidad del suelo

La calidad del suelo debe medirse teniendo en cuenta la cantidad de residuos sólidos generados en la actividad desarrollada en el proceso, ya que ambos factores están directamente relacionados. En la fase de construcción los residuos generados son aquellos producidos en la zona de obra (escombros, residuos de construcción, etc.). Por otro lado, los residuos producidos durante la fase de operación de la planta son derivados del proceso productivo, como los restos de catalizador desgastado, etc.

Tabla 14: Control de la calidad del suelo durante la fase de construcción y operación de la planta.

Objeto de control	Producción de residuos
Finalidad	Controlar la producción de residuos (sólidos y líquidos) y gestionarlos correctamente de acuerdo con la normativa.
Medio de control	Registros de cantidades producidas y de su destino y correspondiente gestión.
Ubicación del medio de control	En toda la superficie de la planta
Duración y frecuencia de la medida	Continuamente durante el tiempo de vida de la planta.
Parámetros de control	Cantidad de residuos sólidos producida y su clasificación según L.E.R.

En la Tabla 14 se detalla el control llevado a cabo para evaluar la calidad del suelo durante el tiempo de vida de la planta, basado en la identificación de residuos producidos.

1.8.6.5 Calidad del paisaje

La calidad del paisaje y el impacto visual en la parcela de ubicación de la planta están fuertemente relacionados. Por este motivo, es necesario controlar el orden y limpieza en el lugar en todo momento, especialmente durante la fase de construcción. En la Tabla 15 se elabora la síntesis de las medidas de control tomadas para evaluar la calidad del paisaje de la planta.

Tabla 15: Control de la calidad del paisaje en el entorno de la planta.

Objeto de control	Alteraciones en el paisaje
Finalidad	Minimizar el impacto visual de la planta en la zona y conseguir el orden y la limpieza en el entorno de trabajo
Medio de control	Percepción visual
Ubicación del medio de control	En toda la superficie de la planta y en la superficie de construcción
Duración y frecuencia de la medida	Control visual diario
Parámetros de control	Orden, limpieza, impacto visual

1.8.6.6 Flora y fauna

La materialización del proyecto puede afectar el estado de la flora y la fauna del entorno, por lo que es necesario realizar un seguimiento de las especies principales que habitan en el entorno de la planta durante todas las fases del proyecto.

Tabla 16: Medidas de control del impacto en la flora y la fauna autóctonas

Objeto de control	Desaparición de especies y cambios en su hábitat
Finalidad	Identificar los posibles impactos sobre las especies y corregirlos y minimizarlos en la medida de lo posible
Medio de control	Inspección visual con la colaboración de especialistas en zoología y botánica
Ubicación del medio de control	En toda la superficie de la planta y en la superficie de construcción
Duración y frecuencia de la medida	Control diario
Parámetros de control	Número de especies, población de cada especie, comportamiento, etc.

Las medidas de control tomadas para mitigar el impacto de la planta en las especies autóctonas de flora y fauna se muestran en la Tabla 16.

1.8.6.7 Ruido

Los ruidos producidos tanto durante la construcción como la de operación de la planta son aquellos que provienen de equipos o maquinaria de obra. Estos deben cumplir los límites establecidos por la legislación.

Tabla 17: Control de la contaminación acústica en la fase de construcción de la planta.

Objeto de control	Contaminación acústica
Finalidad	Medir la contaminación acústica producida en la fase de construcción de la planta y procurar que cumpla los valores establecidos por la normativa.
Medio de control	Mediciones sonoras por medio de un sonómetro
Ubicación del medio de control	En toda la superficie de zona de obra.
Duración y frecuencia de la medida	Control diario durante el tiempo de vida de la planta
Parámetros de control	Niveles sonoros de la zona.

El control de la contaminación acústica llevado a cabo en la fase de construcción de la planta se muestra en la Tabla 17. Estas medidas de control son también aplicables a la fase de desmantelamiento de la planta.

1.9 Documento de síntesis

La planta de producción de benzaldehído se ha estudiado desde el punto de vista medioambiental por medio del presente Estudio de Impacto Ambiental, donde se analizaron todas las acciones y procedimientos que pueden generar un impacto positivo en el medio ambiente. Se han detallado las fases de construcción, explotación y desmantelamiento de la planta, de las cuales se han desglosado los principales peligros desde el punto de vista medioambiental.

El E.I.A. ha comenzado con una breve descripción del proyecto y de las alternativas consideradas para su realización desde el punto de vista medioambiental. Se han mencionado las posibles actividades en cada una de las fases del proyecto susceptibles a generar impacto ambiental. Por otro lado, se ha

considerado el lugar de ubicación de la planta y se ha llevado a cabo un inventario ambiental donde se describen las características principales del entorno.

Con el inventario ambiental y la definición de actividades que pueden poner en riesgo el medio ambiente, se han elaborado las matrices de causa-efecto y de Leopold para poder valorar el impacto ambiental del proyecto en la zona. Se ha estimado también el peligro ambiental generado por cada una de las actividades, clasificándolas según la gravedad del impacto que provocan. De esta forma, teniendo en cuenta las matrices de Leopold para cada fase del proyecto, detalladas en el apartado 0.

Identificación de impactos ambientales, cabe destacar que la materialización del proyecto trae consigo una serie de impactos ambientales, de los cuales pueden clasificarse los más significativos.

1. Fase de construcción: Los impactos más significativos en esta fase del proyecto son los relacionados con la construcción de la planta, dado que este hecho puede dañar el suelo, provocando erosión y pudiendo llegar a alterar su estructura. Esto también puede implicar la contaminación de las aguas o del aire, debido a la proyección y emisión de sustancias, arena y otras partículas derivadas de la construcción. Por otro lado, la generación de residuos también tiene una importante repercusión en los impactos ambientales generados.

2. Fase de operación: La fase de operación está determinada por la producción de residuos de proceso, que pueden ser sólidos (como el catalizador desgastado), líquidos (como los efluentes de proceso, corrientes residuales y agua contaminada) o gaseosos (como el nitrógeno gas u otros gases derivados del proceso de oxidación parcial, que pueden ser potencialmente dañinos).

3. Fase de desmantelamiento: Los impactos destacados en esta fase del proyecto son muy similares a los producidos en la fase de construcción, y todos ellos derivan del desmantelamiento de la planta. Sigue siendo necesario prestar atención a la generación de residuos.

Como medida preventiva, es importante que la planta tenga una buena gestión de residuos y de efluentes para paliar al máximo el impacto ambiental producido. Además, deben instalarse zonas verdes para minimizar el impacto ambiental generado.

En definitiva, aunque la generación de impactos ambientales debido a la materialización del proceso es notable y evidente, deben adoptarse las medidas protectoras, preventivas y correctoras para corregir los efectos que la realización de determinadas acciones puede ocasionar. Para garantizar el cumplimiento de estas medidas se establece también un Plan de Vigilancia Ambiental.

En Santiago de Compostela a Julio de 2020

Las autoras del proyecto,



Paloma Méndez Silva



Natalia Vidal Gómez

2. Referencias bibliográficas

1. Boletín Oficial del Estado (BOE). *Ley 21/2013, de 9 de diciembre, de evaluación ambiental*. 11 de diciembre de 2013.
2. Google Maps. Google, Instituto Geográfico Nacional. [En línea] 2020. [Consultado el: 3 de marzo de 2020.] Disponible en: <https://www.google.es/maps/>.
3. Catálogo Industrial de la Bahía de Algeciras. *Recinto Fiscal El fresno*. [En línea] [Consultado el: 3 de marzo de 2020.] Disponible en: <http://www.industrialalgecirasbay.com/es/recurso/recinto-fiscal-el-fresno>.
4. INERCO. *MTD: Todo sobre su marco legal en España y en Europa*. [En línea] [Consultado el: 4 de junio de 2020.] Disponible en: <https://www.inerco.com/blog/mtd/>.
5. Ministerio para la transición ecológica y el reto demográfico. *Mejores técnicas disponibles*. [En línea] [Consultado el: 4 de junio de 2020.] Disponible en: <https://www.miteco.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/medio-ambiente-industrial/prevencion-y-control-integrados-de-la-contaminacion-ippc/mejores-tecnicas-disponibles-mtd/>.
6. FALCKE, H., S. HOLBROOK y otros. *Best Available Techniques (BAT) Reference Document for the Production of Large Volume Organic Chemicals. Joint Research Centre, European Union (EU). 2017. Industrial Emissions Directive 2010/75/EU Integrated Pollution Prevention and control. EUR 28882 EN*.
7. European Commission. *Reference Document on Best Available Techniques for the Manufacture of Organic Fine Chemicals*. Unión Europea. 2006.
8. Ministerio de Medio Ambiente. *Guía de Mejores Técnicas Disponibles en España del Sector de Química Fina Orgánica*. Gobierno de España. 2006. ISBN 84-8320-372-3.
9. European Commission. *Reference Document on Best Available Techniques for Energy Efficiency*. Unión Europea. 2009.
10. European Commission. *Reference Document on Best Available Techniques in Common Wastewater and Waste Gas Treatment/Management Systems in the Chemical Sector*. Unión Europea. 2003.
11. DIRECCIÓN GENERAL CCI (CENTRO COMÚN DE INVESTIGACIÓN). Instituto de Estudios Tecnológicos Prospectivos. Unión Europea. Sevilla: s.n., agosto de 2006.
12. CRESPO, C., L. GARMENDIA, A. GARMENDIA, A. SALVADOR. *Evaluación de impacto ambiental*. Madrid: Pearson Educación, 2005. ISBN 84-205-4398-5.
13. Boletín Oficial del Estado (BOE). *Ley 21/2013*. [En línea] 9 de diciembre de 2013. [Consultado el: 2 de junio de 2020.] Disponible en: <https://www.boe.es/buscar/act.php?id=BOE-A-2013-12913>.
14. climate-data.org. *Algeciras*. [En línea] [Consultado el: 5 de junio de 2020.] Disponible en: <https://es.climate-data.org/europe/espana/andalucia/algeciras-3324/>.
15. Simulaciones y Proyectos. *Clasificación climática mundial según Köppen Geiger*. [En línea] [Consultado el: 5 de junio de 2020.] Disponible en: <https://www.simulacionesyproyectos.com/blog/ingenieria-arquitectura/clasificacion-climatica/>.

16. WeatherSpark. *Clima promedio en Algeciras*. [En línea] [Consultado el: 6 de junio de 2020.] Disponible en: <https://es.weatherspark.com/y/34142/Clima-promedio-en-Algeciras-España-durante-todo-el-año>.
17. Universidad Pablo de Olavide. *Materiales de las fortificaciones de Algeciras*. [En línea] [Consultado el: 5 de junio de 2020.] Disponible en: https://www.upo.es/tym/WebCT/Materiales/page_06.htm.
18. Instituto Geológico y Minero de España. *Mapa Geológico de España*. Madrid: s.n. ISBN 978-84-7840-881-8.
19. WikiWand. *Campo de Gibraltar*. [En línea] [Consultado el: 5 de junio de 2020.] Disponible en: https://www.wikiwand.com/es/Campo_de_Gibraltar.
20. Boletín Oficial del Estado (BOE). *Ley 34/2007, de 15 de noviembre, de calidad del aire y protección de la atmósfera*. BOE-A-2007-19744.
21. Consejería de agricultura, ganadería, pesca y desarrollo sostenible. *Red de Vigilancia y Control de la Calidad del Aire de Andalucía*. s.l.: Junta de Andalucía, 2020.
22. Instituto de Estadística y Cartografía de Andalucía. *Algeciras*. [En línea] [Consultado el: 7 de junio de 2020.] Disponible en: www.juntadeandalucia.es/institutodeestadisticaycartografia/sima/ficha.htm?mun=11004.
23. Instituto de Estadística y Cartografía de Andalucía. *Algeciras*. [En línea] [Consultado el: 7 de junio de 2020.] Disponible en: www.juntadeandalucia.es/institutodeestadisticaycartografia/sima/ficha.htm?mun=11004.
24. Instituto de Estadística y Cartografía de Andalucía. *San Roque*. [En línea] [Consultado el: 7 de junio de 2020.] Disponible en: <http://www.juntadeandalucia.es/institutodeestadisticaycartografia/sima/ficha.htm?mun=11033>.
25. Boletín Oficial del Estado (BOE). *Ley 37/2003 de 17 de noviembre, del Ruido*. 18 de noviembre de 2003. BOE-A-2003-20976.
26. Boletín Oficial del Estado (BOE). *Real Decreto 1131/1988, por el que se aprueba el Reglamento para la ejecución del Real Decreto Legislativo 1302/1986, de 28 de junio, de Evaluación de Impacto Ambiental*. BOE-A-1988-23079.
27. Endesa Gas. *ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL relativo al Proyecto de Gasoducto de transporte secundario Villanueva del Arzobispo-Castellar (Jaén)*. Gasoducto tte. sec. Villanueva del Arzobispo – Castellar (Jaén): s.n.

DOCUMENTO IV:
PRESUPUESTO

1.	Introducción.....	3
2.	Estimación del coste de equipo	3
2.1	Método factorial para el coste de equipo comprado.....	3
2.2	Método de cálculo del coste de equipo comprado por datos históricos	4
2.3	Obtención de costes promedio mediante la consulta de catálogos.....	4
2.4	Método de corrección del coste ante condiciones atípicas	5
2.4.1	Condiciones de operación	5
2.4.2	Material de construcción.....	5
2.5	Método de actualización de costes	6
2.6	Conversión de divisa	7
2.7	Coste de equipos de la planta de producción de benzaldehído.....	7
3.	Presupuestos parciales de capital fijo	8
3.1	Adquisición del terreno	10
3.2	Acondicionamiento del terreno	10
3.3	Equipos comprados	10
3.4	Equipos instalados.....	10
3.5	Instalación eléctrica.....	11
3.6	Utilidades	11
3.7	Tuberías y accesorios	11
3.8	Instrumentación y control.....	12
3.9	Seguridad y salud	12
3.10	Edificios de proceso y auxiliares.....	12
3.11	Almacenamiento	12
3.12	Costes de off-site.....	13
3.13	Costes indirectos	13
3.14	Presupuesto parcial de capital circulante.....	13
4.	Presupuesto total de la planta	14
5.	Referencias bibliográficas	15

1. Introducción

A continuación, se detallará el presupuesto de obra, puesta en marcha y funcionamiento de la planta de producción de benzaldehído, que es objeto de estudio en el presente proyecto. Se llevará a cabo una estimación de costes de Clase 4, la cual, según fuentes bibliográficas, aportará una precisión entre el 1% y el 15% del coste real del proyecto.

Tal y como se procede al calcular una aproximación de Clase 4, se emplearán métodos aproximados para la estimación del coste de los equipos, la inversión de capital fijo, el capital circulante, y los costes variables que comprende el presente proyecto. Estos, se detallarán en los siguientes apartados. Para ello, será necesario dimensionar de manera aproximada los equipos y estimar las cantidades de las utilidades que forman parte del proceso, tal y como se indica en el Anexo I. *Dimensionado básico de equipos*.

2. Estimación del coste de equipo

Para la estimación del coste de equipo, debe diferenciarse entre el equipo comprado (que comprende la compra y el traslado del equipo, o sus materiales) y el coste del equipo instalado. Para el cálculo de cada uno de ellos son útiles diferentes métodos. Para el desglose económico de los costes de cada equipo, en el siguiente proyecto solamente se detallarán los métodos de cálculo utilizados, pero existen numerosos métodos análogos igualmente válidos.

Para realizar una estimación del coste del equipo comprado propia de un análisis económico de Clase 4, en el presente proyecto se ha optado por tres alternativas diferentes: el método factorial para el cálculo de costes, el método de estimación de costes basado en datos históricos, o la obtención de un coste promedio para cada equipo tras la consulta de catálogos. Además, se hablará del método de corrección de costes en condiciones de operación atípicas.

2.1 Método factorial para el coste de equipo comprado

El método factorial para el cálculo del coste del equipo, consiste en aplicar la ecuación [1], en la cual, a , b y n son factores preestablecidos para cada tipo de equipo, recogidos en diferentes fuentes bibliográficas. (1)

$$C_E = a + b \cdot S^n \quad [1]$$

Por otro lado, S es un factor de dimensionado diferente para cada equipo, y se obtendrá calculando un dimensionado aproximado de cada uno de ellos. En la Tabla 1 se muestran los factores a , b y n y los factores de forma para cada tipo de equipo. Cabe destacar que, en la mayoría de los casos, los factores se dan para un material de construcción determinado y unas condiciones de operación estándar. En caso de trabajar con un material o condiciones diferentes, el coste debe corregirse según lo expuesto en el apartado 2.4. *Método de corrección del coste ante condiciones atípicas*.

Tabla 1. Método factorial para el coste del equipo comprado. Fuente: (1)

	a	b	n
Intercambiador de calor de carcasa y tubos	28000	54	1,2
Caldera parcial	29000	400	0,9
Filtro	11000	77000	0,5
Recipiente a presión vertical de acero inoxidable grado 304	17400	79	0,85
Platos perforados	130	440	1,8
Bomba	3300	48	1,2
Tanque de techo flotante de acero inoxidable grado 304	113000	3250	0,65
Recipiente a presión horizontal de acero inoxidable grado 304	12800	73	0,85
Compresor	260000	2700	0,75

2.2 Método de cálculo del coste de equipo comprado por datos históricos

Este método permite hacer una estimación del orden de magnitud aproximado del coste total de una planta química o equipo de proceso. Se basa en la evaluación de los costes de una planta (que usa la misma tecnología) o equipo (de las mismas características) cuyas características sean similares a las de la planta o producto de interés, de construcción reciente, o bien de datos publicados.

Si conocemos datos históricos sobre equipos de características similares a las del equipo de interés, puede aplicarse la ecuación [2] para obtener el coste del equipo de interés. (1)

$$C_E = C_B \cdot \left(\frac{Q_E}{Q_B}\right)^M \quad [2]$$

Donde:

- C_E es el coste del equipo de capacidad Q_E que se desea determinar.
- C_B es el coste del equipo de capacidad Q_B que se conoce y es tomado como base.
- M es el factor exponencial característico de cada equipo.

2.3 Obtención de costes promedio mediante la consulta de catálogos

Tanto para el método factorial de cálculo de costes como para el método basado en datos históricos, como se ha dicho, es necesario conocer un parámetro de diseño o capacidad específico para cada uno de los equipos. En algunas ocasiones, dado que el presente proyecto no abarca el diseño de todos los equipos de proceso, no se dispone de algunos parámetros necesarios. Ante esto, se ha recurrido a la consulta de algunos catálogos de equipos de los que se pueda obtener un coste promedio aproximado según el tipo de equipo empleado. Por otro lado, existen métodos de corrección del coste de equipo comprado en el caso de que se empleen materiales de construcción o condiciones de operación poco comunes.

2.4 Método de corrección del coste ante condiciones atípicas

En ocasiones, el coste del equipo comprado puede verse incrementado por factores específicos. Esto sucede, particularmente, cuando las condiciones de operación y los materiales de construcción no son los habituales, incrementando de esta manera el coste del equipo.

2.4.1 Condiciones de operación

La presión es un factor de operación importante a la hora de calcular el coste de un equipo, dado que puede traducirse en la necesidad de paredes de mayor espesor para soportar una presión elevada. Para la corrección del coste en función de la presión, se emplea el factor f_p . Sin embargo, en este caso se trabaja no es aplicable para ningún equipo.

Por otro lado, la temperatura también es determinante para la estimación de costes del equipo, dado que, a medida que aumenta la temperatura, decrece la tensión máxima permisible para los materiales de construcción empleados. En estos casos, se emplea el factor f_T . Sin embargo, en este caso se trabaja con temperaturas moderadas y por lo tanto no es aplicable para ningún equipo.

2.4.2 Material de construcción

Por otro lado, el uso de un tipo de material de construcción u otro, puede suponer una variación en el precio del equipo, debido a que hay materiales más caros que otros dadas sus características. De esta forma, para la corrección del coste por factores de material de construcción, se emplea el factor f_M , cuyos valores se muestran en la Tabla 2 para equipos en general y en la Tabla 3 para intercambiadores de calor de carcasa y tubos.

Tabla 2. Factor de material. Fuente: (1)

Material	f_M
Acero al carbono (CS)	1,0
Aluminio	1,3
Acero inoxidable de bajo grado	2,4
Acero inoxidable de alto grado	3,4
Inconel y Níquel	4,4
Titanio	5,8

Tabla 3. Factor de material para intercambiadores de calor de carcasa y tubos. Fuente: (1)

Material	f_M
CS carcasa y tubos	1,0
CS carcasa, aluminio tubos	1,3
CS carcasa, monel tubos	2,1
CS carcasa, acero inoxidable de bajo grado en tubos	1,7
Acero inoxidable de bajo grado en carcasa y tubos	2,9

Se trata de un factor que determina el aumento de precio del equipo cuando éste es fabricado con un material distinto al acero al carbono. Por lo tanto, cuando se hacen los cálculos iniciales del coste del equipo comprado, se está suponiendo que este equipo está compuesto por acero al carbono. En caso de estar formado por otro material, habría que buscar su factor f_M y multiplicarlo al coste previamente estimado.

Así a todo, cuando se aplica el método factorial de cálculo de costes, cada grupo de factores se disponen para un tipo determinado de equipo, y un material de construcción de referencia. Lo mismo sucede cuando se toman datos históricos de un equipo construido con determinado material. Los factores de corrección solamente se aplican cuando el material de construcción no es el mismo que el de referencia o las condiciones de operación son muy extremas. De esta manera, el coste de equipo final (C_{Ef}) se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$C_{Ef} = C_E \cdot f_M \cdot f_P \cdot f_M \quad [3]$$

2.5 Método de actualización de costes

A la hora de calcular el coste de un proyecto, en especial cuando se consultan datos históricos o publicaciones, debe tenerse en cuenta en el año en el que estos datos se basan. Cada año, el dinero incrementa su valor, y, por lo tanto, 1 euro en 2003 no vale lo mismo que 1 euro en 2019. Esto se debe a que los materiales de construcción y los costes de mano de obra están sometidos a inflación.

Para llevar a cabo la actualización de los costes se emplea la siguiente ecuación: (1)

$$COSTE_{AÑO A} = COSTE_{AÑO B} \cdot \frac{ÍNDICE DE COSTE_{AÑO A}}{ÍNDICE DE COSTE_{AÑO B}} \quad [4]$$

Para cada año, existe un índice que contribuye a la actualización del coste del equipo. El índice CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*) es publicado mensualmente en la revista *Chemical Engineering*. En la Figura 1 se muestra una evolución histórica del índice CEPCI con los años y una predicción de futuro dependiendo el nivel de crecimiento del proceso.

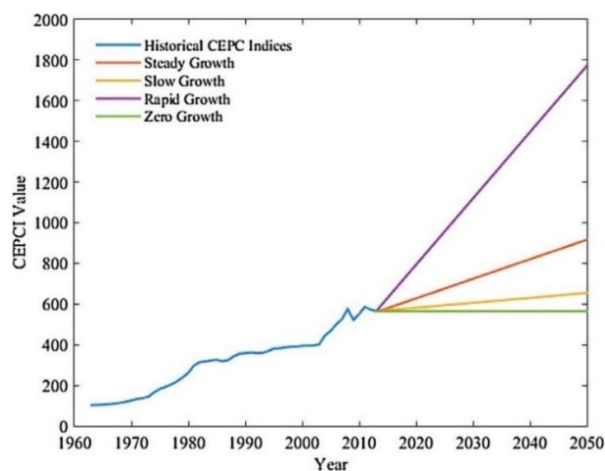


Figura 1: Valores históricos y predictivos del CEPCI para cada año. Fuente: (2)

2.6 Conversión de divisa

El coste de los equipos calculados con los factores obtenidos de bibliografía (3) se obtiene en dólares estadounidenses. Este, debe transformarse a la unidad de divisa del país donde se edificará la planta de producción del proyecto, en este caso, el euro. Inicialmente, el precio calculado debe actualizarse mediante el método presentado en el apartado 2.5. A continuación, debe llevarse a cabo la transformación de divisa pertinente, mediante la relación mostrada en la ecuación [5], obtenida a día 5 de junio de 2020.

$$1 \text{ USD } (\$) = 0,89 \text{ €} \quad [5]$$

2.7 Coste de equipos de la planta de producción de benzaldehído

Para estimar el coste de equipos comprados se sigue el método factorial en la mayor parte de los equipos, exceptuando el tanque de mezcla TM-101 con su respectivo agitador, cuyo coste fue estimado por el método de datos históricos. E coste del filtro FT-101 y de la válvula de estrangulamiento VL-301 fue estimado por medio de la consulta de dos catálogos, facilitados por de DELSAN Ingenieros S.L y KSB España, respectivamente. El coste actualizado en euros para cada uno de los equipos comprados, así como la cantidad total equivalente se muestra en la Tabla 4 y Tabla 5.

Tabla 4. Coste de equipos comprados.

Equipo	Número de unidades	Coste, €
Filtro FT-101	1	6005,18
Compresor K-101 A	1	174.940,09
Intercambiador de calor E-101	1	28.420,06
Bomba P-101 A/B	2	16.175,31
Bomba P-102 A/B	2	22.679,85
Tanque de mezcla TM-101	1	51.667,93
Intercambiador de calor E-102	1	38.658,05
Reactor R-201	1	29.587,02
Válvula VL-301	1	519,84
Intercambiador de calor E-301	1	36.458,87
Columna de destilación T-301	1	738.567,49
Condensador total E-302	1	52.273,59
Tambor de reflujo V-301	1	13.204,77
Bomba P-301 A/B	2	22.533,10
Bomba P-302 A/B	2	28.434,92

Tabla 5: Coste de equipos comprados (continuación)

Caldera parcial E-305	1	64.474,41
Bomba P-303 A/B	2	16.506,10
Bomba P-304 A/B	2	16.319,50
Columna de destilación T-302	1	430.189,21
Condensador total E-303	1	27.717,19
Tambor de reflujo V-302	1	12.616,91
Bomba P-305 A/B	2	15.556,77
Bomba P-310 A/B	2	15.623,14
Caldera parcial E-304	1	116.360,42
Bomba P-306 A/B	2	31.480,11
Bomba P-307 A/B	2	28.351,02
Columna de destilación T-303	1	553.915,55
Condensador total E-306	1	36.381,56
Tambor de reflujo V-303	1	12.749,64
Bomba P-308 A/B	2	17.361,39
Bomba P-311 A/B	2	15.838,30
Caldera parcial E-307	1	61.872,37
Bomba P-309 A/B	2	16.042,67
Bomba P-312 A/B	2	15.947,13
TOTAL, €		2.760.610,46

3. Presupuestos parciales de capital fijo

A continuación, se presentan cada uno de los presupuestos parciales a tener en cuenta para elaborar el presupuesto total de la planta, aplicando para ello el porcentaje mostrado en la Tabla 6. Dicho porcentaje se aplica sobre la referencia indicada y toma un valor promedio entre los valores recomendados por Smith (2016) (1) para cada uno de los ítems mencionados.

Con los porcentajes mostrados en la Tabla 6 pueden calcularse los costes de cada una de las partidas que conforman el presupuesto parcial del capital fijo.

Tabla 6. Porcentajes correspondientes a cada presupuesto parcial.

Ítem	Referencia	Porcentaje, %
COSTES DIRECTOS (CD)		
Adquisición del terreno	Datos obtenidos	-
Acondicionamiento del terreno	Equipos comprados	10
Equipos comprados	Equipos comprados	100
Equipos instalados	Equipos comprados	40
Instalación eléctrica	Equipos comprados	15
Instrumentación y control	Equipos comprados	20
Tuberías y accesorios	Equipos comprados	70
Utilidades	Equipos comprados	48
Seguridad y salud	Equipos comprados	1
Edificios de proceso y auxiliares	Equipos comprados	25
Almacenamiento	Equipos comprados	20
<i>Off-site</i>	Equipos comprados	20
COSTES INDIRECTOS (CI)		
Diseño, ingeniería	Equipos comprados	100
Honorarios del contratista	Costes fijos	5
Gastos de construcción	Costes fijos	15
Organización, gestión y dirección de obra	Costes fijos	3
Licencias y permisos	Costes fijos	4
Pruebas de puesta en marcha	Costes fijos	2
Fondo de contingencias	Costes fijos	10
Costes fijos (CF=CD+CI)		
CAPITAL CIRCULANTE		
Capital circulante	Costes fijos	15

3.1 Adquisición del terreno

En la Tabla 7 se muestra el presupuesto parcial de adquisición del terreno.

Tabla 7. Presupuesto parcial de adquisición del terreno.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €
Adquisición del terreno	Adquisición del terreno	Partida alzada	7.197.750
TOTAL, €			7.197.750

3.2 Acondicionamiento del terreno

En la Tabla 8 se presenta el presupuesto parcial de acondicionamiento del terreno.

Tabla 8. Presupuesto parcial de acondicionamiento del terreno.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €
Acondicionamiento del terreno	Movimientos de tierra	Partida alzada	276.061,05
	Excavaciones		
	Nivelaciones		
	Limpieza de la superficie Deshidratación y drenaje		
TOTAL, €			276.061,05

3.3 Equipos comprados

El coste total de equipos comprados, de acuerdo con la Tabla 4 y Tabla 5, cuyo valor asciende a 2.760.610,46 €.

3.4 Equipos instalados

En la Tabla 9 se presenta el presupuesto parcial de equipos instalados.

Tabla 9. Presupuesto parcial de equipos instalados.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €
Equipos instalados	Cimentaciones	Partida alzada	1.104.244,19
	Materiales y maquinaria		
	Montaje y mano de obra		
TOTAL, €			1.104.244,19

3.5 Instalación eléctrica

En la Tabla 10 se presenta el presupuesto parcial de instalación eléctrica.

Tabla 10. Presupuesto parcial de instalación eléctrica.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €
Instalación eléctrica	Materiales y maquinaria		
	Cableado	Partida alzada	414.091,57
	Aislamiento		
	Montaje		
TOTAL, €			414.091,57

3.6 Utilidades

En la

Tabla 11 se presenta el presupuesto parcial de utilidades.

Tabla 11. Presupuesto parcial de utilidades.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €
Utilidades	Agua de refrigeración	Partida alzada	524.515,99
	Agua contra incendios		
	Aire comprimido		
	Agua de proceso		
	Gas natural		
	Electricidad		
	Vapor de calefacción		
TOTAL, €			524.515,99

3.7 Tuberías y accesorios

En la Tabla 12 se presenta el presupuesto parcial de tuberías y accesorios.

Tabla 12. Presupuesto parcial de tuberías y accesorios.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €
Tuberías y accesorios	Materiales y maquinaria		
	Montaje	Partida alzada	1.932.427,32
	Pintura		
	Aislamiento		
TOTAL, €			1.932.427,32

3.8 Instrumentación y control

En la Tabla 13 se presenta el presupuesto parcial de instrumentación y control.

Tabla 13. Presupuesto parcial de instrumentación y control.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €
Instrumentación y control	Materiales y maquinaria Montaje Programación	Partida alzada	552.122,09
TOTAL, €			552.122,09

3.9 Seguridad y salud

En la Tabla 14 se presenta el presupuesto parcial de seguridad y salud.

Tabla 14: Presupuesto parcial de seguridad y salud.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €
Seguridad y salud	Equipos de protección individual y colectiva Medicina preventiva y primeros auxilios Formación de los trabajadores	Partida alzada	27.606,10
TOTAL, €			27.606,10

3.10 Edificios de proceso y auxiliares

En la Tabla 15 se presenta el presupuesto parcial de edificios de proceso.

Tabla 15. Presupuesto parcial de edificios de proceso.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €
Edificios de proceso y auxiliares	Zona de producción Edificios auxiliares	Partida alzada	690.152,62
TOTAL, €			690.152,62

3.11 Almacenamiento

En la Tabla 16 se presenta el presupuesto parcial de almacenamiento.

Tabla 16. Presupuesto parcial de almacenamiento.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €
Almacenamiento	Almacenamiento de productos Almacenamiento de residuos	Partida alzada	552.122,09
TOTAL, €			552.122,09

3.12 Costes de off-site

En la Tabla 17 se presenta el presupuesto parcial de *off-site*.

Tabla 17. Presupuesto parcial de *off-site*.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €
Off-site	Laboratorios y gestión de calidad	Partida alzada	552.515,99
	Dispositivos de carga y pesaje		
	Sistemas de tratamiento de aguas		
	Sistemas de tratamiento de residuos		
	Sistemas de seguridad y emergencia		
	Vehículos de la planta		
	Accesos		
TOTAL, €			552.515,99

3.13 Costes indirectos

En la Tabla 18 se presenta el presupuesto parcial de costes indirectos.

Tabla 18. Presupuesto parcial de costes indirectos.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €
Costes indirectos	Diseño e ingeniería	Partida alzada	2.760.610,46
	Gastos de construcción		4.680.105,49
	Honorarios del contratista		1.560.035,16
	Organización, gestión y dirección de obra		780.017,58
	Licencias y permisos		1.248.028,13
	Pruebas de puesta en marcha		468.010,55
	Fondo de contingencias		3.120.070,33
	TOTAL, €		14.616.877,70

3.14 Presupuesto parcial de capital circulante

En la Tabla 19 se presenta el presupuesto parcial de capital circulante.

Tabla 19. Presupuesto parcial de capital circulante.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €
Capital circulante	Capital circulante	Partida alzada	4.680.105,49
TOTAL, €			4.680.105,49

4. Presupuesto total de la planta

Sumando cada uno de los presupuestos parciales presentados anteriormente es posible conocer el presupuesto total de la planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno, cuyo valor se incluye en la Tabla 20.

Tabla 20. Presupuesto total.

Ítem	Descripción	Medición	Coste, €
	Adquisición del terreno	Partidaalzada	7.197.750
	Acondicionamiento del terreno	Partidaalzada	276.061,05
	Equipos comprados	Partidaalzada	2.760.610,46
	Equipos instalados	Partidaalzada	1.104.244,19
	Instalación eléctrica	Partidaalzada	414.091,57
	Instrumentación y control	Partidaalzada	552.122,09
Presupuesto total	Tuberías y accesorios	Partidaalzada	1.932.427,32
	Utilidades	Partidaalzada	524.515,99
	Seguridad y salud	Partidaalzada	27.606,10
	Edificios de proceso y auxiliares	Partidaalzada	690.152,62
	Almacenamiento	Partidaalzada	552.122,09
	<i>Off-site</i>	Partidaalzada	552.515,99
	Costes indirectos	Partidaalzada	14.616.877,70
	Capital circulante	Partidaalzada	4.680.105,49
	TOTAL, €		35.880.808,79

El presupuesto total de la planta de producción de benzaldehído a partir de tolueno asciende a la cantidad de **TREINTA Y CINCO MILLONES OCHOCIENTOS OCHENTA MIL OCHOCIENTOS OCHO EUROS CON SETENTA Y NUEVE CÉNTIMOS.**

En Santiago de Compostela a Julio de 2020

Las autoras del proyecto,



Paloma Méndez Silva



Natalia Vidal Gómez

5. Referencias bibliográficas

1. SMITH, R. *Chemical process design and integration*. 2ª ed. Chichester: John Wiley & Sons, Ltd, 2016. ISBN: 9781119990147.
2. LESSON, D., N. MAC DOWELL, N. SHAH, C. PETIT. *A Techno-economic analysis and systematic review of carbon capture and storage (CCS) applied to the iron and steel, cement, oil refining and pulp and paper industries, as well as other high purity sources*. s.l.: International Journal of Greenhouse Gas Control, 2017, Vol. 61.
3. SINNOTT, R., G. TOWLER. *Chemical Engineering Design*. 2ª. s.l.: ELSEVIER, 2013.

ANEXO I:
DIMENSIONADO
BÁSICO DE EQUIPOS

Anexo I: Dimensionado básico de equipos

1.	Introducción.....	3
2.	Filtro FT-101	3
3.	Compresor	3
3.1	Compresor K-101.....	4
4.	Tanque de mezcla de líquidos	4
4.1	Tanque de mezcla de líquidos TM-101.....	4
5.	Válvula VL-301.....	5
6.	Intercambiadores de calor.....	5
6.1	Intercambiador de calor E-101	5
6.2	Intercambiador de calor E-102.....	6
6.3	Intercambiador de calor E-301	6
6.4	Intercambiador de calor E-302.....	6
6.5	Intercambiador de calor E-303.....	7
6.6	Intercambiador de calor E-304.....	7
6.7	Intercambiador de calor E-305.....	7
6.8	Intercambiador de calor E-306.....	8
6.9	Intercambiador de calor E-307.....	8
7.	Columnas de destilación.....	8
7.1	Columna de destilación T-301	9
7.2	Columna de destilación T-302	9
7.3	Columna de destilación T-303	9
8.	Bombas.....	9
9.	Tambores de reflujo.....	10
9.1	Tambor de reflujo V-301.....	12
9.2	Tambor de reflujo V-302.....	12
9.3	Tambor de reflujo V-303.....	13
10.	Referencias bibliográficas	14

1. Introducción

A continuación, se llevará a cabo el dimensionado aproximado de los equipos empleados en el proceso de producción de benzaldehído, con ánimo de obtener una base de cálculo para deducir los costes de equipo comprado que se tendrán en cuenta posteriormente en el documento IV. *Presupuesto*. El dimensionado de los equipos que no han sido objeto de diseño se hará teniendo en cuenta suposiciones empíricas de algunos parámetros, tomadas de diferentes fuentes y tablas de heurísticas o datos empíricos.

En el cálculo de costes por el método factorial, existen una serie de factores que se aplicarán para cada uno de los equipos, de los que se pretenderá obtener su variable de diseño útil a la hora de calcular su coste. En diferentes fuentes bibliográficas se recogen las variables de diseño de cada equipo empleadas para el cálculo de su coste.

En muchos casos, el cálculo de algunos de los parámetros de referencia excede el objetivo del proyecto. Es entonces cuando se recurre al cálculo de costes mediante datos históricos, o mediante la consulta de catálogos de fabricantes de cada tipo de equipo.

2. Filtro FT-101

Para determinar la capacidad del filtro de aire FT-101 se recurre a un catálogo de productos facilitado por *DELSAN Ingenieros S.L.* Teniendo en cuenta que el caudal volumétrico a filtrar es de 10.261,94 m³·h⁻¹ se decide seleccionar un filtro electrostático de la serie *LUPE* con ventilador centrífugo, modelo *LUPEV-24* cuyo caudal máximo es de 10000 m³·h⁻¹. Sus dimensiones son 1,65 m de largo, 1,12 m de ancho y 98,5 cm de alto. (1)

3. Compresor

La variable de diseño que se necesita determinar en el caso del compresor de aire K-101 A es la potencia real que necesita para llevar a cabo la función para la que fue seleccionado.

En primer lugar, se hace uso de la ecuación [1] para conocer el trabajo a realizar por el equipo: (2)

$$W_c = Z \cdot \frac{\gamma}{\gamma - 1} \cdot \frac{R \cdot T_s}{M} \cdot \left[\left(\frac{P_d}{P_s} \right)^{\frac{\gamma}{\gamma - 1}} - 1 \right] \quad [1]$$

Donde:

- W_c es el trabajo realizado por el compresor, kJ·kg⁻¹.
- Z es el factor de compresibilidad del gas.
- M es el peso molecular del gas, kg·kmol⁻¹.

Una vez conocido el requerimiento de trabajo se aplica la ecuación [2] para determinar la potencia real a aportar por el compresor. (2)

$$N_c = \frac{\left(\frac{m}{3600} \right) \cdot W_c}{\eta} \quad [2]$$

Donde:

- N_c es la potencia real del compresor, kW.
- m es el caudal másico del gas que se desea comprimir, $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$.
- η es la eficacia considerada para el compresor.

3.1 Compresor K-101

En la Tabla 1 se incluyen los parámetros considerados en los cálculos anteriormente descritos y los resultados obtenidos.

Tabla 1. Cálculo de la potencia del compresor K-101.

Z	1
γ	1,40
$T_s, ^\circ\text{C}$	25
$M, \text{kg}\cdot\text{kmol}^{-1}$	28,97
P_d, Pa	600000
P_s, Pa	101325
$m, \text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$	12365,64
η	0,75
N_c, kW	908,32

4. Tanque de mezcla de líquidos

La variable de diseño a determinar para el tanque de mezcla de líquidos TM-101 es el volumen requerido. Para ello se considera un tiempo de residencia del fluido en su interior de 10 min y se calcula el volumen real con la ecuación [3], utilizando las propiedades de la mezcla resultante y considerando un sobredimensionamiento del 10% sobre el volumen teórico. (3)

$$V_{TM} = 1,1 \cdot \frac{m_{mezcla} \cdot \tau}{\rho_{mezcla}} \quad [3]$$

Siendo:

- V_{TM} el volumen real, m^3 .
- m_{mezcla} el caudal másico de la mezcla resultante, $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$.
- τ el tiempo de residencia, h.
- ρ_{mezcla} la densidad de la mezcla, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$.

4.1 Tanque de mezcla de líquidos TM-101

En la Tabla 2 se incluye el dimensionamiento del tanque de mezcla de líquidos TM-101 y en la Tabla 2 las especificaciones del sistema de agitación.

Tabla 2. Dimensionamiento del tanque de mezcla TM-101.

$m_{mezcla}, \text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$	102195,49
τ, h	0,16
$\rho_{mezcla}, \text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	912,6
$\mu_{mezcla}, \text{Pa}\cdot\text{s}^{-1}$	$2,82\cdot 10^{-4}$
V_{TM-101}, m^3	20,45
D_{TM}, m	2,96

5. Válvula VL-301

Para poder conocer el coste de la válvula VL-301 se recurre a un catálogo de tarifas facilitado por KSB España y se selecciona una válvula apta para industria química cuya presión permitida se sitúa entre 1 bar y 16 bar. (4)

6. Intercambiadores de calor

La variable de diseño necesaria para determinar el coste de un intercambiador de calor es su área. Para el dimensionado aproximado de un intercambiador de calor se aplica la ecuación [4].

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_{lm} \quad [4]$$

Donde:

- q es el caudal de calor intercambiado, en kJ/h o kW.
- U es el coeficiente de intercambio de calor, en $\text{kJ}\cdot(\text{m}^2\cdot\text{K}^{-1})$. En cada caso, dependerá del tipo de fluidos que formen parte del intercambio de calor.
- A es el área de intercambio de calor, en m^2 .
- ΔT_{lm} es la media logarítmica de las temperaturas de entrada y salida al intercambiador de calor (K). En el caso de las calderas, al no existir variación de temperatura entre el fluido objetivo ni el vapor calefactor, se tomará como la diferencia de temperatura entre el fluido y el vapor.

6.1 Intercambiador de calor E-101

Los resultados obtenidos en el dimensionado del intercambiador E-101 se muestran en la Tabla 3.

Tabla 3: Dimensionado del intercambiador de calor E-101.

Fluido calefactor	Agua de refrigeración a 25°C
q, kW	-85,73
$U, \text{W}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$	20
$\Delta T_{lm}, \text{K}$	397,16
A, m^2	10,79
Material	Acero Inoxidable 304

6.2 Intercambiador de calor E-102

Los resultados obtenidos en el dimensionado del intercambiador E-102 se muestran en la Tabla 4.

Tabla 4: Dimensionado del intercambiador de calor E-102.

Fluido calefactor	Vapor saturado a 6 barg
q, kW	3535,77
U, W·m⁻²·K⁻¹	500
ΔT_{lm}, K	299,99
A, m²	22,57
Material	Acero Inoxidable 304

6.3 Intercambiador de calor E-301

Los resultados obtenidos del área del intercambiador E-301 se muestran en la Tabla 5.

Tabla 5: Dimensionado del intercambiador de calor E-301.

Fluido calefactor	Vapor saturado de baja presión 1,7 barg
q, kW	1042,29
U, W·m⁻²·K⁻¹	500
ΔT_{lm}, K	298,45
A, m²	6,98
Material	Acero Inoxidable 304

6.4 Intercambiador de calor E-302

Los resultados obtenidos en el dimensionado del intercambiador E-302 se muestran en la Tabla 6.

Tabla 6: Dimensionado del intercambiador de calor E-302.

Fluido calefactor	Agua de refrigeración a 25 °C
q, kW	-16481,46
U, W·m⁻²·K⁻¹	500
ΔT_{lm}, K	342,76
A, m²	96,17
Material	Acero Inoxidable 304

6.5 Intercambiador de calor E-303

Los resultados obtenidos del área del intercambiador E-303 se muestran en la Tabla 7.

Tabla 7: Dimensionado del intercambiador de calor E-303.

Fluido calefactor	Agua de refrigeración a 25°C
q, kW	-745,06
U, W·m⁻²·K⁻¹	700
ΔT_{lm}, K	327,31
A, m²	3,25
Material	Acero Inoxidable 304

6.6 Intercambiador de calor E-304

Los resultados obtenidos del área del intercambiador E-304 se muestran en la Tabla 8.

Tabla 8: Dimensionado del intercambiador de calor E-304.

Fluido calefactor	Vapor saturado de baja presión a 1 barg
q, kW	966,31
U, W·m⁻²·K⁻¹	900
ΔT_{lm}, K	15,90
A, m²	67,53
Material	Acero al carbono

6.7 Intercambiador de calor E-305

Los resultados obtenidos del dimensionado del intercambiador E-305 se muestran en la Tabla 9.

Tabla 9: Dimensionado del intercambiador de calor E-305.

Fluido calefactor	Vapor saturado de alta presión a 50 barg
q, kW	16434,22
U, W·m⁻²·K⁻¹	900
ΔT_{lm}, K	67,10
A, m²	272,13
Material	Acero Inoxidable 304

6.8 Intercambiador de calor E-306

Los resultados obtenidos del dimensionado del intercambiador E-306 se muestran en la Tabla 10.

Tabla 10: Dimensionado del intercambiador de calor E-306.

Fluido calefactor	Agua de refrigeración a 25°C
q, kW	-1873,88
U, W·m⁻²·K⁻¹	700
ΔT_{lm}, K	421,89
A, m²	6,35
Material	Acero Inoxidable 304

6.9 Intercambiador de calor E-307

Los resultados obtenidos del área del intercambiador E-307 se muestran en la Tabla 11.

Tabla 11: Dimensionado del intercambiador de calor E-307.

Fluido calefactor	Vapor saturado de alta presión a 50 barg
q, kW	1965,48
U, W·m⁻²·K⁻¹	900
ΔT_{lm}, K	29,15
A, m²	74,92
Material	Acero Inoxidable 304

7. Columnas de destilación

Para el dimensionado aproximado de las columnas de destilación, será necesario estimar el número de platos necesarios en cada una de ellas para conseguir la separación deseada, así como la masa de la carcasa de la columna. Para la estimación del número de platos de las columnas que no han sido objeto de diseño del presente proyecto (T-301 y T-303), se empleará la herramienta de *Destilación Shortcut* en el simulador de procesos *Aspen HYSYS*, en la cual, especificando la presión de operación y la separación deseada, puede obtenerse el número de etapas de equilibrio teóricas. Además, considerando una eficiencia del plato similar a la de la T-303, de la cual se ha realizado el diseño en detalle, se obtendrá el número de platos teóricos.

Por otro lado, tomando como referencia los mismos criterios de diseño que en la T-303, se ha calculado la masa de la carcasa para las columnas T-301 y T-302 aplicando un criterio de proporcionalidad entre el número de platos y el peso de la carcasa.

7.1 Columna de destilación T-301

Los resultados del dimensionamiento aproximados obtenidos para la columna T-301 se muestran en la Tabla 12.

Tabla 12: Dimensionado de la columna de destilación T-301.

Material	Acero Inoxidable 304
Masa de la carcasa (kg)	5722,78
Número de etapas teóricas	20
E (%)	72,53
Número de etapas reales	28

7.2 Columna de destilación T-302

Los resultados del dimensionamiento aproximados obtenidos para la columna T-302 se muestran en la Tabla 13.

Tabla 13: Dimensionado de la columna de destilación T-302.

Material	Acero Inoxidable 304
Masa de la carcasa (kg)	3719,81
Número de etapas teóricas	13
E (%)	72,53
Número de etapas reales	18

7.3 Columna de destilación T-303

Los resultados del dimensionamiento obtenidos de la Parte B del Anexo II del Documento I: Memoria para la columna T-303 se muestran resumidos en la Tabla 14.

Tabla 14: Dimensionado de la columna de destilación T-303.

Material	Acero Inoxidable 304
Masa de la carcasa (kg)	4578,22
Número de etapas teóricas	16
E (%)	72,53
Número de etapas reales	22

8. Bombas

La variable de diseño para el cálculo de costes de una bomba centrífuga es su caudal, en litros/segundo. Para ello, se toman los caudales máxicos que atraviesan las bombas del proyecto y se multiplican por sus respectivas densidades, obtenidas del simulador *ASPEN HYSYS*.

De estos cálculos, se obtiene el caudal que atraviesa cada una de las bombas, mostrado en la Tabla 15.

Tabla 15: Dimensionado de bombas centrífugas.

Bomba	Número de equipos	Caudal volumétrico (l/s)
P-101 A/B	2	2,31
P-102 A/B	2	17,72
P-301 A/B	2	17,41
P-302	2	29,02
P-303	2	3,30
P-304	2	2,75
P-305	2	$3,60 \cdot 10^{-3}$
P-306	2	34,63
P-307	2	28,86
P-308	2	5,64
P-309	2	1,89
P-310	2	0,36
P-311	2	1,20
P-312	2	1,58

9. Tambores de reflujo

Para el dimensionado de un tambor de reflujo, la variable de diseño elegida es su área lateral. El procedimiento de diseño se detallará en las siguientes líneas.

Los tambores de reflujo son recipientes de proceso de orientación horizontal con una relación Longitud/Diámetro que depende fundamentalmente de la presión de operación, tal y como refleja la Tabla 16.

Tabla 16. Relación Longitud/Diámetro en tambores de reflujo. Fuente: (2)

Presión, bar	Longitud/ Diámetro
0-15	3
15-30	4
>300	5

Se sitúan a la salida del intercambiador de calor utilizado para condensar la corriente de salida por cabezas de las columnas de destilación con el objetivo de separar la corriente de destilado de la corriente que vuelve a introducirse en la columna de destilación como un reflujo.

Anexo I: Dimensionado básico de equipos

Para poder dimensionar dichos recipientes se sigue la metodología propuesta por Watkins (1967) basada en cuatro factores principales: (2)

- Factor F_1 : relacionado con la instrumentación.
- Factor F_2 : relacionado con la mano de obra.
- Factor F_3 : relacionado con el control.
- Factor F_4 : relacionado con el control de nivel en el tambor de reflujo.

Una vez seleccionados los cuatro factores, se determina el volumen requerido con la siguiente ecuación:

$$V_d = 2 \cdot F_4 \cdot (F_1 + F_2) \cdot (L + F_3 \cdot D) \quad [5]$$

Siendo:

- V_d el volumen del tambor de reflujo, gal.
- L el caudal volumétrico de la corriente de reflujo a la columna de destilación, gal·min⁻¹.
- D el caudal volumétrico de la corriente de destilado, gal·min⁻¹.

En la Tabla 17 se muestran los distintos factores relacionados con la instrumentación y la mano de obra.

Tabla 17. Factores F_1 y F_2 . Fuente: (2)

Operación	Factor de instrumentación, F_1		Factor de mano de obra, F_2		
	Con alarma	Sin alarma	Bueno	Regular	Pobre
FRC	0,5	1	1	1,5	2
LRC	1	1,5	1	1,5	2
TRC	1,5	2	1	1,5	2

En la Tabla 18 se incluye el criterio de selección del factor de control.

Tabla 18. Factor F_3 . Fuente: (2)

Operación	F_3
Bajo control bueno	2
Bajo control regular	3
Bajo control pobre	4
Corriente desde o hacia almacenamiento	1,25

En la Tabla 19 se recoge el criterio de selección del factor de control de nivel en el tanque de reflujo.

Tabla 19. Factor F_4 . Fuente: (2)

Posición del indicador	F_4
Indicador de nivel montado en panel	1
Indicador de nivel sobre un panel	1,5
Medida directa en equipo	2

9.1 Tambor de reflujo V-301

En la Tabla 20 se muestran los parámetros considerados y el volumen del tambor de reflujo V-301, situado en la corriente de cabezas de la columna de destilación T-301.

Tabla 20. Dimensionamiento del tambor de reflujo V-301.

$L, m^3 \cdot h^{-1}$	62,68
$D, m^3 \cdot h^{-1}$	104,47
Longitud/Diámetro	3
F1	1,5
F2	1
F3	2
F4	1,5
V_d, m^3	33,95
A, m^2	4,64

9.2 Tambor de reflujo V-302

En la Tabla 21 se muestran los parámetros considerados y el volumen del tambor de reflujo V-302, situado en la corriente de cabezas de la columna de destilación T-302.

Tabla 21. Dimensionamiento del tambor de reflujo V-302.

$L, m^3 \cdot h^{-1}$	0,01
$D, m^3 \cdot h^{-1}$	1,30
Longitud/Diámetro	3
F1	1,5
F2	1
F3	2
F4	1,5
V_d, m^3	0,33
D, m	0,52
A, m^2	0,21

9.3 Tambor de reflujo V-303

En la Tabla 22 se muestran los parámetros considerados y el volumen del tambor de reflujo V-303, situado en la corriente de cabezas de la columna de destilación T-303.

Tabla 22. Dimensionamiento del tambor de reflujo V-303.

L, m³·h⁻¹	62,68
D, m³·h⁻¹	104,47
Longitud/Diámetro	3
F1	1,5
F2	1
F3	2
F4	1,5
V_d, m³	33,95
D, m	1,15
A, m²	1,05

10. Referencias bibliográficas

1. DELSAN Ingenieros S.L. *Catálogo de productos*. [En línea] [Consultado el: 1 de junio de 2020.]
Disponile en: www.delsaningenieros.com.
2. WALAS, S. *Chemical Process Equipment. Selection and Design*. 3ª ed. Estados Unidos: Butterworth-Heinemann, 1990. ISBN: 0-7506-9385-4.
3. SINNOT, R., G. TOWLER. *Diseño en ingeniería química*. Barcelona: Reverté, 2013. ISBN 978-84-291-7199-0.
4. KSB España. *Catálogo Tarifa Válvulas 2016*. [En línea] 2016. [Consultado el: 2 de junio de 2020.]
Disponile en: www.ksb.es.