

# Trabajo de Fin de Grado

## Grado en Ingeniería Química

### Ingeniería básica de una planta de producción de acetona a partir de isopropanol

Autor: Rafael García Gómez

Tutor: Manuel Campoy Naranjo

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

Sevilla, 2020





Trabajo Fin de Grado  
Ingeniería Química

# **Ingeniería básica de una planta de producción de acetona a partir de isopropanol**

Autor:

Rafael García Gómez

Tutor:

Manuel Campoy Naranjo

Dpto. Ingeniería Química y Ambiental

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2020

*A mi abuelo.*

# Agradecimientos

---

Querría agradecer este trabajo, en primer lugar, a mi familia, especialmente a mis padres y a mi abuela, ya que sin su apoyo incondicional no habría podido llegar hasta aquí; y a mi abuelo, que allá donde esté seguro que está muy orgulloso de su nieto.

Después, a todos los amigos de clase que me han acompañado durante estos años, ya sea de fiesta o estudiando, junto a la “familia” que he formado en el Erasmus, que siempre serán inolvidables. Gracias a Antonio y David por ser un apoyo tan importante durante estos meses de convivencia en cuarentena.

Por último, agradecer a todos mis profesores lo aprendido durante estos años, en especial a mi tutor Manuel Campoy, por darme la oportunidad de realizar este proyecto, y por toda la ayuda y conocimientos aportados en este tiempo, desempeñando una labor impecable a pesar de la situación en la que nos encontrábamos.

# Resumen

---

El objetivo de este proyecto es la realización de una Ingeniería Básica de una planta producción de acetona a partir de la deshidrogenación del isopropanol, cuya capacidad anual sea de 50.000 t.

En primer lugar, aparece una introducción donde se describen los distintas tecnologías existentes para la obtención de acetona, así como un estudio de mercado.

Asimismo, se describe detalladamente el proceso diseñado gracias a un diagrama de flujo completo elaborado, justificando los equipos y condiciones de operación establecidos. Se realizan los balances de materia y energía del proceso completo, y además se diseñan los equipos descritos generando hojas de datos.

En último lugar, se estiman las medidas y el presupuesto de inversión inicial de la planta a través de distintas correlaciones, resultando en 41.560.200 €.

# Abstract

---

The purpose of this project is to develop a Basic Engineering of an acetone production plant from deshydrogenation of isopropanol, whose annual capacity is 50.000 t.

Firstly, an introduction where the different technologies for producing acetone are described, and a market study is also included.

Afterwards, the designed process is defined closely thanks to the complete flow diagram developed, justifying the equipment and the operating conditions established. The material and energy balances are carried out, and the described equipment is also designed, generating data sheets.

Finally, the measures and the initial investment cost of the plant are estimated through some correlations, with a final result of 41.560.200 €.

<b>Agradecimientos</b>	<b>v</b>
<b>Resumen</b>	<b>vi</b>
<b>Abstract</b>	<b>vii</b>
<b>Índice</b>	<b>viii</b>
<b>ÍNDICE DE TABLAS</b>	<b>x</b>
<b>ÍNDICE DE FIGURAS</b>	<b>xi</b>
<b>NOTACIÓN</b>	<b>xii</b>
<b>1 Introducción</b>	<b>1</b>
1.1. <i>Objetivos y alcance</i>	1
1.2. <i>Emplazamiento</i>	1
1.3. <i>Propiedades del isopropanol</i>	2
1.4. <i>Propiedades de la acetona</i>	3
1.5. <i>Aplicaciones de la acetona</i>	4
1.6. <i>Producción y estudio de mercado</i>	5
1.7. <i>Métodos de producción de acetona</i>	6
1.7.1. Coproducto de fenol a través de cumeno	6
1.7.2. Deshidrogenación del 2-propanol	7
1.7.3. Oxidación de propeno	9
1.7.4. Oxidación del diisopropilbenceno	10
1.7.5. Otras rutas de origen biomásico	10
1.8. <i>Termodinámica y cinética de la reacción [10]</i>	11
<b>2 Memoria descriptiva y justificativa</b>	<b>14</b>
2.1. <i>Introducción</i>	14
2.2. <i>Alimentación a la planta</i>	14
2.3. <i>Reactor</i>	17
2.4. <i>Fluido calefactor</i>	18
2.5. <i>Separación</i>	19
<b>3 Memoria de cálculo</b>	<b>23</b>
3.1. <i>Introducción</i>	23
3.2. <i>Tanques de almacenamiento</i>	23
3.3. <i>Equipos de impulsión de fluidos</i>	24
3.4. <i>Equipos de transferencia de calor</i>	27
3.4.1. Intercambiadores de calor	27
3.4.2. Horno	30
3.5. <i>Reactor</i>	33



3.6.	<i>Equipos de separación</i>	36
3.6.1.	Tanque flash	36
3.6.2.	Torres de platos	37
<b>4</b>	<b>Mediciones y precios. Presupuesto</b>	<b>40</b>
4.1.	<i>Introducción</i>	40
4.2.	<i>Costes de equipos</i>	40
4.2.1.	Correlaciones generales de costes empleadas	40
4.2.2.	Parámetros y correlaciones de cada equipo. [29]	41
4.2.3.	Mediciones y precios totales de cada equipo	43
4.3.	<i>Coste inicial de inversión de la planta</i>	44
<b>5</b>	<b>Hojas de especificaciones</b>	<b>45</b>
<b>6</b>	<b>Anexos</b>	<b>61</b>
6.1.	<i>Anexo A. Balances de materia y energía del proceso</i>	61
6.2.	<i>Anexo B. Diagrama de flujo del proceso completo</i>	64
6.3.	<i>Anexo C. Catálogos de bombas empleados</i>	65
6.4.	<i>Anexo D. Intercambiadores carcasa y tubo: características de diseño normalizadas [13]</i>	67
<b>7</b>	<b>Bibliografía</b>	<b>69</b>

# ÍNDICE DE TABLAS

---

Tabla 1.1. Propiedades físicas y termodinámicas del 2-propanol.	3
Tabla 1.2. Propiedades físicas y termodinámicas de la acetona.	3
Tabla 1.3. Lista de catalizadores para la deshidrogenación de 2-propanol. [3]	8
Tabla 1.4. Valores ajustados para las constantes de la ecuación 2.12.	12
Tabla 1.5. Datos relativos a la termodinámica de la reacción global.	12
Tabla 1.6. Principales propiedades del catalizador 1% Cu-1% Pt/AC-HTT-H <sub>2</sub> . [10]	13
Tabla 2.1. Condiciones de operación de las corrientes de entrada.	16
Tabla 2.2. Condiciones de operación de las corrientes entrantes y salientes del horno.	16
Tabla 2.3. Principales características del Dowtherm J [12]	18
Tabla 2.4. Datos de operación de las corrientes del primer sistema de destilado	20
Tabla 2.5. Condiciones de operación en D-102 y D-103.	22
Tabla 3.1. Dimensiones de los depósitos de las instalaciones.	24
Tabla 3.2. Características de los modelos de bombas elegidos.	26
Tabla 3.3. Principales dimensiones de los intercambiadores diseñados	30
Tabla 3.4. Composición química del gas natural empleado [13]	30
Tabla 3.5. Ahorro energético con la instalación del precalentador.	33
Tabla 3.6. Principales dimensiones del reactor.	34
Tabla 3.7. Dimensiones del tanque flash F-101.	37
Tabla 3.8. Principales dimensiones de las torres de platos.	39
Tabla 4.1. Parámetros de capacidad para cada equipo.	41
Tabla 4.2. Parámetros $K_i$ característicos de cada equipo.	41
Tabla 4.3. Parámetros $C_i$ característicos de cada equipo.	42
Tabla 4.4. Correlaciones de coste para cada equipo.	42
Tabla 4.5. Parámetros $B_i$ característicos de cada equipo.	42
Tabla 4.6. Valor de $F_P$ asignado a cada P.	42
Tabla 4.7. Mediciones y precios de cada equipo.	43
Tabla 4.8. Cálculo del coste total de inversión de la planta a través del método de Chilton. [29]	44
Tabla 5.1. Balances de materia y energía de las corrientes 1-9.	61
Tabla 5.2. Balances de materia y energía de las corrientes 10-18.	62
Tabla 5.3. Balances de materia y energía de las corrientes 19-25.	63

# ÍNDICE DE FIGURAS

---

Figura 1.1. Complejo industrial de Repsol en Tarragona	2
Figura 1.2. Aplicaciones de la acetona [3]	4
Figura 1.2. Consumo global de acetona en 2017 [4]	5
Figura 1.3. Reacciones en el proceso de Hock [3]	6
Figura 1.4. Producción de acetone y fenol a través de cumeno [3]	7
Figura 1.6. Estequiometría de las reacciones de la oxidación de propeno [3]	9
Figura 1.7. Diagrama de flujo de la deshidrogenación de alcohol isopropílico. [28]	9
Figura 1.8. Oxidación del m-diisopropilbenceno [3]	10
Figura 1.9. Oxidación del m-diisopropilbenceno. [3]	11
Figura 2.1. Diagrama de bloques del proceso	14
Figura 2.2. Etapa de alimentación al reactor (diagrama PFD)	15
Figura 2.3. Etapa del reactor (diagrama PFD)	17
Figura 2.4. Tratamiento de la fase gaseosa tras la condensación (diagrama PFD)	19
Figura 2.5. Red de destilación del proceso (diagrama PFD)	21
Figura 3.1. Norma para el dimensionamiento de tanques [20]	24
Figura 3.2. Esquema de un separador vertical [14]	37
Figura 5.1. Diagrama de flujo del proceso completo.	64
Figura 5.2. Catálogo de bombas HASA: serie HM-S. [21]	65
Figura 5.3. Catálogo de bombas Aiguapres: serie M 94-97-99-600-700. [22]	65
Figura 5.4. Catálogo de bombas Aiguapres: serie MKX-1395. [22]	66
Figura 5.5. Catálogo de bombas Aiguapres: serie NCBZ. [22]	66
Figura 5.6. Intercambiadores de carcasa y tubos: características de tubos.	67
Figura 5.7. Diámetro de carcasa y número de tubos en distintos tipos de disposiciones.	68

# NOTACIÓN

---

IPA	Alcohol isopropílico
PFD	Diagrama de flujo del proceso
NPSH	Altura neta positiva de succión
m	Caudal másico
Q	Caudal volumétrico
$\rho$	Densidad
$\mu$	Viscosidad
$\eta$	Rendimiento
Cp	Calor específico
$\Delta H_b$	Altura vencida por la bomba
g	Gravedad terrestre
U	Coefficiente de transferencia
DTLM	Diferencial de temperatura media logarítmica
F	Factor corrector
Q	Calor transferido
A	Área
d	Diámetro
k	Conductividad térmica
h	Coefficiente de película
Re	Número Reynolds
Nu	Número Nusselt
Pr	Número de Prandtl
v	Velocidad
L	Longitud
f	Factor de Ergun
H	Entalpía
$\chi$	Conversión
W	Masa del catalizador
r	Velocidad de reacción
$\epsilon$	Porosidad

# 1 INTRODUCCIÓN

---

## 1.1. Objetivos y alcance

El principal objeto de este proyecto es el diseño de una planta de producción de acetona a través de la deshidrogenación del isopropanol para obtener una producción de 50.000 t anuales.

Para ello, se realiza un estudio de mercado sobre su producción mundial y usos, junto con el análisis de los diferentes métodos de producción de acetona existentes a lo largo de la historia.

Se realiza un diagrama de flujo del proceso completo (PFD) añadiendo la descripción detallada de las instalaciones, y la resolución de los balances de materia y energía de todas las líneas de corriente.

Posteriormente, se realiza el dimensionamiento de los equipos que aparecen en el PFD, generando asimismo sus propias hojas de especificaciones. Para el diseño de la planta queda fuera del alcance del proyecto todo lo referente a la instrumentación y control de las instalaciones, y el dimensionado de la red de tuberías.

Por último, se realiza un análisis económico de la planta, estimando el coste total de inversión inicial para su implantación.

## 1.2. Emplazamiento

El lugar elegido para la ubicación de la planta sería el Complejo Industrial de Repsol en la provincia de Tarragona (figura 1.1), en la Poble de Mafumet, debido principalmente a su cercanía con puertos marítimos para el transporte y descarga de la materia prima necesaria, ya que no se produce en este complejo.

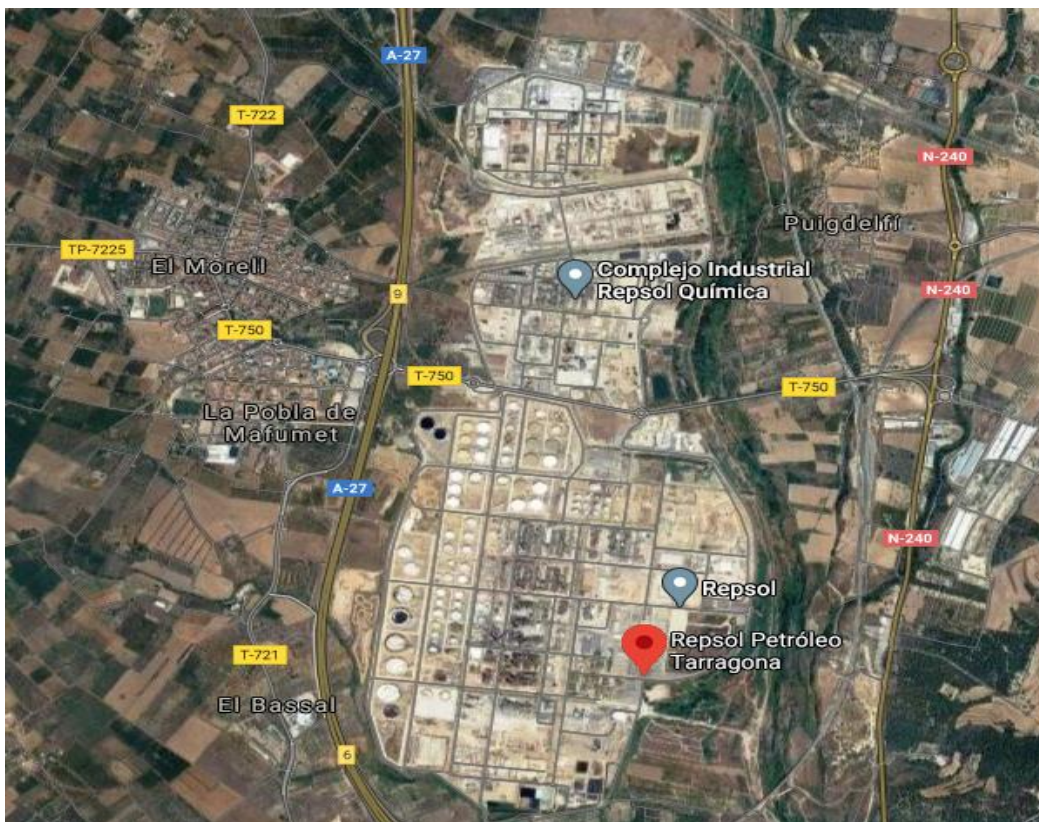


Figura 1.1. Complejo industrial de Repsol en Tarragona [1].

### 1.3. Propiedades del isopropanol

El isopropanol, también conocido como alcohol isopropílico (IPA) o 2-propanol, es un hidrocarburo isómero del propanol, que está compuesto por una cadena insaturada de tres carbonos con un grupo alcohol adherido en el segundo carbono, siendo su fórmula molecular  $C_3H_7OH$ .

Es líquido en condiciones atmosféricas, incoloro, inflamable, con un olor similar al etanol. Es miscible con agua y soluble con una variedad de solventes orgánicos comunes. Además, tiene una baja toxicidad para los humanos. Se diferencia de su otro isómero (1-isopropanol) principalmente por tener un punto de ebullición menor, lo que mejora su reactividad. A continuación, en la tabla 1.1. se adjuntan las principales propiedades a tener en cuenta de este compuesto orgánico. [2]

Tabla 1.1. Propiedades físicas y termodinámicas del 2-propanol. [2]

<b>Propiedades</b>	<b>2-propanol</b>
Punto de fusión (°C)	-88,5
Punto de ebullición (°C)	82,26
Presión de vapor a 20°C (kPa)	4,4136
Densidad a 20°C (kg/m <sup>3</sup> )	785,39
Viscosidad a 20°C (cP)	2,37
Punto de inflamabilidad (°C)	11,7
Punto de autoignición (°C)	399

## 1.4. Propiedades de la acetona

La acetona, también denominada 2-propanona, es el compuesto del grupo cetona más simple existente, cuya fórmula molecular viene dada por CH<sub>3</sub>COCH<sub>3</sub>.

Se caracteriza por ser uno de los disolventes orgánicos conocidos más usados, siendo inmisible en agua, encontrándose en estado líquido en condiciones atmosféricas, siendo a su vez un líquido incoloro con un olor dulce, inflamable y con una viscosidad muy baja, como se muestra en la tabla 1.2, junto con otras características del compuesto. Además es fácilmente biodegradable, llegando a ser encontrada en la naturaleza en plantas, árboles e incluso en el cuerpo humano debido a procesos de degradación de grasas. También ha sido demostrado que es poco tóxico para los humanos.

Típicamente la acetona forma mezclas azeotrópicas con sustancias no polares como alifáticos. Por otra parte la acetona pura es muy sensible a agentes oxidantes, algo a tener muy en cuenta durante el proceso a diseñar. [3]

Tabla 1.2. Propiedades físicas y termodinámicas de la acetona. [3]

<b>Propiedades</b>	<b>Acetona</b>
Punto de fusión (°C)	-94,7
Punto de ebullición (°C)	56,05
Presión de vapor a 20°C (kPa)	25
Densidad a 20°C (kg/m <sup>3</sup> )	790,2
Viscosidad a 20°C (cP)	0,32
Punto de inflamabilidad (°C)	-17
Punto de autoignición (°C)	465

## 1.5. Aplicaciones de la acetona

Como se ha comentado anteriormente, la acetona es uno de los disolventes más comunes en la industria, debido a sus propiedades, descritas en el punto 1.4, constituyendo así el 34% de su uso. Debido a estas características, se utiliza para la limpieza en laboratorios químicos, industrias, circuitos electrónicos, e incluso es un componente de los productos de limpieza en hogares. Es usado como componente volátil en pinturas y barnices. Asimismo, es muy usado como componente de cosméticos y como quita esmalte para las uñas. En la industria farmacéutica es muy usado como disolvente para la elaboración de distintos fármacos.

No obstante, la aplicación más importante de la acetona es su uso como producto químico intermediario para la fabricación de otros compuestos químicos como el metil metacrilato (MMA), bisfenol A, y otros compuestos químicos como alcohol diacetona (DAA), óxido de mesitilo (MOX) o metil isobutil cetona (MIBK).

El metil metacrilato (MMA) es el compuesto químico más fabricado de los mencionados, que se produce a través de numerosas reacciones intermedias a partir de acetona y ácido cianhídrico. El mayor uso del MMA es su aplicación como polimetilmetacrilato (PMMA), considerado un plástico ligero alternativo al cristal, revestimiento de superficies debido a sus propiedades como aislante, y puede formar resinas para la fabricación de embalajes para alimentos o fármacos.

El bisfenol A se fabrica a partir de fenol y acetona en presencia de ácidos catalíticos. Su mayor aplicación es como policarbonato, que es una variedad de plástico con alta resistencia, y como resinas epoxi, es decir, como revestimientos protectores en superficies metálicas, e incluso se puede encontrar en la formación de distintos aparatos dentales. [3]

En la figura 1.2 se muestra gráficamente la distribución de los distintos usos de la acetona.

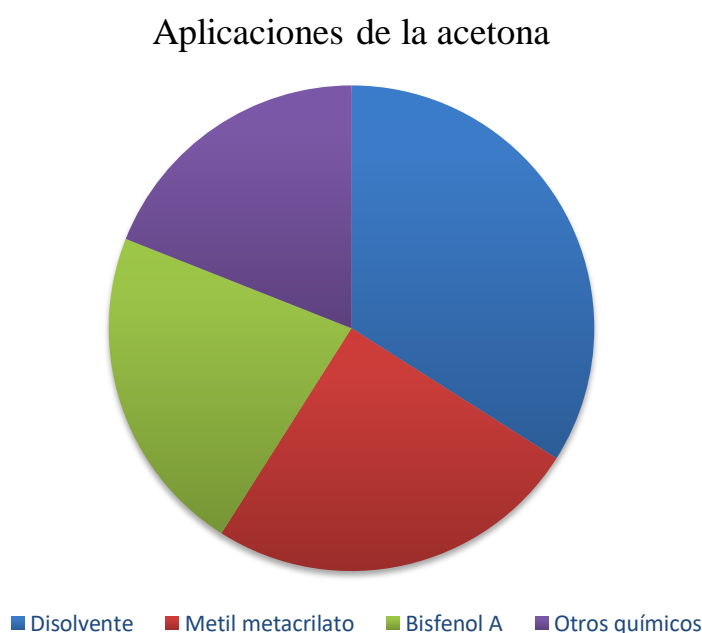


Figura 1.2. Aplicaciones de la acetona. [3]



## 1.6. Producción y estudio de mercado

Se debe destacar que el 96% de la producción global de acetona proviene como subproducto de la producción de fenol, motivo por el cual el suministro de acetona se encuentra en exceso globalmente, produciéndose aproximadamente 6 Mt/a de este producto. La demanda de este producto va dirigida especialmente para su uso como solvente, representando el 34% de la demanda global, que tendrá un crecimiento gradual en los próximos años. En segundo lugar, se encuentra el metil metacrilato (MMA) valorándose en un 25% en 2017, y en tercer lugar se encuentra el Bisfenol A, que se cree que superará la demanda del MMA en los próximos años. [4]

Se ha observado que la demanda de este producto químico está relacionada con la situación económica de las diferentes potencias mundiales productoras, disminuyendo en épocas de recesión económica. [5]

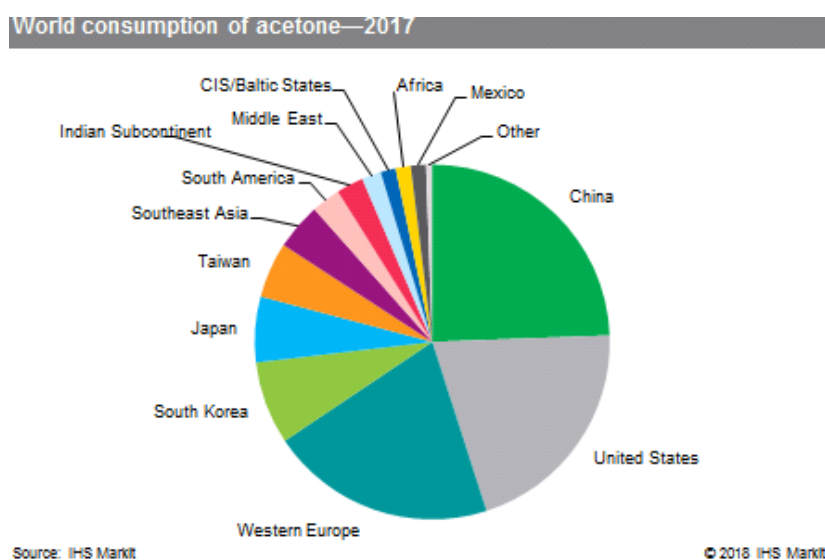


Figura 1.3. Consumo global de acetona en 2017. [4]

Como se puede observar en la figura 1.3, China es el principal consumidor mundial de acetona junto con Estados Unidos y Europa Occidental siendo Asia, por tanto, el continente que más consume. A principios de la actual década, EE. UU. era el principal consumidor, no obstante, esta tendencia ha variado debido principalmente a la puesta en marcha de una planta de grandes dimensiones en Shangai por parte de Cepsa, con una producción de 150.000 t anuales de acetona como subproducto del fenol, con el principal objetivo de equilibrar la oferta y demanda de este sector en el país, ya que sus importaciones eran excesivas. [6]

En España hay que destacar la Planta Química de Palos de la Frontera debido a que es la mayor industria española y la tercera mundial respecto a este sector, con una producción de 337.000 t de acetona en 2017, habiendo también plantas de acetona en Barcelona y Oviedo. [7]

## 1.7. Métodos de producción de acetona

Como se ha comentado en el anterior punto, la vía de producción a través de cumeno es la más usada en la actualidad ya que la producción mundial a través de otros métodos es menor del 5% de la capacidad total mundial.[3] Sin embargo, a continuación se explican el resto de los métodos utilizados debido a su importancia histórica, su implantación en otras partes del mundo, o bien porque pueden ser innovados a través de la evolución de la técnica.

### 1.7.1. Coproducto de fenol a través de cumeno

Este método se realiza en dos pasos diferenciados. En el primero de ellos se produce el cumeno a través de la alquilación de Friedel-Crafts con benceno y propeno, derivando de este otros productos como propano y otros aromáticos.

En este caso, el desarrollo del proceso se centrará en la segunda etapa, que es la oxidación de cumeno o proceso de Hock, resumida en la figura 1.4, en la que el cumeno es inicialmente oxidado en hidroperóxido de cumeno (CHP), y después este nuevo reactivo es separado en fenol y acetona a través de un catalizador con características de ácido fuerte, siendo el más empleado ácido sulfúrico.

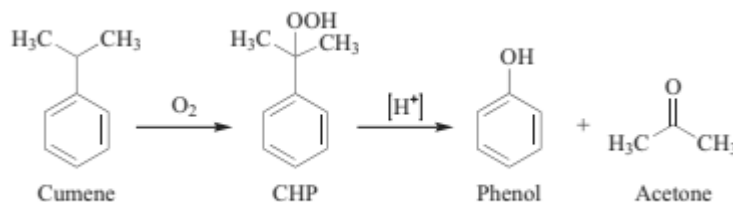


Figura 1.4. Reacciones en el proceso de Hock. [3]

A día de hoy la oxidación de cumeno se divide en los siguientes pasos:

- Oxidación del cumeno a CHP.
- Concentración del CHP.
- Escisión catalizada de CHP en fenol y acetona.
- Neutralización de los productos separados.
- Destilación para la recuperación de acetona pura y fenol.

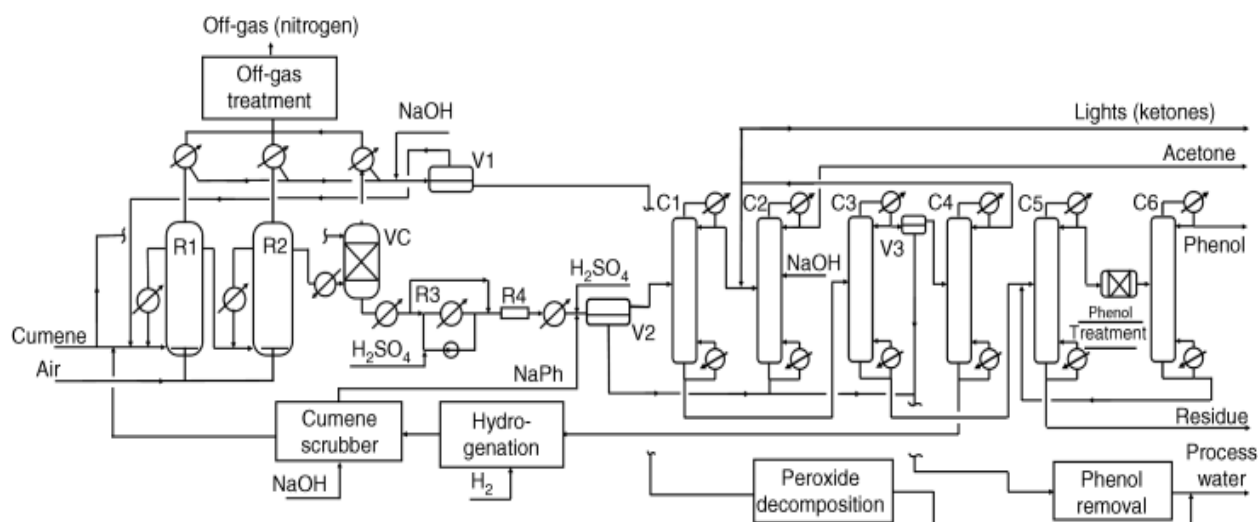


Figura 1.5. Producción de acetona y fenol a través de cumeno. [3]

El proceso de oxidación de cumeno tiene lugar en reactores de columna de burbujeo en serie, R1 y R2 en la figura 1.5, cuya disposición tiene el objetivo principal de evitar la formación de subproductos indeseados. Se usa un rango de condiciones de operación de 1-7 atm y 80-120°C, alimentando aire en condiciones atmosféricas como componente oxidante. La concentración final de CHP puede estar comprendida entre 20 y 40%, en porcentaje volumétrico, estando dicha reacción autocatalizada por este producto.

El CHP mencionado anteriormente es concentrado en un destilador a vacío (VC en la figura 1.4) hasta concentraciones de 65-90%, en porcentaje volumétrico, debido a la separación de este componente del cumeno restante, que es recirculado junto al cumeno desechado por el reactor hasta la corriente de entrada de cumeno al reactor inicial. Este equipo opera entorno a los 100°C.

La parte de escisión se divide en dos etapas: en la primera de ellas la mayoría de la concentración de CHP se transforma en fenol y acetona gracias a la acción del ácido sulfúrico como catalizador en un reactor en bucle R3 con uno o varios intercambiadores; en la segunda etapa el producto de la anterior con cantidades residuales de CHP pasa por un PFR (R4) a 100°C constituyendo un tipo de escisión denominada escisión homogénea.

A continuación, en un decantador V2 se separa la fase acuosa con contenido en sales del producto entrante neutro a través de la entrada de una corriente de fenóxido de sodio (NaPh) procedente de una depuradora de cumeno, y una corriente de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> en caso de exceso de la corriente anterior.

Por último, se purifican los productos obtenidos en una unidad de destilación según las distintas propiedades de los componentes de la corriente. [3]

### 1.7.2. Deshidrogenación del 2-propanol

La época de mayor utilización de este tipo de proceso fue en los años 70' en EE. UU., ya que el 50-60% de su producción total de acetona derivaba de este.

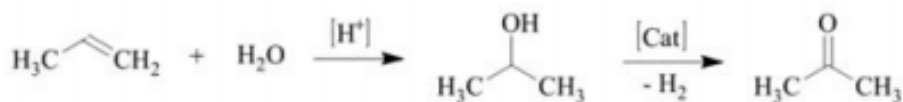


Figura 1.6. Deshidrogenación de IPA. [3]

La materia prima se puede obtener por hidratación del propeno. Además del alcohol isopropílico, se añade una corriente de entrada de agua al reactor, con la función de mejorar la posterior purificación de la acetona. Este proceso posee un carácter endotérmico, por lo que en el reactor en el que se lleva a cabo la reacción principal, que se encuentra esquematizada en la figura 1.6, se requiere de un refrigerante que evite el sobrecalentamiento del equipo. Por otra parte, es una reacción catalítica, existiendo una gran variedad de catalizadores a escoger, ya que se ha patentado el uso de un gran número de ellos, de forma que se debe elegir el más adecuado para el proceso. En la tabla 1.3 se muestran algunos ejemplos de patentes junto a las empresas desarrolladoras.

Tabla 1.3. Lista de catalizadores para la deshidrogenación de 2-propanol. [3]

Empresa desarrolladora	Catalizador	T (°C)	Referencia
Shell	Cu, Zn, Cr/ $\alpha$ -Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	200-500	[23]
Les Usines de Melle	Cu, Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub> /SiO <sub>2</sub>	200-330	[24]
Engelhard Ind	Ru/carbón o Pt/carbón	100-400	[25]
BPM	Cobre, zinc (latón)	370-460	[26]
Standard Oil	MgO, ZnO, BeO con 6-12% de un óxido de Zr, Ce, Th	425-480	[27]

El producto obtenido tras el reactor contiene otras sustancias indeseables como aldehídos o agua, de forma que se lava la corriente de acetona con una solución acuosa de NaOH al 35% para eliminar los aldehídos y así producir mayor cantidad de acetona. Además, esta corriente contiene IPA, que no ha reaccionado en el reactor, y por tanto, es conveniente que sea recirculada.

Más tarde la corriente es introducida en una unidad de destilación, en la cual es obtenida acetona de una muy elevada pureza. Aguas abajo, es extraído el IPA no reaccionante de la corriente de agua, siendo por tanto recirculado a la corriente inicial para optimizar su utilización en el proceso.

Además, cabe destacar la producción de otro subproducto como es el hidrógeno, siendo separado de la corriente producto a través de un separador flash, pudiendo ser almacenado o transportado para su aplicación en otros procesos de interés. [3]

En la figura 1.7 se presenta un ejemplo de diagrama de flujo de este tipo de proceso.

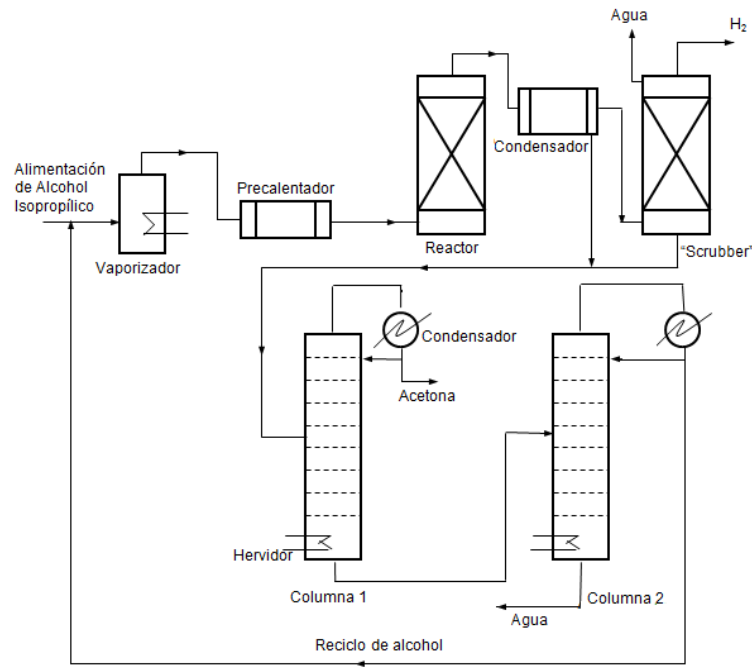


Figura 1.7. Diagrama de flujo de la deshidrogenación de alcohol isopropílico. [28]

### 1.7.3. Oxidación de propeno

También conocido como proceso de Wacker-Hoechst, resulta difícil encontrarlo en la actualidad debido a su estado obsoleto. Se obtiene acetona por oxidación de propeno con aire u oxígeno a 110-120°C y 10-14 bar. En este método es característico el uso de un sistema de catalizadores de PdCl<sub>2</sub> y CuCl<sub>2</sub> como se refleja en la figura 1.8, en el que el PdCl<sub>2</sub> es el catalizador, mientras que el CuCl<sub>2</sub> reoxida el Pd neutro a un estado bivalente. Los iones de Cu son fácilmente recuperables con oxígeno. La selectividad de este proceso es del 92%.

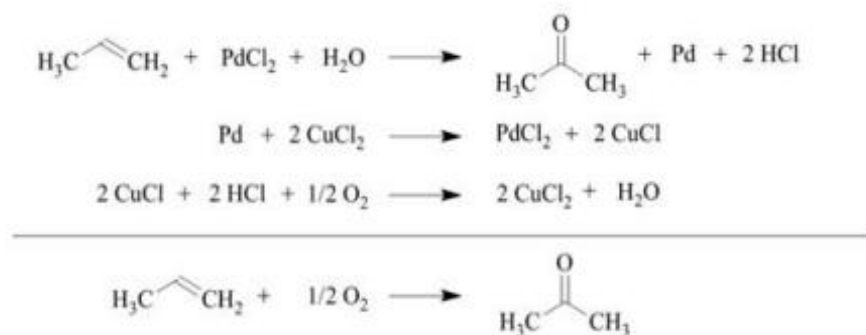


Figura 1.8. Estequiometría de las reacciones de la oxidación de propeno. [3]

Para la oxidación directa del propeno son posibles dos procesos: en el primero el catalizador es tratado con propeno y oxígeno en una sola etapa, mientras que en el segundo tipo de proceso el catalizador es tratado con propeno en una primera etapa, para posteriormente ser regenerado con oxígeno en una segunda etapa.

El proceso con dos etapas resulta más favorable ya que puede ser tratado con una corriente compuesta por propeno y propano, en la que el propano actúa como inerte en la oxidación. [3]

#### 1.7.4. Oxidación del diisopropilbenceno

Los diisopropilbencenos también pueden ser oxidados para dar acetona juntos con sus respectivos hidroperóxidos. La oxidación del m-diisopropilbenceno da m-DIPB-DHP, que es separado en resorcinol y acetona, como se muestra en la figura 1.9. Destacar de este proceso que cubre el 94% de la capacidad mundial de resorcinol, por lo que su principal función es la producción de este compuesto.

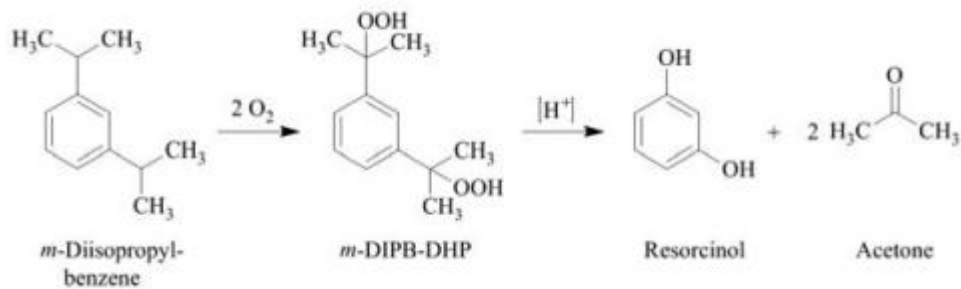


Figura 1.9. Oxidación del m-diisopropilbenceno. [3]

De la misma manera, el p-diisopropilbenceno forma p-DIPB-DHP que es separado en acetona e hidroquinona (1,4-dihidroxibenceno), proceso interesante si se emplea el DIPB de la producción de cumeno como materia prima.

La oxidación de los dos grupos isopropilos de DIPB produce otros subproductos de interés como el HHP, que junto con agua oxigenada puede ser convertido en dihidroperóxido (DHP) en presencia de pequeñas cantidades de ácido. [3]

#### 1.7.5. Otras rutas de origen biomásico

Este tipo de rutas actualmente tienen muy poco uso. Sin embargo, resulta de interés comentarlas debido a que antiguamente tenían una mayor extensión.

La fermentación de biomasa está basada en el microorganismo *Clostridium acetobutylicum* produciendo acetona, butanol y etanol, dividiéndose este proceso en dos etapas. La ratio de producción de acetona, butanol, etanol es de 3:6:1. Su implantación disminuyó considerablemente debido al descubrimiento de otros métodos más económicos, como los descritos anteriormente. [3]

Por otra parte, la destilación de la madera era el único método conocido antes de la Primera Guerra Mundial, que consistía en el calentamiento de la madera a altas temperaturas sin presencia de aire, es decir, en un recipiente cerrado, para la descomposición de esta, formándose así, productos líquidos y gases combustibles, además de residuo sólido que constituía el carbón vegetal. Aproximadamente el 0,3% del peso de la madera quemada constituye la acetona. [8]

Finalmente, el proceso adaptado a la producción de acetona en la planta a diseñar de este Proyecto será a través de la deshidrogenación de alcohol isopropílico, debido a la necesidad de conseguir este

compuesto en el Complejo Industrial de implantación, con una fácil obtención de materia prima a través de su generación en otras plantas cercanas o a través de empresas exteriores con un fácil transporte a través del puerto marítimo más cercano.

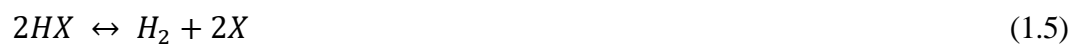
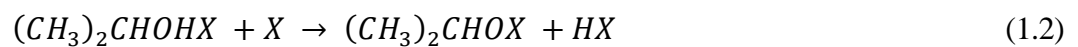
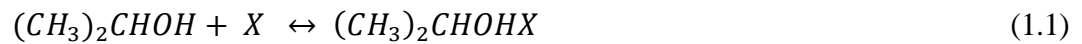
## 1.8. Termodinámica y cinética de la reacción [10]

El proceso de obtención de acetona a partir de alcohol isopropílico está caracterizado por varias reacciones químicas, que son englobadas en la reacción global de la ecuación 1.6, por lo que en este apartado se enunciarán y estudiarán cada una de ellas.

Hay que tener en cuenta que, todo el mecanismo descrito a continuación está basado en el uso del catalizador 1% Cu-1% Pt/AC-HTT-H<sub>2</sub>, cuya descripción se mostrará detalladamente más adelante.

Respecto al análisis del equilibrio químico de las reacciones, todas ellas se suponen reversibles excepto la reacción 1.2, ya que en ella se rompe un enlace O-H, el cual es más fuerte que el C-H, y por tanto no se puede volver a formar a lo largo de la reacción.

A continuación, se mostrarán todas las reacciones que tienen lugar en el reactor.



Todas las reacciones anteriores son intermedias, en las que X corresponde al centro activo. Además, se encuentra un reactivo intermedio, que es el propilaldehído, siendo por tanto, un producto no deseado del proceso. Estudios experimentales con espectros IR han demostrado que al llegar al equilibrio no se encuentran (CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>CHOHX ni (CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>COX en las muestras tomadas.

Por tanto, la reacción principal del proceso a diseñar viene dada por la ecuación 1.6, siendo el calor de esta reacción a 25°C de 44 kJ/mol.



Aplicando el modelo de Langmuir-Hinshelwood, se puede establecer que la etapa controlante es la reacción superficial (1.3), por lo que si se supone la reacción global como irreversible se da la ecuación 1.7, en la que se muestra la velocidad de formación de acetona,  $r_{Ace}$ .

$$r_{Ace} = L \cdot k_1 \cdot \theta_{IPA} \cdot \theta_V \quad (1.7)$$

Donde L es el número total de centros activos,  $k_1$  es la cinética de la reacción 2.2,  $\theta_{IPA}$  es la fracción del área cubierta por IPA en el centro activo y  $\theta_V$  es la fracción de área vacante.

Las respectivas constantes de equilibrio de IPA, hidrógeno y acetona vienen dadas a continuación por las ecuaciones 1.8, 1.9 y 1.10, donde P corresponde a la presión parcial de cada componente.

$$K_{IPA} = \frac{\theta_{IPA}}{P_{IPA} \cdot \theta_V} \quad (1.8)$$

$$K_{H_2} = \frac{\theta_{H_2}^2}{P_{H_2}^2 \cdot \theta_V} \quad (1.9)$$

$$K_{Ace} = \frac{\theta_{Ace}}{P_{Ace} \cdot \theta_V} \quad (1.10)$$

Teniendo en cuenta que la suma de todas las fracciones de área corresponde a la unidad, es posible unificar esta ecuación junto con las dadas anteriormente sobre las constantes de equilibrio para obtener la ecuación 1.11. y de esta forma hallar el valor de  $\theta_V$  para despejar de la ecuación 1.7.

$$\theta_V = \frac{1}{(1 + K_{IPA} \cdot P_{IPA} + K_{H_2}^{0,5} \cdot P_{H_2}^{0,5} + K_{Ace} \cdot P_{Ace})^2} \quad (1.11)$$

Sustituyendo esto y la  $\theta_{IPA}$  de la 1.8 en la ecuación 1.7, se obtiene la ecuación final de la velocidad de formación de acetona en el proceso (1.12).

$$r_{Ace} = \frac{k \cdot K_{IPA} \cdot P_{IPA}}{(1 + K_{IPA} \cdot P_{IPA} + K_{H_2}^{0,5} \cdot P_{H_2}^{0,5} + K_{Ace} \cdot P_{Ace})^2} \quad (1.12)$$

En la cual  $k = k_1 \cdot L$ .

A través de resultados experimentales obtenidos por diversos programas, se obtienen los valores optimizados para las cuatro constantes ( $k$ ,  $K_{IPA}$ ,  $K_{H_2}$  y  $K_{Ace}$ ) requeridas en las condiciones de temperatura en las que se desarrollan el proceso, y en función del catalizador elegido, recogidas en la tabla 1.4.

Tabla 1.4. Valores ajustados para las constantes de la ecuación 2.12.

Catalizador	Temperatura (K)	k ( $\mu\text{mol} \cdot \text{g}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$ )	$K_{IPA}$ ( $\text{atm}^{-1}$ )	$K_{H_2}$ ( $\text{atm}^{-1}$ )	$K_{Ace}$ ( $\text{atm}^{-1}$ )
1% Cu-1% Pt/AC-HTT-H <sub>2</sub>	473	2,39	8,86	0,10	4,54

Además, en la tabla 1.5, se adjuntarán los datos relativos a la termodinámica del proceso global, siendo este endotérmico. Estos datos dados serán la energía de activación del proceso, la entalpía y entropía de formación de los distintos componentes.

Tabla 1.5. Datos relativos a la termodinámica de la reacción global.

Catalizador	E ( $\text{kcal} \cdot \text{mol}^{-1}$ )	$\Delta H_{\text{ads}}$ ( $\text{kcal} \cdot \text{mol}^{-1}$ )			$\Delta S_{\text{ads}}$ ( $\text{cal} / \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ )		
		IPA	H <sub>2</sub>	Ace	IPA	H <sub>2</sub>	Ace
1%Cu-1% Pt/AC-HTT-H <sub>2</sub>	9,6	-6,1	-13,1	-10,1	-8	-32	-19

En lo referente al catalizador empleado concretamente, como se ha comentará en la descripción del reactor de la planta en el siguiente capítulo, el uso de un catalizador en la reacción deriva en el aumento de la selectividad hacia la acetona en la misma, usándose un catalizador de tipo 1% Cu-1% Pt/AC-HTT-H<sub>2</sub>.



El 1% Cu-1% Pt/AC-HTT-H<sub>2</sub> es un catalizador bimetálico soportado en carbón activado con baja proporción en platino y cobre, con la finalidad de mejorar las prestaciones de los catalizadores existentes anteriormente. El AC-HTT-H<sub>2</sub> es la parte del carbón activado, y ha sido fabricado a partir de otro tipo de carbón activado designado como AC-HNO<sub>3</sub>, cuya superficie específica es rica en grupos funcionales oxigenados, a través de un tratamiento a altas temperaturas, produciendo una superficie específica hidrofóbica gracias a una corriente de hidrógeno durante un largo tiempo (6 horas). De esta manera se eleva significativamente la superficie específica del catalizador anterior.

Las partes metálicas son preparadas a partir de una técnica de impregnación húmeda usando un pequeño volumen específico de solución acuosa de sales metálicas con nitrato de cobre y ácido cloroplatínico. [10]

A continuación, en la tabla 1.6 aparecen las principales características del catalizador escogido para este proceso.

Tabla 1.6. Principales propiedades del catalizador 1% Cu-1% Pt/AC-HTT-H<sub>2</sub>. [10]

<b>Propiedades</b>	<b>Valores</b>
Superficie específica (m <sup>2</sup> /g)	1137
Tamaño de la partícula (mm)	6
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1860
Porosidad (ε)	0,5

La elección de estos dos metales se debe principalmente a que el cobre es altamente selectivo en los procesos de deshidrogenación de alcoholes, pero por otra parte sufre una baja actividad y es propenso a ser sinterizado. Por consiguiente, es agregado el platino, no sólo para incrementar la actividad de la deshidrogenación y el tiempo de vida del catalizador, sino también para mantener los valores de alta selectividad y también facilitar la reducción del precursor del cobre al cobre metálico.

Asimismo, la actividad en el catalizador se ve incrementada debido a la alta afinidad del Pt con el hidrógeno en comparación con la del Cu. Esto proporciona un mecanismo en el que la superficie del Pt actúa como disipador del H<sup>+</sup> facilitando la desorción del H<sub>2</sub>, liberando de esta forma la superficie del Cu permitiendo la absorción y desociación del IPA por parte de esta.

# 2 MEMORIA DESCRIPTIVA Y JUSTIFICATIVA

## 2.1. Introducción

En este capítulo se profundizará en el proceso de obtención de acetona por deshidrogenación de alcohol isopropílico, detallando cada uno de los equipos utilizados y cada reacción o proceso que se realice en estos.

A continuación, en la figura 2.1 se muestra el diagrama de bloques de la planta diseñada. Este diagrama consiste en una simplificación para la comprensión de los procesos que tienen lugar en las instalaciones.

El diagrama de flujo del proceso completo (PFD) se puede encontrar en el Anexo B, en el cual aparece el diseño de la planta de una manera más detallada.

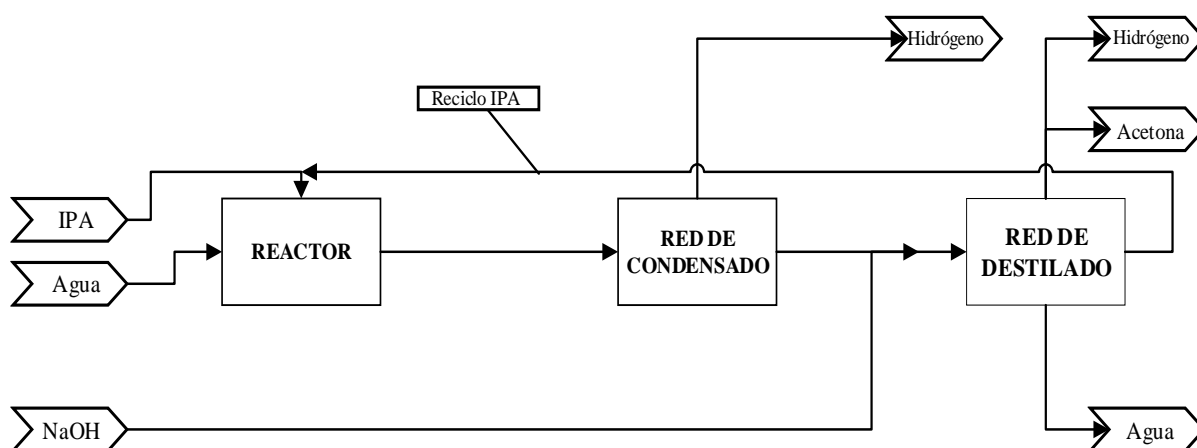


Figura 2.1. Diagrama de bloques del proceso.

Tras los estudios realizados en el apartado 1.6, y comparando con el tamaño de las plantas de acetona del país de implantación, se ha decidido que la producción sea fijada en 50.000 t/año, de forma que sea ligeramente superior a la media de plantas del mismo tipo y pueda abastecer de este producto al Complejo Industrial de Repsol.

## 2.2. Alimentación a la planta

La alimentación a la planta está compuesta por isopropanol en mayor proporción, exactamente 6.709 kg/h, ya que es el único reactivo de la reacción principal, y por agua, siendo en su caso el caudal másico

de 949,5 kg/h, debido a que facilita la separación del resto de subproductos o no reaccionantes, disminuyendo de esta manera las pérdidas de acetona por la salida de venteo y por la recirculación de IPA. Sin embargo, la introducción de esta corriente de agua conlleva un aumento de la potencia requerida para el calentamiento de la corriente global aguas abajo para su entrada en el reactor. No obstante, esta potencia es pequeña en comparación con las ventajas que representa el agua en la corriente de alimentación al reactor. [9]

Respecto a la recepción de alcohol isopropílico, bien puede ser obtenido desde el propio Complejo Industrial de Repsol gracias a una red de tuberías directas, o en caso de desabastecimiento, desde empresas externas a través de su transporte por camiones cisterna, para lo que se debería habilitar una zona para su descarga. A su vez, son almacenados en tanques a temperatura y presión ambientes, teniendo en cuenta en el diseño del tanque de isopropanol, TK-101, el riesgo existente debido a su alta inflamabilidad. En el caso del agua, también es almacenada en el equipo TK-102, debido a que es previamente descalcificada para evitar atascos y problemas de corrosión en las tuberías. Además se garantizaría un suministro suficiente en caso de corte de aguas de red, evitando paradas innecesarias en la planta.

A continuación, se introducirá un fragmento del diagrama PFD (figura 2.2) perteneciente a esta etapa, para la facilitación de la comprensión del apartado.

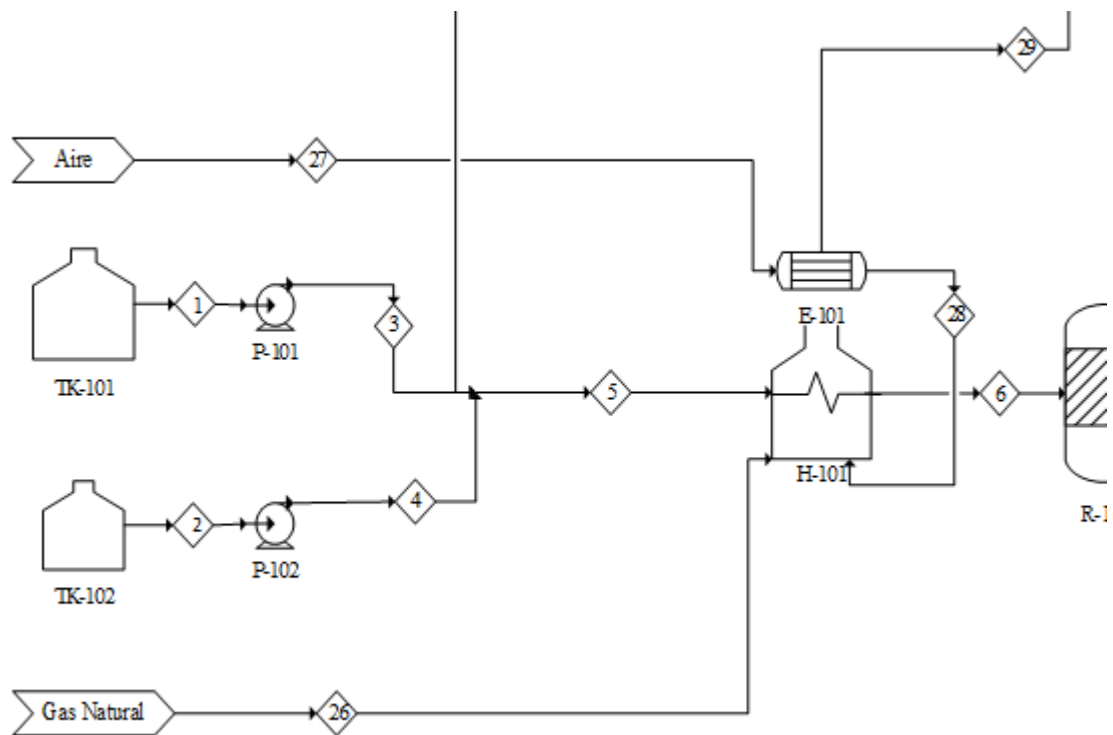


Figura 2.2. Etapa de alimentación al reactor (diagrama PFD)

Ambas corrientes son reguladas por válvulas de asiento e impulsadas por bombas centrífugas (P-101 y P-102), para ser mezcladas con la corriente de recirculación de IPA proveniente de la red de destilado, que a su vez contiene una baja proporción de acetona, con el fin de unificar estas corrientes en una con la composición deseada para la reacción principal. Posteriormente, esta corriente saliente, que es la

corriente 5, es introducida en el horno H-101 para llegar a la temperatura requerida por el reactor, que es de 200°C. [10]

En la tabla 2.1 se muestran las condiciones de operación de las corrientes de entrada al proceso, encontrándose esquematizadas en la figura 2.2.

Tabla 2.1. Condiciones de operación de las corrientes de entrada.

Número de línea	Temperatura (°C)	Presión (bar)
1	25	1,013
2	25	1,013
3	25	3
4	25	3
19	82	3,1
5	30,2	3

El funcionamiento de este horno está basado en el proceso de combustión de gas natural (corriente 26) usando aire en condiciones atmosféricas como comburente, representado en la corriente 27. Asimismo, en la chimenea de dicho horno existe un intercambiador de flujo cruzado, E-101, en el que se introduce el aire de entrada para precalentarlo aprovechando el calor sensible que desprenden los gases de combustión de la corriente 29, para de esta manera, evitar que sean emitidos a la atmósfera a temperaturas excesivas y disminuir la corriente de gas natural a aportar al horno, disminuyendo los costes de operación del proceso. En la tabla 2.2 se muestran las condiciones de operación de las corrientes involucradas en el proceso de combustión en el horno, observando así la evolución de la temperatura.

Tabla 2.2. Condiciones de operación de las corrientes entrantes y salientes del horno.

Número de línea	Temperatura (°C)	Presión (bar)
5	30,2	3
6	200	2,995
26	25	1,013
27	25	1,013
28	136	1,013
29	314,5	1,013

Por otro lado, también hay que destacar que este horno es fundamental para la puesta en marcha de la planta, ya que es la única forma de la que se dispone para calentar la alimentación antes de comenzar a operar, y así conseguir vapor de baja presión aguas abajo tras el reactor.

## 2.3. Reactor

Como se ha mostrado en el diagrama de bloques de la figura 2.1, en la planta se encuentra un reactor multitubular de lecho fijo en el que se llevan a cabo las reacciones estudiadas en la cinética y termodinámica de la reacción. Estas reacciones se realizan a unas temperaturas de entre 180 y 200 °C; y a una presión de aproximadamente 3 bar. Con las condiciones escogidas para este reactor se puede operar a presiones de un orden inferior, no obstante, se han marcado estas presiones como condición de operación con el objetivo de superar las pérdidas de carga que se darán aguas abajo de este equipo, más concretamente en el tren de intercambiadores. [10]

En la figura 2.3 se observan las corrientes entrantes y salientes del reactor.

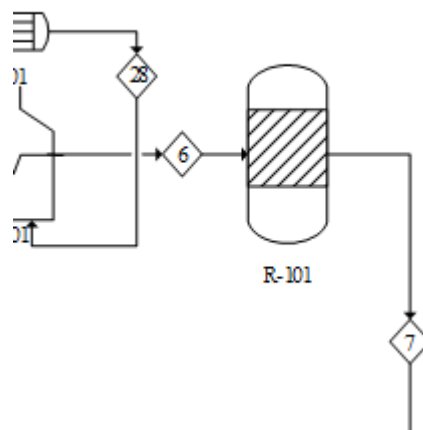


Figura 2.3. Etapa del reactor (diagrama PFD)

La alimentación al reactor (R-101), que es la corriente 6, está constituida principalmente por IPA, y en menor proporción agua y acetona procedente de la recirculación de IPA. Como se ha comentado anteriormente, esta corriente se encuentra en estado vapor para facilitar su llegada a las condiciones de operación.

Este reactor ha sido diseñado para alcanzar una selectividad del 98% de acetona respecto a los aldehídos no deseados que se puedan formar, llegando además a una conversión del 91%. Esta magnitud tan elevada es debida al uso del catalizador de 1% Cu-1% Pt/AC-HTT-H<sub>2</sub>, cuyo estudio será plasmado en el siguiente apartado. [10]

El diseño de este reactor está configurado para que sea ajustado como un modelo de reactor en flujo de pistón multitubular, con la finalidad de aumentar el área de transferencia. Este modelo es ideal para grandes producciones llevadas de forma continua, y a pesar de unos costes iniciales elevados, su coste de operación es menor respecto a otros modelos de reactores estudiados. Por el interior de estos tubos circula la corriente de alimentación al reactor, y por el exterior el fluido calefactor, que es el encargado

de mantener constante la temperatura en el reactor, debido al carácter endotérmico de la reacción. Como en el caso del catalizador escogido, se profundizará en la elección del fluido calefactor. en los siguientes apartados.

## 2.4. Fluido calefactor

La utilización de un fluido térmico es fundamental en el reactor ya que tiene el principal objetivo de mantener la temperatura dentro de este equipo. Debido al carácter endotérmico de la reacción principal, se requiere de un fluido caloportador que ceda este calor perdido, y de esta manera, mantenga la temperatura en el sistema.

Una variación en la temperatura del reactor provocaría un cambio en la reacción, de forma que se verían alterados los valores de las constantes de equilibrio de las reacciones laterales, lo que daría lugar a una bajada de la selectividad de la acetona, siendo por tanto, un efecto indeseable.

Por tanto, teniendo en cuenta las condiciones del diseño, el fluido calefactor escogido debe ser un aceite térmico, ya que las sales fundidas podrían presentar problemas debido a que poseen, en general, un punto de solidificación muy alto, cercano a la temperatura de operación.

A pesar de que presenta la ventaja de no necesitar una instalación a alta presión, es recomendable mantenerla a sobrepresión a través de un gas inerte, comúnmente nitrógeno, para evitar oxidaciones del aceite, lo cual daría lugar a la formación de ácidos carboxílicos que polimerizan formando gomas y lodos, aumentando así la viscosidad, lo que alteraría al coeficiente de película y provocaría obstrucciones. Además, facilitaría la llegada a las presiones mínimas requeridas por las bombas implantadas para la circulación del fluido.

Por otro lado, debe garantizarse la estabilidad térmica del fluido a través de controles anuales de la instalación, y que no se produzca autoignición. [11]

El aceite térmico elegido es el Dowtherm J debido a su amplio rango de temperaturas de operación y su facilidad de bombeo a bajas temperaturas. En la tabla 2.3 se adjuntan las principales propiedades de este aceite. [12]

Tabla 2.3. Principales características del Dowtherm J. [12]

<b>Propiedades</b>	<b>Valor</b>
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	674,6
Calor específico (kJ/kg·K)	2,59
Conductividad térmica (W/m·K)	0,209
Viscosidad (mPa·s)	3,02
Punto de congelación (°C)	< -81
Punto de autoignición (°C)	420

## 2.5. Separación

En el siguiente apartado se tratarán los diferentes métodos de separación empleados en la planta, siendo fundamentales para la obtención del producto final con la pureza deseada, pudiendo ser clasificados en dos bloques bien diferenciados: el tratamiento de la fase gaseosa existente en la corriente tras la condensación en el tren de intercambiadores, y la red de destilado para separar el resto de componentes de la corriente resultante.

Los productos obtenidos tras las reacciones en el reactor salen a una temperatura de 184,2°C, por lo que resulta necesario enfriar esta corriente para llegar a unas condiciones ideales de operación para la separación de los mismos. Esto se consigue gracias al intercambiador de carcasa y tubos E-102, que condensa esta corriente hasta los 30°C.

En función de los distintos componentes que contiene, esta corriente se divide en tres fases diferenciadas a separar:

- Fase gaseosa, formada principalmente por hidrógeno.
- Fase acuosa, compuesta por agua y los compuestos solubles en ella, como el alcohol isopropílico y los propilaldehídos formados.
- Fase orgánica, en el que se incluyen los compuestos orgánicos inmiscibles en agua, como la acetona.

Por tanto, el objetivo principal del bloque de separación es la obtención de la fase orgánica por separado respecto a las demás.

Para comprender mejor lo explicado posteriormente, se introduce la figura 2.4, que es un extracto del diagrama PFD.

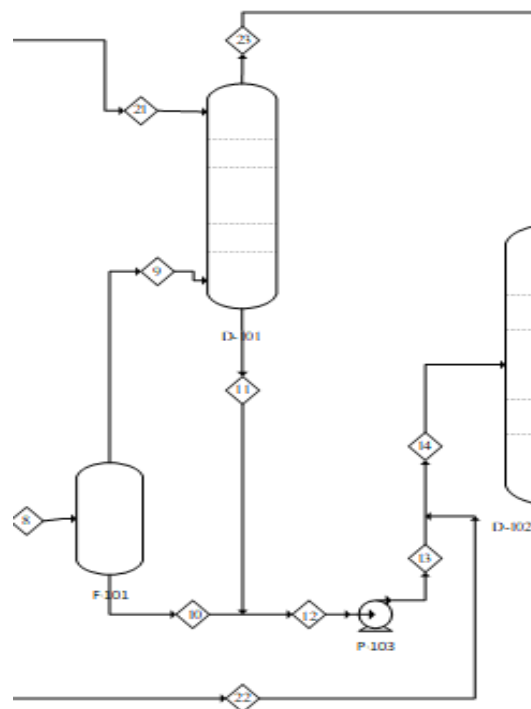


Figura 2.4. Tratamiento de la fase gaseosa tras la condensación (diagrama PFD)

Para ello, se ha decidido colocar un tanque flash F-101, que es un botellón en posición vertical, con la finalidad de separar la corriente 8 en dos estados: la corriente 9 en estado gaseoso que sale por la cabeza, y la corriente 10 líquida que lo hace por el fondo. Para ello se establecen unas condiciones de temperatura y presión que favorezcan lo máximo posible esta operación, por lo que se deberá disminuir la presión de la corriente entrante para alcanzar estas.

La corriente 9 gaseosa es conducida a un equipo de absorción del tipo torre de platos, D-101, que es un sistema de depuración que se emplea para la recuperación de los componentes orgánicos de dicha corriente, ya que la eficiencia del tanque flash no es del 100%, por lo que este equipo es colocado para evitar pérdidas en el proceso tanto de producto como de materia prima.

Esta recuperación se produce a través de la introducción en la torre de la corriente 21 de líquido de lavado, en este caso agua, que se encuentra en contacto con la corriente gaseosa a separar, que esta compuesta en su mayoría por hidrógeno. A través de fenómenos de transferencia de materia, los compuestos orgánicos son absorbidos por la fase líquida, por lo que la solubilidad de estos es un factor de importancia durante este proceso.

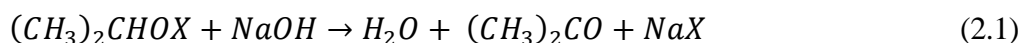
Por tanto, por diferencia de densidades, la corriente 11 resultante sale por el fondo del depósito de depuración mezclándose con la corriente 10, mientras que la corriente 23, que sale por la cabeza de la torre D-101 será conducida a otras áreas del Complejo Industrial para su purificación en hidrógeno y su posterior reutilización en otros procesos llevados en la industria petroquímica.

En la tabla 2.4 aparecen los datos de diseño de las corrientes entrantes y salientes de este primer sistema de destilado para separar la corriente gaseosa.

Tabla 2.4. Datos de operación de las corrientes del primer sistema de destilado.

Número de línea	Temperatura (°C)	Presión (bar)
8	30	2,178
12	48	1,8
23	49	1,5

A continuación, la corriente 13 será mezclada con la corriente 22 acuosa de sosa cáustica al 35%, para eliminar las impurezas producidas por los aldehídos, a través de la reacción química 2.1 dada ahora. [3]



Este método de limpieza es utilizado para evitar dificultades en la red de destilado, ya que estos compuestos tienen una temperatura de ebullición muy similar a la del IPA. Además, por lo que se puede observar, los aldehídos que no han sido transformados en acetona en el reactor son recuperados aquí, por lo que es una forma eficaz de disminuir los costes iniciales o CAPEX de la planta.

A continuación, en la figura 2.5 se muestra la última etapa referente a la red de destilación, detallándose posteriormente.



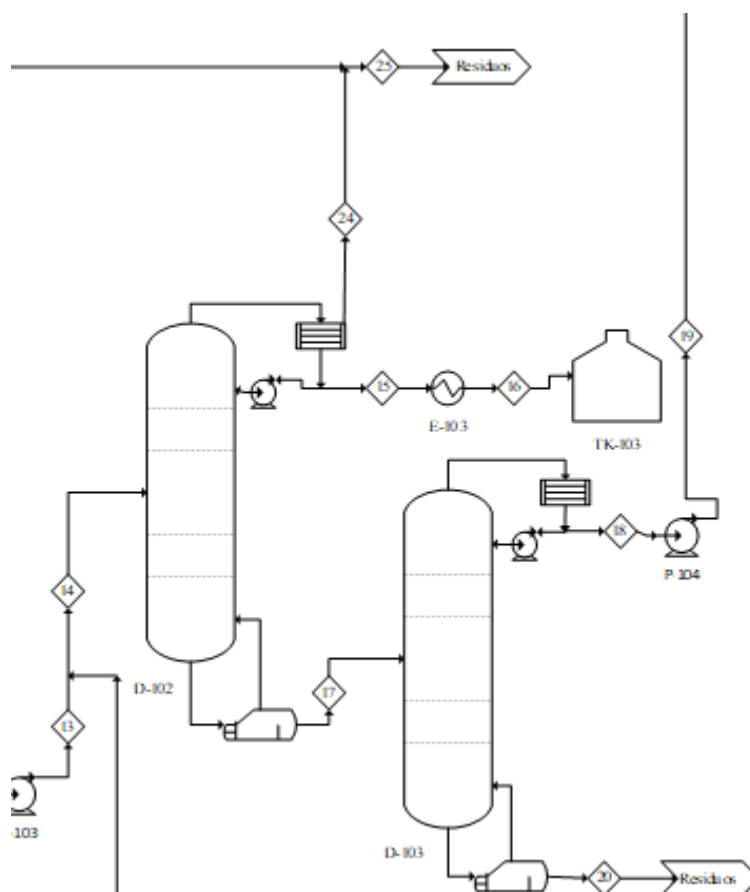


Figura 2.5. Red de destilación del proceso (diagrama PFD)

Tras esto, la corriente 14 es introducida en la red destilado, formada por dos columnas de destilación, para separar las fases acuosa y orgánica. El proceso de destilación es el método de separación unitaria más utilizado en la industria química y derivados, debido a su elevada eficacia aprovechando la diferencia de volatilidad de los componentes a separar, siendo la eficacia de la torre de destilación mayor cuanto más elevada sea esta diferencia. Y a diferencia de los otros métodos de separación estudiados anteriormente, no requiere de la introducción de corrientes de otros materiales para su procedimiento.

El modelo de torre de destilación elegido para este proceso será del tipo columna de platos, debido a que es más económico y tiene una mayor eficacia para este proceso respecto a otros tipos, como el modelo de torre de relleno.

En la torre de destilación D-102 se va a separar la fase acuosa de la orgánica. Esta operación tiene una alta efectividad, debido a la gran diferencia entre los puntos de ebullición de la acetona ( $T_{eb} = 56,05^{\circ}\text{C}$ ), del IPA ( $T_{eb} = 82,26^{\circ}\text{C}$ ) y del agua, por lo que la volatilidad relativa existente entre estos compuestos será alta, y de estos datos se deduce que el componente más volátil que saldrá por la cabeza de la torre será la acetona. El número de etapas y reflujo de recuperación de la torre serán ajustados para su máxima optimización, es decir, lograr la mejor separación posible de los componentes.

La corriente saliente por la cabeza de la torre es conducida a un condensador parcial mixto, que contiene dos salidas: una para la corriente gaseosa de venteo representada en la corriente 24, estando constituida principalmente por el hidrógeno que no es recuperado en la torre de absorción, y una

corriente de líquido saturado, que es dividida por un separador de corrientes, en la corriente de reflujo de la torre y en la corriente 15 final con una alta pureza en acetona, de un 99,9%, siendo el producto final de la planta, siendo enfriada por el intercambiador de calor E-103 para ser posteriormente almacenada en el tanque TK-103 a condiciones atmosféricas. [9]

La corriente separada que contiene la fase acuosa, siendo la corriente 17, es conducida a la unidad de destilación D-103 en la que el componente más volátil es el IPA respecto al agua. Sin embargo, en este caso la volatilidad relativa entre ambos componentes es menor que en el caso anterior, por lo que la eficacia de esta torre se verá reducida por la variación de este factor.

La corriente 20 saliente del fondo de la torre está formada por agua rica en iones sodio. Por otra parte, la corriente 18 que sale de la cabeza de la torre, estando constituida principalmente por IPA y agua, y en menor medida por acetona, será la que sea recirculada mezclándose con las corrientes 3 y 4.

Hay que destacar que en la salida del fondo de las dos torres de destilación se encuentra un hervidor parcial, cuya función es la de recircular el vapor saturado de esta corriente anterior, y así, generar una corriente de vapor dentro de las torres.

Además, la presión de operación de las torres de platos será superior a la atmosférica, ya que a pesar del efecto negativo que tendría en la eficacia de estas, se mejora las prestaciones de los condensadores.

Para resumir se presenta la tabla 2.5, en la cual aparecen las condiciones de operación de las corrientes de mayor importancia de este último sistema de destilado.

Tabla 2.5. Condiciones de operación en D-102 y D-103.

Número de línea	Temperatura (°C)	Presión (bar)
14	44	2,7
15	56	1,5
17	85	1,6
18	82	1
20	102	1,1
24	56	1,5

# 3 MEMORIA DE CÁLCULO

---

## 3.1. Introducción

En la memoria de cálculo serán introducidos los cálculos referidos al balance de materia y energía de toda la planta a diseñar, siendo incluidos en ellos, por tanto, las composiciones de cada corriente especificada en el diagrama del proceso PFD, junto a las condiciones de operación de cada una de ellas, siendo estas la presión y temperatura a la que se encuentren. Este documento es encontrado en el Anexo A.

Para ello, se ha partido del dato inicial de la producción de acetona fijada en 50.000 t/año, o bien de 6.313 kg/h, teniendo en cuenta que el tiempo de operación anual de la planta es de 330 días.

Todos los cálculos referentes a los balances de materia y energía de las instalaciones han sido estimados a través de un programa de cálculo algebraico, Engineering Equation Solver (EES).

## 3.2. Tanques de almacenamiento

Para el almacenamiento de líquidos en la planta se utilizarán tanques cilíndricos en disposición vertical, con una base plana y parte superior en forma cónica. A su vez, serán conservados en condiciones atmosféricas. Por tanto, en el caso de los productos generados en las instalaciones, como sería la acetona, habría que instalar previamente intercambiadores de calor del tipo carcasa-tubo para adaptar dicha corriente a las condiciones preestablecidas.

Para su diseño, hay que estimar el volumen de almacenaje de cada fluido y realizar un estudio sobre la peligrosidad que podría presentar cada uno.

En primer lugar, habría que calcular el volumen ocupado por cada líquido, suponiendo una capacidad de almacenaje de cada tanque de 30 días y, asimismo, sabiendo que el fluido puede ocupar como máximo hasta el 80% de la capacidad total del depósito por motivos de seguridad. Tras esto, para obtener las distintas dimensiones del equipo se ha empleado la norma NRF-015-PEMEX-2012 perteneciente a la empresa Pemex, reflejada en la figura 3.1. [20] Esta norma está adaptada al Reglamento de equipos a presión, la ITC-MIIE-APQ-01, correspondiente al almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles en recipientes fijos, y al Reglamento de protección contraincendios, para lo cual se debe instalar una cámara de espuma con dimensiones proporcionales a las de los tanques diseñados.

Además, se debe tener en cuenta el punto de inflamabilidad que presenta cada material, ya que corresponde con la temperatura a la cual dicho líquido arde en presencia de una chispa o fuente de ignición. Como se ha comentado anteriormente, las temperaturas de inflamabilidad del alcohol isopropílico y de la acetona son de 11,7°C y -17°C respectivamente, por lo que al ser de un orden inferior a la atmosférica son considerados líquidos altamente inflamables.

Capacidad del tanque	Diámetro	Altura	Perímetro	Superficie del tanque (espejo total)
b (m <sup>3</sup> )	m (ft)	m (ft)	m (ft)	m <sup>2</sup> (ft <sup>2</sup> )
500 000 (79 500)	85,344 (280,00)	14,630 (48,00)	268,12 (879,64)	5 720,35 (61 573,33)
200 000 (31 800)	54,864 (180,00)	14,630 (48,00)	172,35 (565,48)	2 364,02 (25 446,96)
150 000 (23 850)	45,720 (150,00)	14,630 (48,00)	143,63 (471,24)	1 641,68 (17 671,50)
100 000 (15 900)	40,843 (134,00)	12,192 (40,00)	128,31 (420,97)	1 310,13 (14 102,64)
80 000 (12 720)	36,576 (120,00)	12,192 (40,00)	114,90 (376,99)	1 050,67 (11 309,76)
55 000 (8 745)	30,480 (100,00)	12,192 (40,00)	95,75 (314,16)	729,63 (7 854,00)
30 000 (4 770)	22,352 (73,33)	12,192 (40,00)	70,22 (230,37)	392,34 (4 223,32)
20 000 (3 180)	18,288 (60,00)	12,192 (40,00)	57,45 (188,49)	262,66 (2 827,44)
15 000 (2 385)	17,678 (58,00)	9,754 (32,00)	55,53 (182,21)	245,44 (2 642,08)
10 000 (1 590)	12,954 (42,50)	12,192 (40,00)	40,69 (133,51)	131,79 (1 418,62)
5 000 (795)	9,652 (31,66)	10,973 (36,00)	30,32 (99,46)	73,13 (787,25)
3 000 (477)	9,144 (30,00)	7,315 (24,00)	28,72 (94,24)	65,66 (706,86)

Figura 3.1. Norma para el dimensionamiento de tanques [20]

Por este motivo, los tanques que contienen acetona y 2-propanol serán de techo fijo con membrana interna flotante. Esta configuración reduce la cámara de aire del equipo y aísla su contenido para evitar subidas de temperatura indeseadas en ciertos periodos del año, y el techo fijo permite proteger su contenido frente a aguas pluviales.

Al contrario que en el caso anterior, el tanque que contiene agua será de techo fijo, ya que el índice de peligrosidad de esta sustancia es mínimo.

A continuación, se mostrará en la tabla 3.1 los distintos volúmenes de los tanques de almacenamiento diseñados para la planta.

Tabla 3.1. Dimensiones de los depósitos de las instalaciones.

Tanque	Capacidad (m <sup>3</sup> )
TK-101	8.745
TK-102	1.590
TK-103	8.745

### 3.3. Equipos de impulsión de fluidos

En el proceso diseñado se emplean únicamente bombas centrífugas, debido a que todos los fluidos que se requieren impulsar son líquidos. Como no se ha realizado la implantación de las instalaciones, se

desconocen las longitudes de las tuberías y las diferencias de cotas entre los tramos de aspiración y de impulsión de las bombas. Asimismo, se desconocen datos relativos a la pérdida de energía mecánica durante la circulación del fluido por las tuberías, como la fricción con las paredes o la resistencia de formas, en las que se incluye el desprendimiento de la capa límite o formación de vórtices e irregularidades. Por tanto, como se trata de un trabajo académico, se despreciarán estos parámetros, aunque en la realidad no sea esto correcto.

De forma que, las únicas pérdidas de carga existentes que deberán superar las bombas son las relativas a las calculadas en los equipos del proceso.

Para definir a las bombas se necesitan cinco parámetros fundamentales que están relacionados entre sí: el caudal volumétrico a impulsar, la altura que debe vencer el equipo, la potencia consumida por la bomba, el rendimiento de la misma y la altura neta positiva de succión, NPSH. Por tanto, se explicará a continuación como hallar cada uno de los parámetros mencionados anteriormente.

En primer lugar, el caudal volumétrico a impulsar por la bomba se define como la ecuación 3.1, por lo que se deben conocer los valores de las densidades de las distintas corrientes a estudiar, siendo el caudal másico dado en la resolución del balance de materia.

$$Q = \frac{\dot{m}}{\rho} \quad (3.1)$$

En las que Q es el caudal volumétrico (m<sup>3</sup>/h),  $\dot{m}$  es el caudal másico (kg/h) y  $\rho$  es la densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>).

Para calcular la altura que debe vencer una bomba se aplica la ecuación de Bernouilli, representada en la ecuación 3.2, en la cual es despreciada la energía poencial específica del fluido.

$$\Delta H_b = \frac{P_{out} - P_{in}}{\rho} + \frac{u_{out}^2 - u_{in}^2}{2} \quad (3.2)$$

Siendo:

- $\Delta H_b$  es la altura que vence la bomba (m<sup>2</sup>/s<sup>2</sup>). Posteriormente, se debe dividir entre el valor de la gravedad (9,8 m/s<sup>2</sup>) para pasarla a la unidad deseada, en metros.
- $P_{out}$  es la presión del fluido en la zona de impulsión, medida en Pa, que debe ser calculada en función de la pérdida de carga de cada equipo.
- $P_{in}$  es la presión del fluido en la zona de aspiración (Pa).
- $u_{out}$  es la velocidad del fluido en el tramo de impulsión (m/s), pudiéndose suponer una velocidad generalizada del fluido de 1 m/s.
- $u_{in}$  es la velocidad del fluido en el tramo de aspiración (m/s), pudiéndose suponer de 1 m/s de forma generalizada, excepto si el fluido se encuentra almacenado en un tanque, que en este caso se tomará como despreciable.

Respecto a la resolución de la potencia consumida por la bomba, primero se debe hallar la potencia final que este equipo suministra al fluido (ecuación 3.3), en la cual todos los parámetros de los que depende son conocidos.

$$P_f = \rho \cdot g \cdot Q \cdot \Delta h_b \quad (3.3)$$

En la cual la potencia suministrada al fluido,  $P_f$ , es medida en W.

Debido a que esta potencia no es la real proporcionada a la bomba, ya que existen pérdidas de energía mecánica dentro del equipo, es empleada la ecuación 3.4.

$$P = \frac{P_f}{\eta} \quad (3.4)$$

En la que  $\eta$  es el rendimiento de la bomba, siendo un valor dado por el fabricante, a través de las curvas características de una bomba, siendo a su vez específicas para cada modelo.

El parámetro restante para el diseño de las bombas sería el NPSH, que mide la distancia respecto a un punto crítico en el cual el líquido se evapora, según las condiciones en las que se opere, lo que daría lugar a una emulsión de líquido y burbujas, y posteriormente a la implosión de estas, denominándose este proceso como cavitación, siendo desfavorable para el funcionamiento de los equipos debido a su carácter dañino. Por tanto, su cálculo es útil para comprobar la distancia a la que se encuentra la bomba de cavitación.

El NPSH disponible es la altura mínima requerida para evitar la cavitación en la bomba. Por tanto, a través de la ecuación 3.5, se puede observar que si en algún punto de las instalaciones la presión de operación es menor que la presión de vapor del fluido circulante se produce este fenómeno.

$$NPSH)_d = \frac{P_{in} - P_v}{\rho} - \frac{u_{in}^2}{2} \quad (3.5)$$

En la cual  $P_v$  es la presión de vapor del líquido medida en Pa.

En conclusión, el NPSH disponible es un requisito para el diseño de una bomba, por lo que debe ser calculado previamente a este para su cumplimiento, y a continuación, se buscará en catálogos una bomba que concuerde con las características de diseño especificadas. En los catálogos, se proporciona como dato el NPSH requerido por la bomba, que es relacionado con el disponible gracias a la ecuación 3.6.

$$NPSH)_r \leq \frac{NPSH)_d}{1,2} \quad (3.6)$$

Para finalizar, se instalará una unidad de bomba centrífuga adicional al número requerido, como medida preventiva ante casos de mantenimiento o avería de algún equipo.

En la tabla 3.2 se muestran los principales parámetros de las bombas junto al modelo escogido a partir de los catálogos recogidos en el Anexo C.

Tabla 3.2. Características de los modelos de bombas elegidos.

Bomba	Potencia consumida (kW)	Caudal (m <sup>3</sup> /h)	Altura (m)	Modelo
P-101 A/B	1,1	8,577	25,95	10HM03N M
P-102 A/B	0,37	0,952	20,37	M-94
P-103 A/B	1,1	11,07	15,8	NCBZ2P32-125B
P-104 A/B	0,37	0,884	27,8	MKX-1395 1-5

## 3.4. Equipos de transferencia de calor

### 3.4.1. Intercambiadores de calor

Todos los intercambiadores de calor existentes en las instalaciones serán del tipo carcasa y tubos, debido a las propiedades de los fluidos circulantes y las características favorables que presenta esta selección de equipo, propio de la industria química y petroquímica. Por tanto, el método de cálculo del dimensionamiento y selección del modelo más adecuado será el mismo para todos los intercambiadores.

En primer lugar, se procederá con el balance de energía del equipo a través de las ecuaciones 3.7 y 3.8, ya que tanto el caudal másico como la composición de cada corriente se mantiene constante a lo largo del cambiador.

$$Q = \dot{m}_c \cdot Cp_c \cdot (T_{ec} - T_{sc}) \quad (3.7)$$

$$Q = \dot{m}_f \cdot Cp_f \cdot (T_{sf} - T_{ef}) \quad (3.8)$$

Siendo:

- $Q$  es el calor intercambiado entre el fluido frío y el caliente, en kW.
- $\dot{m}$  es el caudal másico alimentado al intercambiador de la respectiva corriente, medida en kg/s.
- $Cp$  es el calor específico del fluido, siendo una propiedad intrínseca de este (kJ/kg·K).
- $T_{ec}$  y  $T_{sc}$  son, respectivamente, las temperaturas de entrada y salida del fluido caliente, en °C, siendo valores previamente fijados de acuerdo a las necesidades de condiciones de operación.
- $T_{ef}$  y  $T_{sf}$  son, respectivamente las temperaturas de entrada y salida del fluido frío, en °C.

Tras la resolución del balance de energía, se puede hallar el área de transferencia del equipo gracias a la ecuación 3.9 dada.

$$Q = A \cdot U \cdot F \cdot DTLM_{ce} \quad (3.9)$$

Donde:

- $U$  es el coeficiente global de transferencia, medido en kW/m<sup>2</sup>·K, cuyo cálculo será detallado a continuación.
- $DTLM_{ce}$  es el diferencial de temperatura media logarítmica de ambos fluidos en disposición de contracorriente equivalente, medido en °C.
- $F$  es el factor corrector del término anterior, adaptándolo a su disposición, siendo su valor recomendable de  $0,85 < F < 1$ . Se obtiene mediante correlaciones. [13]

Por tanto, se puede deducir que el área de transferencia necesario para este tipo de intercambiador es mayor que el que se tendría en un modelo de contracorriente.

Para definir y obtener el valor de  $DTLM_{ce}$  se utiliza la ecuación 3.10, donde los diferenciales de temperatura utilizados provienen de una disposición teórica en contracorriente.

$$DTLM_{ce} = \frac{(T_{ec} - T_{sf}) - (T_{sc} - T_{ef})}{\ln\left(\frac{T_{ec} - T_{sf}}{T_{sc} - T_{ef}}\right)} \quad (3.10)$$

A continuación, se definirá el coeficiente global de transferencia a través de la ecuación 3.11, en la que se muestra que en las resistencias del intercambio de calor del equipo se ha despreciado el valor de la resistencia térmica del espesor de las paredes por conducción frente a las de los coeficientes de película y los factores de ensuciamiento de ambos fluidos, por lo que  $U$  solo dependerá de estos dos últimos factores y de las dimensiones de los tubos del intercambiador.

$$U = \frac{1}{\frac{d_e}{h_i \cdot d_i} + F_{si} \cdot \frac{d_e}{d_i} + F_{se} + \frac{1}{h_e}} \quad (3.11)$$

Siendo:

- $d_i$  y  $d_e$  el diámetro interno y el externo de los tubos del intercambiador respectivamente, en m. Estos han sido normalizados a través de la norma TEMA. [13]
- $h_i$  y  $h_e$  los coeficientes de película interno y externo de los fluidos caliente y frío, medidos en  $W/m^2 \cdot K$ .
- $F_{si}$  y  $F_{se}$  los factores de ensuciamiento referentes al fluido que circula por el interior de los tubos y por la carcasa, respectivamente ( $m^2 \cdot K/W$ ), siendo a su vez,  $0,0002 m^2 \cdot K/W$  para la corriente de fluidos orgánicos y  $0,0001 m^2 \cdot K/W$  para el agua líquida. [14]

Los coeficientes de película mencionados anteriormente son calculados gracias a la ecuación 3.12.

$$h = \frac{Nu \cdot k}{d_{eq}} \quad (3.12)$$

Siendo:

- $Nu$  el número adimensional de Nusselt.
- $k$  la conductividad térmica del fluido respectivo, como propiedad intrínseca ( $W/m \cdot K$ ).
- $d_{eq}$  es el diámetro equivalente usado. Para el fluido que circula por el interior de los tubos, es empleado el diámetro interno del mismo tubo, mientras que el diámetro del fluido que circula por la carcasa viene determinado por la ecuación 3.13.

$$d_{eq} = 1,27 \cdot (pitch^2 - 0,785 \cdot d_e^2) \quad (3.13)$$

En el que  $pitch$  queda definido como la distancia entre tubos en el intercambiador, y  $d_e$  el diámetro externo del tubo, ambos en m. Se recomienda que el  $pitch$  sea 1,25 el diámetro externo de la tubería. [15]

El número de Nusselt es calculado en función del régimen en el que se encuentre el fluido circulante, laminar o turbulento, y a partir de este se escoge la correlación a la que mejor se adapte. [13] Tras este paso,  $Nu$  depende de los números adimensionales de Reynolds (ecuación 3.14) y de Prandtl (ecuación 3.15).

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot d_{eq}}{\mu} \quad (3.14)$$

$$Pr = \frac{c_p \cdot \mu}{k} \quad (3.15)$$

En el que  $\mu$  es la viscosidad cinemática, siendo una propiedad intrínseca del fluido y medida en Poise, y  $v$  la velocidad de dicho fluido (m/s) hallada mediante la ecuación 3.16.

$$v = \frac{\dot{m}}{\rho \cdot A_{sección}} \quad (3.16)$$



El área de la sección varía según si el fluido circula por el interior de los tubos (ecuación 3.17) o la carcasa (ecuación 3.18). [15]

$$A_{sección,tubos} = \frac{n_{tubos}}{n_{pasos}} \cdot \frac{\pi \cdot d_i^2}{4} \quad (3.17)$$

$$A_{sección,carcasa} = 0,2 \cdot d_{shell} \cdot l_{baf} \quad (3.18)$$

Donde:

- $d_{shell}$  es el diámetro interno de la carcasa (m), siendo obtenido en función del número de tubos, sus dimensiones y la disposición que presente, junto al número de pasos establecidos. [13]
- $l_{baf}$  es la distancia entre baffles dentro del intercambiador (m), siendo fijado como la cuarta parte del diámetro de la carcasa. [15]

A su vez, para calcular el número de tubos, teniendo en cuenta que el número de pasos viene fijado por el modelo de intercambiador carcasa y tubo seleccionado, se procede con la ecuación 3.19.

$$n_{tubos} = \frac{A}{\pi \cdot L \cdot d_e} \quad (3.19)$$

El valor de la longitud de los tubos (L) del intercambiador debe estar comprendido entre 5 y 10 veces el diámetro de la carcasa, de hasta 6 m. [16]

En último lugar, para averiguar la pérdida de carga (Pa) en los intercambiadores se emplea la ecuación de Darcy, que viene dada en la ecuación 3.20. [15]

$$\Delta P = f + \frac{L}{d_{shell}} \cdot \frac{\rho \cdot v^2}{2} \quad (3.20)$$

Donde  $f$  es el factor de fricción de Darcy, que se calcula a través de la correlación de la ecuación 3.21 si el flujo es laminar, o bien con la ecuación 3.22 si es turbulento. [13]

$$f = 64 / Re \quad (3.21)$$

$$f = 0,4137 \cdot Re^{-0,2585} \quad (3.22)$$

Se ha decidido que por los tubos circule el fluido más caliente por motivos de seguridad, ya que se encuentra a una presión mayor que el fluido frío, de forma que si circulara por la carcasa, esta requeriría un espesor mayor para evitar problemas de sobrepresiones, lo que incrementaría los costes. Y por consiguiente, el fluido frío circulará por la carcasa, a pesar de que su factor de ensuciamiento duplica al del caliente.

Además, todos los intercambiadores de la planta serán carcasa y tubo tipo E, es decir, con un paso por carcasa y dos por tubo. Sin embargo, el precalentador de aire será un carcasa y tubo tipo X (de flujo cruzado), favoreciendo la disposición de las corrientes. [17]

La configuración seleccionada será la triangular, ya que admite más tubos en la misma carcasa, de forma que tiene un 15% más de área de transferencia y por tanto, tiene un menor coste. Asimismo, los tubos estarán dispuestos en paralelo para evitar pérdidas de presión. Por otro lado, los tubos estarán en U para facilitar y minimizar la limpieza en el equipo. [16]

En la tabla 3.3 se muestran las dimensiones de los intercambiadores diseñados, cuyos valores han sido normalizados a través de las normas TEMA, que se encuentran en el Anexo D, para facilitar su búsqueda en catálogos.

Tabla 3.3. Principales dimensiones de los intercambiadores diseñados

Cambiador	Diámetro externo tubos (in)	Espesor (SCH)	Número tubos	Diámetro carcasa (in)	Longitud (m)
E-101	1/2	16	69	10	3,4
E-102	3/4	10	304	21 1/4	4,4
E-103	3/4	10	94	13 1/4	4

### 3.4.2. Horno

El otro equipo de transferencia de calor en las instalaciones es el horno H-101. La principal diferencia respecto a los intercambiadores se debe a la producción de diversas reacciones en el interior del equipo, para la obtención de energía y calentar la corriente de la alimentación entrante, lo cual hay que tenerlo en cuenta para la elaboración del balance de materia.

El combustible escogido para el horno será un gas natural comercial con el fin de evitar la aparición de inquemados y así minimizar las pérdidas en el equipo. Su composición química está reflejada en la tabla 3.4.

Tabla 3.4. Composición química del gas natural empleado [13]

Composición química (%v/v)	
Nitrógeno	3,0
Metano	86,0
Etano	7,6
Propano	2,4
Butano	1,0

Con estos datos, se pueden facilitar las reacciones ocurridas en el horno (ecuaciones 3.23, 3.24, 3.25, 3.26). Para esta combustión, se va a suponer que es completa para la simplificación de los cálculos, por lo que se despreciará la cantidad de CO formada, y de esta manera se continuará con la minimización de las pérdidas, ya que con la formación de este contaminante se pierde un 73% de la energía respecto a si se hubiese formado CO<sub>2</sub>.





El volumen de nitrógeno se considerará como un inerte durante este proceso ya que para su combustión requiere de temperaturas de un orden superior a las que se dan en el interior del horno.

El comburente entrante será aire en condiciones atmosféricas. Además, se fijará un exceso de este de un 10%, ya que es el valor típico mínimo. Por tanto, con todos los datos recogidos ya es posible la resolución del balance de materia completo a partir de cálculos estequiométricos. [18]

A continuación, se procederá con el balance de energía del proceso, para lo cual hay que tener en cuenta la existencia de un precalentador o intercambiador de flujo cruzado en la chimenea del horno. De esta forma, para su resolución completa deberán realizarse balances de energía global, del horno y del precalentador de forma específica.

Para comenzar, se expondrá el balance general del sistema a definir en la ecuación 3.27.

$$Q_{cble} = Q_{útil} + Q_{gases} + Q_{vapor} + P_{tr} \quad (3.27)$$

En la que:

- $Q_{cble}$  es la potencia que desprende el combustible durante su quema, expresado en kW. A su vez, es calculado mediante la ecuación 3.28, en la que PCI corresponde al poder calorífico inferior del gas natural comercial, en el cual se tiene en cuenta la humedad de este, fijado en 9.300 kcal/Nm<sup>3</sup>, y  $m_{cble}$  es el caudal másico de gas natural que entra al horno (kg/s). [13]

$$Q_{cble} = m_{cble} \cdot PCI \quad (3.28)$$

- $Q_{útil}$  corresponde a la potencia que realmente transfiere el horno a la corriente 6 de alimentación para su entrada al reactor (kW), calculándose a través de la ecuación 3.29, en la que  $H_s$  y  $H_e$  son las entalpías de entrada y salida de la corriente 6, en kJ/kg, siendo el producto de su calor específico y su temperatura correspondiente.

$$Q_{útil} = \dot{m}_6 \cdot (H_s - H_e) \quad (3.29)$$

- $Q_{gases}$  es el calor sensible de los gases secos que salen del precalentador (kW), cuya resolución procede en la ecuación 3.30. En ella, aparecen nuevos conceptos, como  $m_{gases}$ , que es el caudal másico de gas seco que sale del horno por unidad de masa de combustible (kg gs/s·kg cble),  $\overline{Cp}_g$  es el calor específico medio entre una temperatura de referencia  $T_o$ , fijada para este proceso en 25°C, y una  $T_{sg2}$ , que es la temperatura a la que salen los gases del intercambiador (°C).

$$Q_{gases} = m_{gases} \cdot m_{cble} \cdot \overline{Cp}_g \cdot (T_{sg2} - T_o) \quad (3.30)$$

- $Q_{vapor}$  es el calor sensible del vapor que sale por la chimenea del horno, en kW, basándose en la ecuación 3.31. Donde  $m_{vapor}$  es el caudal másico de humedad saliente por unidad de masa de combustible (kg vapor/s·kg cble).

$$Q_{vapor} = m_{vapor} \cdot m_{cble} \cdot \overline{Cp}_v \cdot (T_{sg2} - T_o) \quad (3.31)$$

- $P_{tr}$  es el calor correspondiente a las pérdidas por transmisión en las paredes del equipo (kW), cuyo valor típico varía entre 1-3% de la potencia que aporta el combustible, siendo fijado, por tanto, en un 2% como valor medio. [17]

A continuación, se procederá con la ecuación 3.32, en la que se muestra el balance de energía respecto al horno.

$$Q_{cble} + Q_{aire} = Q_{\acute{u}til} + Q_{gases} + Q_{vapor} + P_{tr} \quad (3.32)$$

Donde:

- $Q_{aire}$  es el calor sensible que desprende el aire que entra en el horno, o bien, el que sale del precalentador, en kW (ecuación 3.33). Y es que este parámetro no se ha tenido en cuenta en el balance general debido a que, como el aire que entra al sistema está a temperatura ambiente, el calor que desprende es despreciable frente a la temperatura de referencia impuesta. Además,  $m_{\acute{a}ire}$  es el caudal másico de aire por kg de combustible, y  $T_{sa}$  es la temperatura de salida del aire del intercambiador, en °C.

$$Q_{aire} = m_{\acute{a}ire} \cdot m_{cble} \cdot \overline{Cp_{aire}} \cdot (T_{sa} - 25) \quad (3.33)$$

- $Q_{gases}$  es el calor sensible desprendido por los gases secos a salida del horno (kW), siendo definido a partir de la ecuación 3.34, donde  $T_{sg1}$  es la temperatura de salida de los gases secos del horno y a la cual entran al precalentador (°C).

$$Q_{gases} = m_{gases} \cdot m_{cble} \cdot \overline{Cp_g} \cdot (T_{sg1} - T_o) \quad (3.34)$$

- $Q_{vapor}$  es análogo a  $Q_{gases}$ , siendo mostrado en la ecuación 3.35.

$$Q_{vapor} = m_{vapor} \cdot m_{cble} \cdot \overline{Cp_v} \cdot (T_{sg1} - T_o) \quad (3.35)$$

Por último, para la resolución del balance de energía del sistema, se emplea la ecuación 3.36, que pertenece al balance del precalentador.

$$Q_{aire} = Q_{gases} + Q_{vapor} \quad (3.36)$$

A su vez, esta ecuación engloba a las 3.37 y 3.38.

$$Q_{gases} = m_{gases} \cdot m_{cble} \cdot \overline{Cp_g} \cdot (T_{sg1} - T_{sg2}) \quad (3.37)$$

$$Q_{vapor} = m_{vapor} \cdot m_{cble} \cdot \overline{Cp_v} \cdot (T_{sg1} - T_{sg2}) \quad (3.38)$$

Para calcular todas las incógnitas existentes, se requiere una ecuación adicional (3.39). Para este caso se ha seleccionado la resolución del rendimiento de la caldera, que normalmente está comprendido entre el 80-90%, fijándose para el horno a diseñar un valor medio de 85%. [11]

$$\eta = \frac{Q_{\acute{u}til}}{Q_{cble} + Q_{aire}} \cdot 100 \quad (3.39)$$

También se ha tenido en cuenta el calor sensible del aire, ya que en esta ecuación se define el rendimiento del horno como el cociente entre el calor útil para el proceso y el aportado al horno..

Para comprobar el ahorro energético producido al instalar el precalentador, se debe calcular la cantidad de combustible necesario sin este intercambiador, comparándolo a su vez con la  $m_{cble}$  anterior.

Para ello, se establece un sistema de ecuaciones formado por el balance de materia del proceso de combustión, manteniendo los valores calculados previamente; la ecuación 3.27, teniendo en cuenta

que los parámetros  $Q_{gases}$  y  $Q_{vapor}$  dependen de una nueva temperatura de salida de los gases de combustión, siendo esta mayor que la original; y de la ecuación 3.39, despreciando  $Q_{aire}$ , ya que debido a la ausencia del precalentador, el aire entrará al sistema a temperatura ambiente

Para hallar el cálculo del ahorro energético anual se utiliza la ecuación 3.40.

$$Ahorro = (m_{cble}' - m_{cble}) \cdot C_{cble} \quad (3.40)$$

Donde,  $m_{cble}'$  es la cantidad de combustible sin precalentador, y  $C_{cble}$  su precio en €/kg. [30]

En la tabla 3.5 se muestran los resultados logrados tras este estudio, teniendo en cuenta que el horno funciona durante 330 días anuales.

Tabla 3.5. Ahorro energético con la instalación del precalentador.

<b>Combustible original (kg/h)</b>	263,8
<b>Combustible sin precalentador (kg/h)</b>	287,5
<b>Rendimiento (%)</b>	78
<b>Temperatura de salida de gases (°C)</b>	474
<b>Precio del combustible (€/kg)</b>	1,05
<b>Ahorro (€/año)</b>	197.089

Por tanto, se puede comprobar comparando con el precio del E-103, que la instalación de este equipo queda amortizada en menos de 6 meses.

### 3.5. Reactor

Este equipo puede ser considerado como uno de los que adquieren una mayor importancia en la planta, puesto que en su interior se producen las distintas reacciones que dan lugar a la acetona.

Todas las ecuaciones empleadas para el diseño del reactor R-101 corresponden a las de un reactor con modelo de flujo en pistón, puesto que sería lo más parecido al multitubular de lecho fijo a diseñar.

En primer lugar, para hallar la masa total de catalizador presente en el reactor se emplea la ecuación 3.41.

$$\frac{d\chi_{IPA}}{dW} = \frac{(-r_{IPA})}{F_{IPA,0}} \quad (3.41)$$

En la que:

- $\chi_{IPA}$  es la conversión de alcohol isopropílico dentro del reactor, fijada en un 91%.
- $W$  la masa total de catalizador que se encuentra en el equipo, en kg.
- $r_{IPA}'$  es la velocidad de reacción del IPA, en kmol/s·kg catalizador, cuya obtención proviene de la cinética de la reacción.
- $F_{IPA,0}$  es el caudal molar de IPA que entra en el reactor, en kmol/h.

Con ello, se puede conseguir el volumen del reactor a través de la ecuación 3.42.

$$dV = \frac{dW}{(1-\varepsilon_b)\rho_{cat}} \quad (3.42)$$

Donde  $\varepsilon_b$  es la porosidad del lecho, y  $\rho_{cat}$  la densidad del catalizador, datos recogidos en la tabla 2.3.

Por tanto, ya es posible obtener las demás dimensiones que son características del reactor gracias a la ecuación 3.43.

$$V = N_{tubos} \cdot A_t \cdot L \quad (3.43)$$

Derivando de la ecuación anterior mostrada, se entiende que hay que preestablecer dos variables de dimensionamiento, como la longitud del reactor que, para evitar grandes caídas de presión dentro del equipo, es limitada entre valores típicos de 2-10 m, siendo fijada en 6 m para el reactor R-101; y el diámetro de los tubos, que en general es 8 veces mayor que el diámetro de las partículas de catalizador para minimizar el caudal de flujo, por lo que se utiliza un valor generalizado para tuberías de 2 pulgadas, así que con este valor se puede hallar  $A_t$ , que corresponde con el área de paso de un sólo tubo del reactor. De esta forma, se simplifica la obtención del número de tubos que contiene el equipo. En la tabla 3.6 aparecen resumidas las dimensiones del reactor descritas. [19]

Tabla 3.6. Principales dimensiones del reactor.

Parámetro	Valor
Volumen (m <sup>3</sup> )	15,37
Número de tubos	1.274
Diámetro de tubos (in)	2
Longitud de tubos (m)	6
Masa de catalizador (kg)	14.294

A continuación, se expondrán las ecuaciones 3.44 y 3.45, referentes al balance de materia y energía del reactor.

$$\frac{dF_i}{dW} = \sum_{j=1}^{Nr} \gamma_{ij} \cdot \eta_j \cdot r_j' \quad (3.44)$$

Siendo:

- $\gamma_{ij}$  el coeficiente estequiométrico de cada componente en cada reacción.
- $\eta_j$  el factor de efectividad de cada reacción, el cual es usado para comprobar los efectos que tiene la difusión en el catalizador, siendo obtenido en la cinética de la reacción. En el diseño del reactor se suponen unos valores de 1 para todas las reacciones para su simplificación, debido a la complejidad que presenta su cálculo.
- i y j subíndices que hacen referencia al número de componentes y de reacciones respectivamente.

$$\sum_{i=1}^{Nc} F_{c,i} \cdot C_{p,i} \cdot \frac{dT}{dW} = \sum_{j=1}^{Nr} \gamma_{ij} \cdot (-\Delta H_{R,T})_j \cdot \eta_j \cdot r_j' + \frac{4}{d_t \cdot (1-\varepsilon_b) \cdot \rho_{cat}} \cdot U \cdot (T_{ref} - T) \quad (3.45)$$

Donde:

- $Cp_i$  es el calor específico de cada componente, en kJ/kg·K.
- $T$  es la temperatura en cada punto del reactor, en K.
- $\Delta H_{R,T}$  es la entalpía de cada reacción a una T a la que se encuentre el reactor (kJ/kmol).
- $d_t$  es el diámetro de los tubos del reactor, en m.
- $U$  es el coeficiente global de transferencia (W/m<sup>2</sup>·K).
- $T_{ref}$  es la temperatura del refrigerante, en K.

Para el cálculo de la unidad de transferencia se deberá tener en cuenta los valores referentes a los coeficientes de transferencia interno y externo, que se corresponden con los componentes que se encuentran dentro del reactor, y con el refrigerante. También depende de la conductividad en las paredes del reactor, siendo este parámetro despreciable respecto a los anteriores descritos. De manera que puede quedar simplificado con la ecuación 3.46. [19]

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_e} \cdot \frac{A_R}{A_c} \quad (3.46)$$

Siendo  $A_R$  el área de transferencia en el reactor, y  $A_c$  el área del refrigerante. En ella se puede deducir que el coeficiente de película interno tendrá una mayor importancia respecto al externo, ya que en general este parámetro para gases será menor que para fluidos en estado líquido, siendo en este caso, 48,8 W/m<sup>2</sup>·K y 264,1 W/m<sup>2</sup>·K respectivamente. Tras los cálculos pertinentes, se comprueba esta afirmación puesto que U tiene un valor de 41,19 W/m<sup>2</sup>·K.

Por otra parte, se procede a calcular la pérdida de presión del fluido a su paso por el reactor a través de la ecuación de Ergun (3.47), para así estimar la presión de la corriente de salida con la que se tendrá que superar el tren de intercambiadores. [19]

$$\frac{dP}{dW} = f_{ERGUN} \cdot \alpha \cdot \frac{\rho \cdot u^2}{d_p} \quad (3.47)$$

Siendo:

- $dP$  el diferencial de presiones entre la presión de la corriente entrante, y la de salida, en Pa.
- $f_{ERGUN}$  el factor de Ergun, que puede ser obtenido con la ecuación 3.48, donde a su vez,  $Re_p$  es el número adimensional de Reynolds de las partículas del lecho.

$$f_{ERGUN} = \left( 1,75 + \frac{150}{Re_p} \cdot (1 - \varepsilon_b) \right) \cdot \frac{1 - \varepsilon_b}{\varepsilon_b} \quad (3.48)$$

- $\alpha$  es un parámetro calculado con la ecuación 3.49.

$$\alpha = \frac{1}{A_t \cdot N_{tubos} \cdot (1 - \varepsilon_b) \cdot \rho_{cat}} \quad (3.49)$$

- $u$  es la velocidad del gas en el reactor, m/s.

## 3.6. Equipos de separación

### 3.6.1. Tanque flash

Con las condiciones de operación preestablecidas en el destilador flash, al que se le deberá administrar una cierta potencia, se consigue separar el 99% del hidrógeno existente en la corriente de alimentación al tanque.

Para proceder con el dimensionamiento del tanque se debe considerar como un separador vertical. En primer lugar, es posible hallar la velocidad de lagrimeo de la corriente líquida dentro del flash a través de la ecuación 3.50, en la que  $\rho_L$  es la densidad de la corriente líquida, y  $\rho_v$  la densidad de la corriente gaseosa. [14]

$$u_t = 0,07 \cdot \left( \frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5} \quad (3.50)$$

Para el diseño del equipo se debe tener en cuenta la colocación de un filtro en la parte superior del mismo con el fin de optimizar el proceso, ya que su incorporación puede suponer variaciones en las dimensiones del tanque.

A continuación, el diámetro del tanque flash debe ser lo suficientemente grande para ralentizar a la corriente gaseosa hasta el punto de que su velocidad sea igual o menor a la del lagrimeo del líquido, con el objetivo de evitar fugas de gas por el fondo del tanque. Así, el diámetro mínimo será dado por la ecuación 3.51, utilizando este para el diseño para reducir los costes de inversión.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_v}{\pi \cdot u_v}} \quad (3.51)$$

Donde:

- $D$  es el diámetro mínimo del tanque, en m.
- $Q_v$  es el caudal volumétrico de la corriente gaseosa ( $\text{m}^3/\text{s}$ ).
- $u_v$  es la velocidad del gas, siendo igual a la velocidad del líquido para que el diámetro sea mínimo ( $\text{m/s}$ )

Para simplificar la resolución de la altura del tanque, se muestra la figura 3.2, en la que se observa que la altura total es la suma de la altura del líquido y el resto de altura, que es ocupada por el gas, siendo esta hallada gracias a las indicaciones de la siguiente figura adjunta.



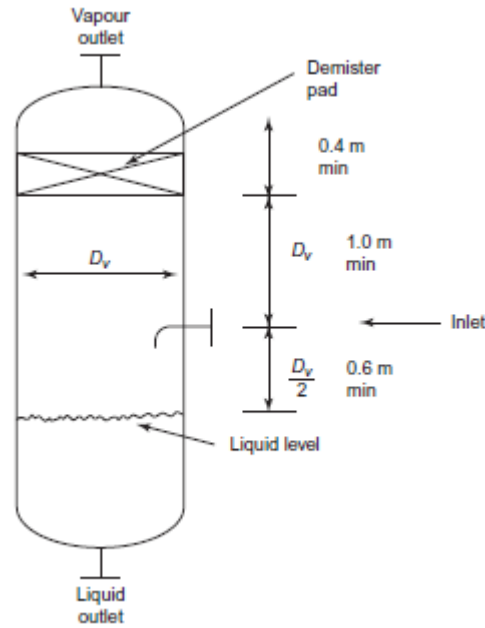


Figura 3.2. Esquema de un separador vertical [14]

El nivel del líquido depende del tiempo de permanencia de este dentro del tanque para unas condiciones de control y operación adecuadas, siendo fijado en general para ello de 10 minutos. Por tanto, la altura del líquido puede ser hallada a través de la ecuación 3.52. [14]

$$h_L = \frac{Q_L \cdot 600}{\pi/4 \cdot D^2} \quad (3.52)$$

En la tabla 3.7 se muestran los principales parámetros de diseño del tanque flash F-101, calculados a través de las ecuaciones mencionadas anteriormente.

Tabla 3.7. Dimensiones del tanque flash F-101.

Velocidad de lagrimeo (m/s)	Diámetro (m)	Altura del líquido (m)	Volumen total (m <sup>3</sup> )
1,357	0,779	2,16	1,98

### 3.6.2. Torres de platos

El diseño de las torres de platos de las instalaciones se basará en el uso de distintas correlaciones simplificadas y aproximadas creadas por distintos técnicos, puesto que su dimensionamiento detallado es muy complejo. Este diseño comentado se realizaría a través de programas de simulación de procesos químicos como Aspen Plus, que va más allá del contenido de este proyecto.

En primer lugar, se procederá con el cálculo del número de platos teóricos, en función de las composiciones de las corrientes de la cabeza y del fondo de la columna, y del coeficiente de volatilidad, que es el que determina el grado de separación entre las distintas sustancias, y siendo hallado a través de los coeficientes de distribución de los componentes ligeros y pesados en mayor proporción de la

corriente multicomponente. Para ello se empleará la ecuación de Fenske (ecuación 3.53) de 1.932 expuesta a continuación. [14]

$$N_{min} = \frac{\log(x_{LK}/x_{HK})_d \cdot \log(x_{HK}/x_{LK})_b}{\log(\alpha_{LH})} \quad (3.53)$$

Donde:

- $N_{min}$  el número mínimo de platos que se requieren.
- LK hace referencia al componente más ligero de la corriente, mientras que HK al más pesado, siendo ambos los que se encuentran en mayor proporción.
- $\alpha_{LH}$  es el coeficiente de volatilidad entre el componente L y H.
- d y b se refieren a la corriente de destilado y a la del fondo.

Para hallar el número de platos reales se utiliza la ecuación 3.54, en la que E es la eficiencia de la torre, siendo un parámetro impuesto en su diseño.

$$N = \frac{N_{min}}{E} \quad (3.54)$$

A continuación, para hallar la altura de la torre se emplea la ecuación 3.55, en la que se tiene en cuenta que dentro del número de platos reales se incluye el hervidor.

$$H = N \cdot L_t \quad (3.55)$$

Siendo  $L_t$  la distancia entre platos, con un rango entre 0,5 y 1,5 m, por lo que para el diseño se tomará el valor de menor tamaño. [14]

Para el diámetro de la columna se usará la ecuación 3.56.

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_g}{\pi \cdot \rho_g \cdot v_g}} \quad (3.56)$$

Siendo:

- $Q_g$  el caudal másico de la corriente de vapor en kg/s.
- $\rho_g$  la densidad de la corriente gaseosa.
- $v_g$  la velocidad del vapor en la torre, teniendo un valor generalizado de 1,5 m/s, siendo similar al obtenido anteriormente en la ecuación 3.49.

Por último, a través de la correlación empírica de Kirkbride (ecuación 3.57), se puede realizar una estimación de dónde se situaría la alimentación a la columna de destilación. [14]

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0,206 \cdot \log\left[\left(\frac{B}{D}\right) \cdot \left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}}\right) \cdot \left(\frac{x_{b,LK}}{x_{b,HK}}\right)^2\right] \quad (3.57)$$

Donde:

- $N_r$  corresponde al número de etapas por encima de la corriente de alimentación, incluyendo el condensador.
- $N_s$  es el número de platos por debajo de la corriente de alimentación, incluyendo el hervidor.

- B y D son los caudales molares de las corrientes del destilado y del fondo de la columna
- El término f se refiere a la alimentación de la torre.

En la tabla 3.8 se muestran las principales características de diseño de las torres de platos de la planta.

Tabla 3.8. Principales dimensiones de las torres de platos.

<b>Torre de platos</b>	<b>Número de platos</b>	<b>Diámetro (m)</b>	<b>Altura (m)</b>	<b>Volumen (m<sup>3</sup>)</b>
D-101	29	0,139	14,5	1,577
D-102	45	0,752	22,5	13,29
D-103	2	0,228	1	0,179

# 4 MEDICIONES Y PRECIOS. PRESUPUESTO

---

## 4.1. Introducción

En este capítulo se estimará el coste de inversión inicial de la planta para su implantación, estando formado por costes fijos como el de los equipos diseñados, su instalación y transporte, estructuras, redes eléctricas, instrumentación o red de tuberías, y por costes indirectos, como construcción e ingeniería o legislación, para lo cual se usarán los parámetros calculados del capítulo de Hoja de especificaciones.

## 4.2. Costes de equipos

### 4.2.1. Correlaciones generales de costes empleadas

Para calcular el coste base de los equipos se usarán distintas correlaciones, como la mostrada en la ecuación 4.1, en la cual se tienen en cuenta distintos parámetros característicos de cada tipo de equipo, y su capacidad o parámetro de tamaño. [29]

$$\log_{10}(C_{\text{equipo}}) = K_1 + K_2 \cdot \log_{10}(A) + K_3 \cdot (\log_{10}(A))^2 \quad (4.1)$$

Donde:

- $C_{\text{equipo}}$  el coste base de un determinado equipo en condiciones estándar, es decir, construidos a 1 bar manométrico de presión y con acero al carbono.
- $K_i$  son parámetros característicos de cada equipo, siendo recogidos en la tabla 4.2, y son válidos para un rango de valores.
- $A$  es la capacidad o parámetro de tamaño, característico de cada equipo según su función, expuesto en la tabla 4.1.

En el caso de tener equipos que operen a presiones superiores, se debe hallar un factor de corrección,  $F_P$ , aplicado posteriormente a los costes de los equipos, siendo calculado a través de la ecuación genérica 4.2. [29]

$$\log_{10}(F_P) = C_1 + C_2 \cdot \log_{10}(P) + C_3 \cdot (\log_{10}(P))^2 \quad (4.2)$$

Siendo:

- $C_i$  parámetros característicos de cada equipo, mostrados en la tabla 4.3.
- $P$  es la presión de operación del sistema, medida en bar manométricos.

En ocasiones, existen equipos cuya capacidad tiene un valor con el cual no se puede aplicar el parámetro  $K_i$ , por lo que previamente se debe usar una capacidad aleatoria válida para la ecuación 4.1 y, de esta manera, aplicar el método de Williams (ecuación 4.3). [14]

$$\frac{C_{equipo,a}}{C_{equipo,b}} = \left(\frac{A_a}{A_b}\right)^n \quad (4.3)$$

En la que  $n$  es un exponente de coste cuyo valor depende del tipo de equipo, siendo  $n=0,6$  aproximadamente.

Además, existe un factor corrector de material,  $F_m$  cuyo valor será 1 para todos los equipos de la planta, puesto que todos son fabricados con acero inoxidable.

En el caso de calcular los costes totales en las columnas de platos, se emplea la ecuación 4.4, donde  $N$  es el número de platos y  $F_q$  es un factor corrector en columnas de platos. [29]

$$\log_{10} F_q = 0,477 + 0,08516 \cdot \log_{10} N - 0,3473 \cdot (\log_{10} N)^2 \quad (4.4)$$

#### 4.2.2. Parámetros y correlaciones de cada equipo. [29]

Tabla 4.1. Parámetros de capacidad para cada equipo.

Equipo	Capacidad
Depósitos, reactores, tanques flash	Volumen
Bombas	Potencia
Intercambiadores de calor	Área de transferencia
Hornos	Calor aportado
Columnas de platos	Diámetro

Tabla 4.2. Parámetros  $K_i$  característicos de cada equipo.

Equipo	$K_1$	$K_2$	$K_3$
Bombas centrífugas	3,3892	0,0536	0,1538
Intercambiadores de calor	4,3247	-0,303	0,1634
Horno	3,068	0,6597	0,0194
Vasijas verticales	3,4974	0,4485	0,1074
Columnas de platos	2,9949	0,4465	0,3961
Tanque de techo flotante	5,9567	-0,7585	0,1749
Tanque de techo fijo	4,8509	-0,3973	0,1445

Tabla 4.3. Parámetros  $C_i$  característicos de cada equipo.

<b>Equipos</b>	<b><math>C_1</math></b>	<b><math>C_2</math></b>	<b><math>C_3</math></b>
Bombas centrífugas	-0,3935	0,3957	-0,00226
Intercambiadores de calor	-0,00164	-0,00627	0,0123
Horno	0,1405	-0,2598	0,1021
Columnas de platos	0,00	0,00	0,00

Tabla 4.4. Correlaciones de coste para cada equipo.

<b>Equipos</b>	<b>Correlaciones</b>
Intercambiadores de calor, vasijas y bombas	$C_T = C_{\text{equipo}} \cdot (B_1 + B_2 \cdot F_M \cdot F_P)$
Hornos	$C_T = C_{\text{equipo}} \cdot F_{BM} \cdot F_T \cdot F_P$
Columnas de platos	$C_T = C_{\text{equipo}} \cdot N \cdot F_{BM} \cdot F_q$

Siendo  $B_i$  parámetros característicos de cada equipo, mostrados en la tabla 4.5.

Tabla 4.5. Parámetros  $B_i$  característicos de cada equipo.

<b>Equipos</b>	<b><math>B_1</math></b>	<b><math>B_2</math></b>
Bombas centrífugas	1,89	1,35
Intercambiadores de calor	1,63	1,66
Vasijas	2,25	1,82
Tanques	1,10	0,00

En la tabla 4.6 se muestra el valor de cada  $F_P$ , junto con su valor de presión manométrica.

Tabla 4.6. Valor de  $F_P$  asignado a cada P.

<b>Equipo</b>	<b>Presión (barg)</b>	<b><math>F_P</math></b>
Horno	2	1,179

### 4.2.3. Mediciones y precios totales de cada equipo

En la tabla 4.7 aparecen las mediciones para cada modelo de equipo junto con el precio total calculado a través de esto y las correlaciones y parámetros mostrados anteriormente, teniendo en cuenta que los costes obtenidos están en dólares americanos.

Tabla 4.7. Mediciones y precios de cada equipo.

<b>Equipo</b>	<b>Capacidad</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Precio total (€)</b>
TK-101	8.745 m <sup>3</sup>	1	468.175
TK-102	1.590 m <sup>3</sup>	1	111.130
TK-103	8.745 m <sup>3</sup>	1	468.175
P-101	1,1 kW	2	14.052
P-102	0,37 kW	2	6.997
P-103	1,1 kW	2	14.052
P-104	0,37 kW	2	6.997
H-101	3.435 kW	1	692.456
R-101	15,37 m <sup>3</sup>	1	3.134.853
E-101	9,37 m <sup>2</sup>	1	44.283
E-102	79,67 m <sup>2</sup>	1	63.236
E-103	22,1 m <sup>2</sup>	1	47.245
F-101	1,98 m <sup>3</sup>	1	15.631
D-101	0,139 m	1	28.666
D-102	0,752 m	1	51.232
D-103	0,228 m	1	9.340
<b>Coste total de los equipos (€)</b>			<b>5.223.756</b>

### 4.3. Coste inicial de inversión de la planta

Este coste de inversión inicial para la implantación de las instalaciones se calcula a través del método de Chilton, en el que a partir del coste total de los equipos calculado anteriormente pondera el resto de costes gracias a los factores medios de Chilton, en función también de como sea la planta.

En la tabla 4.8 se muestran los costes asociados a cada ítem, junto a su factor correspondiente, y por último el coste total de inversión de la planta. [29]

Tabla 4.8. Cálculo del coste total de inversión de la planta a través del método de Chilton. [29]

Ítem	Factor de Chilton	Coste (€)
Coste de equipos principales	1	5.223.756
Coste de equipos instalados	1,40-2,20	9.402.761
Coste de tuberías (planta con fluidos)	0,30-0,60	4.231.242
Coste de instrumentación (completa automatización)	0,10-0,15	1.175.345
Edificios y preparación del terreno (planta interna)	0,60-1,00	7.522.208
Auxiliares (ampliación grande)	0,05-0,25	1.410.414
Líneas exteriores (unidad separada)	0,05-0,10	705.207
Coste directo total (€)		<b>24.447.177</b>
Ingeniería y construcción (complejidad complicada)	0,35-0,50	10.390.050
Contingencia y beneficio del contratista (Proceso sujeto a cambios)	0,20-0,30	6.111.794
Factor de tamaño (grande)	0-0,05	611.180
Coste indirecto total (€)		<b>17.113.023</b>
<b>Coste de inversión total (€)</b>		<b>41.560.200</b>



# 5 HOJAS DE ESPECIFICACIONES

<b>TANQUE DE ALMACENAMIENTO 1</b>	
<b>Proyecto:</b> Planta de producción de acetona	<b>Nomenclatura:</b> TK-101
<b>Número de línea:</b> 1	<b>Material:</b> acero inoxidable.
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Descripción:</b> Tanque de almacenamiento atmosférico de alcohol isopropílico.
<b>DATOS DE DISEÑO</b>	
Tipo	Cilíndrico
Posicionamiento	Vertical
Tipo de fondo	Plano
Tipo de techo	Flotante
Tipo de cabezal	Cónico
Volumen (m <sup>3</sup> )	8.745
Altura (m)	12,192
Diámetro (m)	30,48
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	2-propanol
Estado	Líquido
Temperatura de operación (°C)	25
Presión de operación (bar)	1,013
Punto de inflamabilidad (°C)	11,7
Punto de autoignición (°C)	399
Peligrosidad	Altamente inflamable
Corrosibilidad	No
Aislamiento	No
Volumen útil (%)	70,61
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	782,2
Viscosidad (kg/m·s)	0,2503

<b>TANQUE DE ALMACENAMIENTO 2</b>	
<b>Proyecto:</b> Planta de producción de acetona	<b>Nomenclatura:</b> TK-102
<b>Número de línea:</b> 2	<b>Material:</b> acero inoxidable.
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Descripción:</b> Tanque de almacenamiento atmosférico de agua.
<b>DATOS DE DISEÑO</b>	
Tipo	Cilíndrico
Posicionamiento	Vertical
Tipo de fondo	Plano
Tipo de techo	Fijo
Tipo de cabezal	Cónico
Volumen (m <sup>3</sup> )	1.590
Altura (m)	12,192
Diámetro (m)	12,96
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Agua
Estado	Líquido
Temperatura de operación (°C)	25
Presión de operación (bar)	1,013
Peligrosidad	No
Corrosibilidad	No
Aislamiento	No
Volumen útil (%)	43,12
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	997,1
Viscosidad (kg/m·s)	8,9·10 <sup>-4</sup>

<b>TANQUE DE ALMACENAMIENTO 3</b>	
<b>Proyecto:</b> Planta de producción de acetona	<b>Nomenclatura:</b> TK-103
<b>Número de línea:</b> 25	<b>Material:</b> acero inoxidable.
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Descripción:</b> Tanque de almacenamiento atmosférico de acetona.
<b>DATOS DE DISEÑO</b>	
Tipo	Cilíndrico
Posicionamiento	Vertical
Tipo de fondo	Plano
Tipo de techo	Flotante
Tipo de cabezal	Cónico
Volumen (m <sup>3</sup> )	8,745
Altura (m)	12,192
Diámetro (m)	30,48
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Acetona
Estado	Líquido
Temperatura de operación (°C)	25
Presión de operación (bar)	1,013
Punto de inflamabilidad (°C)	-17
Punto de autoignición (°C)	465
Peligrosidad	Altamente inflamable
Corrosibilidad	No
Aislamiento	No
Volumen útil (%)	66,38
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	784,7
Viscosidad (kg/m·s)	3,08·10 <sup>-4</sup>

<b>BOMBA 1</b>	
<b>Proyecto:</b> Planta de producción de acetona	<b>Nomenclatura:</b> P-101 A/B
<b>Número de línea:</b> 1-2	<b>Material:</b> Acero inoxidable.
<b>Modelo:</b> 10HM03N M	<b>Cantidad:</b> 2
<b>Descripción:</b> Bomba centrífuga multicelular alimentada por isopropanol.	
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Isopropanol
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	782,2
Viscosidad (kg/m·s)	0,2503
Caudal másico (kg/h)	6.709
Caudal volumétrico (m <sup>3</sup> /h)	8,577
Temperatura de operación (°C)	25
Temperatura de diseño (°C)	-10/60
Presión de aspiración (bar)	1,013
Presión de impulsión (bar)	3
Presión de diseño (bar)	-
Presión de vapor (bar)	0,06096
Altura desarrollada (m)	25,95
Potencia consumida (kW)	1,1
Rendimiento (%)	-
NPSH requerido (m)	10,34
Velocidad de giro (rpm)	2.900

<b>BOMBA 2</b>	
<b>Proyecto:</b> Planta de producción de acetona	<b>Nomenclatura:</b> P-102 A/B
<b>Número de línea:</b> 3-4	<b>Material:</b> Acero inoxidable.
<b>Modelo:</b> M-94	<b>Cantidad:</b> 2
<b>Descripción:</b> Bomba centrífuga autoaspirante con eyector incorporado alimentada por agua.	
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Agua
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	997,1
Viscosidad (kg/m·s)	8,91·10 <sup>-4</sup>
Caudal másico (kg/h)	949,50
Caudal volumétrico (m <sup>3</sup> /h)	0,9523
Temperatura de operación (°C)	25
Temperatura de diseño (°C)	-15/50
Presión de aspiración (bar)	1,013
Presión de impulsión (bar)	3
Presión de diseño (bar)	6
Presión de vapor (bar)	0,03169
Altura desarrollada (m)	20,37
Potencia consumida (kW)	0,37
Rendimiento (%)	-
NPSH requerido (m)	10,04
Velocidad de giro (rpm)	3.000

<b>BOMBA 3</b>	
<b>Proyecto:</b> Planta de producción de acetona	<b>Nomenclatura:</b> P-103 A/B
<b>Número de línea:</b> 12-13	<b>Material:</b> Acero inoxidable.
<b>Modelo:</b> NCBZ2P32-125B	<b>Cantidad:</b> 2
<b>Descripción:</b> Bomba centrífuga que impulsa la corriente hacia la red de destilado.	
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Mezcla de IPA, agua, acetona, H <sub>2</sub> y aldehidos
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	777,2
Viscosidad (kg/m·s)	0,0186
Caudal másico (kg/h)	8.606,1
Caudal volumétrico (m <sup>3</sup> /h)	11,07
Temperatura de operación (°C)	49
Temperatura de diseño (°C)	-15/120
Presión de aspiración (bar)	1,8
Presión de impulsión (bar)	3
Presión de diseño (bar)	-
Presión de vapor (bar)	0,786
Altura desarrollada (m)	15,8
Potencia consumida (kW)	1,1
Rendimiento (%)	-
NPSH requerido (m)	11,08
Velocidad de giro (rpm)	2.900

<b>BOMBA 4</b>	
<b>Proyecto:</b> Planta de producción de acetona	<b>Nomenclatura:</b> P-104 A/B
<b>Número de línea:</b> 18-19	<b>Material:</b> Acero inoxidable.
<b>Modelo:</b> MKX-1395 1-5	<b>Cantidad:</b> 2
<b>Descripción:</b> Bomba multietapa vertical alimentada por una mezcla de líquidos.	
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Mezcla de isopropanol, agua y acetona
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	765,4
Viscosidad (kg/m·s)	0,2358
Caudal másico (kg/h)	676,5
Caudal volumétrico (m <sup>3</sup> /h)	0,8838
Temperatura de operación (°C)	82
Temperatura de diseño (°C)	110
Presión de aspiración (bar)	1,013
Presión de impulsión (bar)	3,1
Presión de diseño (bar)	-
Presión de vapor (bar)	0,2639
Altura desarrollada (m)	27,8
Potencia consumida (kW)	0,37
Rendimiento (%)	.
NPSH requerido (m)	8,319
Velocidad de giro (rpm)	-

<b>HORNO</b>	
<b>Proyecto:</b> Planta de producción de acetona	<b>Nomenclatura:</b> H-101
<b>Número de línea:</b> 5-6	<b>Material:</b> Acero inoxidable.
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Descripción:</b> Horno encargado de calentar la alimentación al reactor a una T especificada.
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Mezcla de isopropanol, agua y acetona
Temperatura línea 5 (°C)	30,2
Presión línea 5 (bar)	3
Temperatura línea 6 (°C)	200
Pérdida de carga (Pa)	433,5
Velocidad fluido (m/s)	1,5
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	128,5
Viscosidad (kg/m·s)	4,05·10 <sup>-5</sup>
<b>DATOS DEL COMBUSTIBLE</b>	
Combustible	Gas natural
PCI (kJ/kg)	46.881
Caudal combustible (kg/h)	263,8
Composición (% volumen)	
Nitrógeno	3,0
Metano	86,0
Etano	7,6
Propano	2,4
Butano	1,0
<b>CALOR INTERCAMBIADO</b>	
Calor útil transferido al fluido (MW)	2,92
Calor aportado por el combustible (MW)	3,435
Calor aportado por el aire (MW)	0,1458
Exceso de aire (%)	10
Calor gases salientes (MW)	0,5924
Pérdidas por transmisión de las paredes (MW)	0,0687
Rendimiento general (%)	85
Coefficiente general de transferencia (W/m <sup>2</sup> ·K)	50
Área de transferencia (m <sup>2</sup> )	429,5



<b>REACTOR</b>	
<b>Proyecto:</b> Planta de producción de acetona	<b>Nomenclatura:</b> R-101
<b>Número de línea:</b> 6-7	<b>Material:</b> Acero inoxidable.
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Descripción:</b> Reactor multitubular de lecho fijo para la deshidrogenación de 2-propanol.
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Mezcla de isopropanol, agua y acetona
Caudal másico (kg/h)	8.335
Caudal molar (kmol/h)	180,90
Temperatura de entrada (°C)	200
Presión de entrada (bar)	2,995
Temperatura de salida (°C)	184,2
Pérdida de carga (bar)	0,813
Velocidad del gas (m/s)	1,5
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	20,66
Viscosidad (kg/m·s)	1,27·10 <sup>-5</sup>
<b>DATOS DE DISEÑO</b>	
Volumen (m <sup>3</sup> )	15,37
Número de tubos	1.274
Diámetro de tubos (in)	2
Longitud de tubos (m)	6
Masa de catalizador (kg)	14.294
<b>CATALIZADOR</b>	
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1.860
Porosidad	0,5
Superficie específica (m <sup>2</sup> /g)	1.137
Diámetro de las partículas (mm)	6
<b>FLUIDO CALEFACTOR</b>	
Tipo de fluido calefactor	Aceite térmico Dowtherm J
Temperatura del aceite (°C)	200
Coefficiente global de transferencia (W/m <sup>2</sup> ·K)	41,2
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	674
Viscosidad (kg/m·s)	3,02

<b>INTERCAMBIADOR DE CALOR 1</b>		
<b>Proyecto:</b> Planta de producción de acetona	<b>Nomenclatura:</b> E-101	<b>Material:</b> Acero inoxidable.
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Número de línea de tubos:</b> 27-28	<b>Número de línea de carcasa:</b> 29
<b>Descripción:</b> Intercambiador de flujo cruzado de tipo X para precalentar el aire entrante al horno y enfriar los gases salientes por la chimenea.		
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>		
<b>PARÁMETROS</b>	<b>TUBOS</b>	<b>CARCASA</b>
Fluido	Aire	Mezcla de gases (N <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O)
Disposición del fluido	Frío	Caliente
Caudal másico (kg/h)	4.665	4.936
Temperatura de entrada (°C)	25	407,9
Temperatura de salida (°C)	136	313,5
Presión de entrada (bar)	1,013	-
Pérdida de carga (bar)	-	-
Coefficiente de película (W/m <sup>2</sup> ·K)	45,71	1.011
Velocidad del fluido (m/s)	34,56	130,4
Factor de ensuciamiento (m <sup>2</sup> ·K/W)	1·10 <sup>-4</sup>	1·10 <sup>-4</sup>
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	0,985	0,526
Viscosidad (kg/m·s)	2,1·10 <sup>-5</sup>	2,85·10 <sup>-5</sup>
Calor específico (kJ/kg·K)	1,01	1,075
Conductividad térmica (W/m·K)	0,030	0,044
<b>CALOR INTERCAMBIADO</b>		
Coefficiente global (W/m <sup>2</sup> ·K)	57,62	
Calor intercambiado (kW)	139,2	
Área de transferencia (m <sup>2</sup> )	9,37	
Fuerza impulsora (DTLM)	280,1	
<b>DATOS DE DISEÑO</b>		
Número de tubos	69	
Diámetro externo tubo (in)	½	
BWG	16	
Tipo de disposición de los tubos	Triangular, posición fija	
Longitud (m)	3,4	
Diámetro de la carcasa (in)	10	
Distancia entre baffles (m)	0,0633	
Pitch (m)	0,0158	

<b>INTERCAMBIADOR DE CALOR 2</b>		
<b>Proyecto:</b> Planta de producción de acetona	<b>Nomenclatura:</b> E-102	<b>Material:</b> Acero inoxidable.
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Número de línea de tubos:</b> 7-8	
<b>Descripción:</b> Cambiador carcasa y tubos de tipo E para enfriar la corriente saliente del reactor.		
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>		
<b>PARÁMETROS</b>	<b>TUBOS</b>	<b>CARCASA</b>
Fluido	Mezcla de IPA, agua, acetona, H <sub>2</sub> y aldehidos	R113
Disposición del fluido	Caliente	Frío
Caudal másico (kg/h)	8.529	34.859
Temperatura de entrada (°C)	184,2	0
Temperatura de salida (°C)	30	120
Presión de entrada (bar)	2,184	1
Pérdida de carga (bar)	0,00584	-
Coefficiente de película (W/m <sup>2</sup> ·K)	923,1	1.751
Velocidad del fluido (m/s)	1,071	101,2
Factor de ensuciamiento (m <sup>2</sup> ·K/W)	2·10 <sup>-4</sup>	1·10 <sup>-4</sup>
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	124,6	6,623
Viscosidad (kg/m·s)	4,14·10 <sup>-5</sup>	1,15·10 <sup>-5</sup>
Calor específico (kJ/kg·K)	2,263	0,712
Conductividad térmica (W/m·K)	0,105	0,010
<b>CALOR INTERCAMBIADO</b>		
Coefficiente global (W/m <sup>2</sup> ·K)	374,8	
Calor intercambiado (kW)	826,9	
Área de transferencia (m <sup>2</sup> )	79,67	
Fuerza impulsora (DTLM)	29,15	
<b>DATOS DE DISEÑO</b>		
Número de tubos	304	
Diámetro externo tubo (in)	¾	
BWG	10	
Tipo de disposición de los tubos	Triangular, tubos en U	
Longitud (m)	4,4	
Diámetro de la carcasa (in)	21 ¼	
Distancia entre baffles (m)	0,134	
Pitch (m)	0,0237	

<b>INTERCAMBIADOR DE CALOR 3</b>		
<b>Proyecto:</b> Planta de producción de acetona	<b>Nomenclatura:</b> E-103	<b>Material:</b> Acero inoxidable.
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Número de línea de tubos:</b> 15-16	
<b>Descripción:</b> Cambiador carcasa y tubos de tipo E para enfriar la corriente producto de acetona		
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>		
<b>PARÁMETROS</b>	<b>TUBOS</b>	<b>CARCASA</b>
Fluido	Acetona al 99%	Agua
Disposición del fluido	Caliente	Frío
Caudal másico (kg/h)	6.330	1.891
Temperatura de entrada (°C)	56	10
Temperatura de salida (°C)	25	50
Presión de entrada (bar)	1,5	1
Pérdida de carga (bar)	0,00787	-
Coefficiente de película (W/m <sup>2</sup> ·K)	944	6.125
Velocidad del fluido (m/s)	0,418	0,094
Factor de ensuciamiento (m <sup>2</sup> ·K/W)	2·10 <sup>-4</sup>	1·10 <sup>-4</sup>
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	767,1	997,1
Viscosidad (kg/m·s)	2,69·10 <sup>-4</sup>	8,91·10 <sup>-4</sup>
Calor específico (kJ/kg·K)	1,612	4,183
Conductividad térmica (W/m·K)	0,158	0,595
<b>CALOR INTERCAMBIADO</b>		
Coefficiente global (W/m <sup>2</sup> ·K)	449,9	
Calor intercambiado (kW)	87,88	
Área de transferencia (m <sup>2</sup> )	22,1	
Fuerza impulsora (DTLM)	9,82	
<b>DATOS DE DISEÑO</b>		
Número de tubos	94	
Diámetro externo tubo (in)	¾	
BWG	10	
Tipo de disposición de los tubos	Triangular, tubos en U	
Longitud (m)	4	
Diámetro de la carcasa (in)	13 ¼	
Distancia entre baffles (m)	0,0838	
Pitch (m)	0,0237	

<b>TANQUE FLASH</b>	
<b>Proyecto:</b> Planta de producción de acetona	<b>Nomenclatura:</b> F-101
<b>Número de línea:</b> 8, 9, 10	<b>Material:</b> Acero inoxidable.
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Descripción:</b> Depósito flash para la separación de la corriente gaseosa
<b>DATOS DE DISEÑO</b>	
Disposición	Vertical
Uso de filtro	Sí
Volumen (m <sup>3</sup> )	1,98
Diámetro (m)	0,779
Altura del líquido (m)	2,16
Altura del gas (m)	2
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Mezcla de IPA, agua, acetona, H <sub>2</sub> y aldehidos
Caudal de líquido (m <sup>3</sup> /s)	0,00172
Caudal de gas (m <sup>3</sup> /s)	0,6468
Velocidad de lagrimeo (m/s)	1,357
Densidad del líquido (kg/m <sup>3</sup> )	802,3
Densidad del gas (kg/m <sup>3</sup> )	2,13
Calor aportado (kW)	127,29

<b>TORRE DE DESTILACIÓN 1</b>	
<b>Proyecto:</b> Planta de producción de acetona	<b>Nomenclatura:</b> D-101
<b>Número de línea:</b> 9, 11, 21, 23	<b>Material:</b> Acero inoxidable.
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Descripción:</b> Torre de platos para la absorción de componentes orgánicos con agua.
<b>DATOS DE DISEÑO</b>	
Volumen (m <sup>3</sup> )	1,577
Diámetro (m)	0,139
Altura (m)	14,5
Número de platos	29
Plato de alimentación	-
Eficiencia (%)	70
Temperatura de operación (°C)	50
Presión de operación (bar)	1,5
Potencia usada (kW)	-
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Mezcla de acetona, agua, IPA, H <sub>2</sub> y aldehidos
Caudal de alimentación (kg/h)	3.819,3
Caudal de destilado (kg/h)	173,194
Caudal de fondo (kg/h)	4.960,1
Velocidad del gas (m/s)	1,5
Densidad del líquido (kg/m <sup>3</sup> )	167,8
Densidad del gas (kg/m <sup>3</sup> )	2,13
Coefficiente de volatilidad	4,267

<b>TORRE DE DESTILACIÓN 2</b>	
<b>Proyecto:</b> Planta de producción de acetona	<b>Nomenclatura:</b> D-102
<b>Número de línea:</b> 14, 15, 17, 24	<b>Material:</b> Acero inoxidable.
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Descripción:</b> Columna de destilación encargada de purificar acetona.
<b>DATOS DE DISEÑO</b>	
Volumen (m <sup>3</sup> )	13,29
Diámetro (m)	0,752
Altura (m)	22,5
Número de platos	45
Plato de alimentación	-
Eficiencia (%)	95
Temperatura de operación (°C)	70,5
Presión de operación (bar)	1,5
Potencia usada (kW)	1.045
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Mezcla de IPA, agua, acetona y H <sub>2</sub>
Caudal de alimentación (kg/h)	8.775,8
Caudal de destilado (kg/h)	6497,4
Caudal de fondo (kg/h)	2.278,4
Velocidad del gas (m/s)	1,5
Densidad del líquido (kg/m <sup>3</sup> )	803,7
Densidad del gas (kg/m <sup>3</sup> )	2,71
Coefficiente de volatilidad	2,582

<b>TORRE DE DESTILACIÓN 3</b>	
<b>Proyecto:</b> Planta de producción de acetona	<b>Nomenclatura:</b> D-103
<b>Número de línea:</b> 17, 18, 20	<b>Material:</b> Acero inoxidable.
<b>Cantidad:</b> 1	<b>Descripción:</b> Columna de destilación que separa el agua de la corriente a recircular.
<b>DATOS DE DISEÑO</b>	
Volumen (m <sup>3</sup> )	0,179
Diámetro (m)	0,228
Altura (m)	1
Número de platos	2
Plato de alimentación	-
Eficiencia (%)	92
Temperatura de operación (°C)	92
Presión de operación (bar)	1
Potencia usada (kW)	253,9
<b>DATOS DE OPERACIÓN</b>	
Fluido	Mezcla de IPA, agua y acetona
Caudal de alimentación (kg/h)	2.278,5
Caudal de destilado (kg/h)	676,49
Caudal de fondo (kg/h)	1.602
Velocidad del gas (m/s)	1,5
Densidad del líquido (kg/m <sup>3</sup> )	902,3
Densidad del gas (kg/m <sup>3</sup> )	3,07
Coefficiente de volatilidad	1,928



## 6 ANEXOS

### 6.1. Anexo A. Balances de materia y energía del proceso

Tabla 5.1. Balances de materia y energía de las corrientes 1-9.

Corriente	Unidad	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Caudal másico	kg/h	6.709	949,50	6.709	949,50	8.335	8.335	8.529,4	8.529,4	3.369,3
Caudal molar	kmol/h	111,63	52,75	111,63	52,75	180,90	180,90	288,39	288,39	165,14
Temperatura	°C	25	25	25	25	30,2	200	184,2	30	50
Presión	bar	1,013	1,013	3	3	3	2,995	2,182	2,178	2,1
IPA	kmol/h	111,63	-	111,63	-	120,53	120,53	9,674	9,674	1,900
Agua	kmol/h	-	52,75	-	52,75	60,26	60,26	60,26	60,26	6,479
Acetona	kmol/h	-	-	-	-	0,111	0,111	107,60	107,60	48,86
Hidrógeno	kmol/h	-	-	-	-	-	-	107,49	107,49	106,41
Aldehidos	kmol/h	-	-	-	-	-	-	3,367	3,367	1,489
NaOH (35%)	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabla 5.2. Balances de materia y energía de las corrientes 10-18.

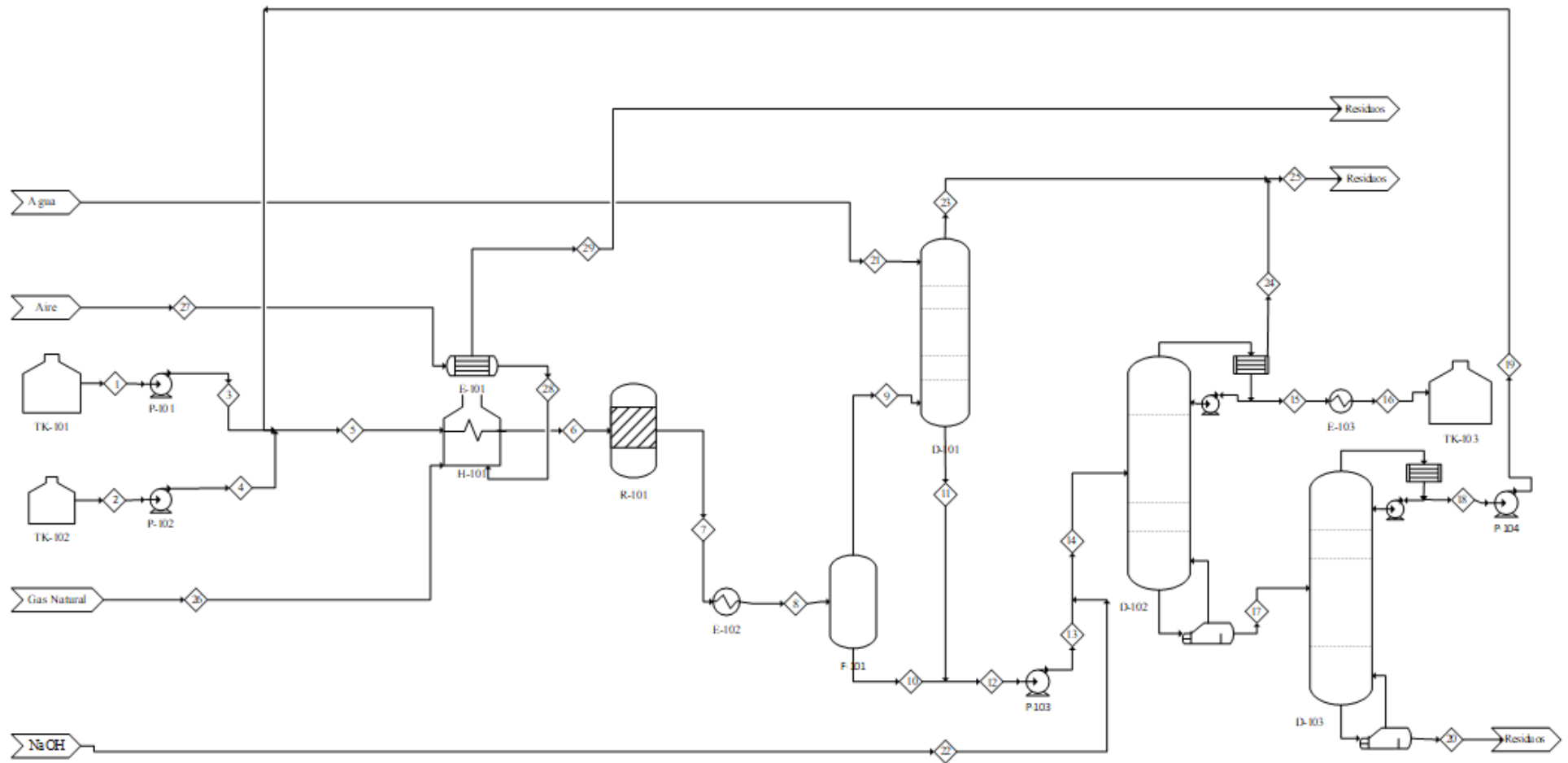
Corriente	Unidad	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Caudal másico	kg/h	4.960,1	3.646	8.606,1	8.606,1	8.775,8	6.330,2	6.330,2	2.278,5	676,49
Caudal molar	kmol/h	123,25	104,96	228,21	228,21	237,83	109,65	109,65	103,72	16,52
Temperatura	°C	50	48	49	49	44	56	25	85	82
Presión	bar	2,1	1,5	1,8	3	2,7	1,5	1,492	1,6	1
IPA	kmol/h	7,774	1,898	9,672	9,672	9,672	-	-	9,672	8,898
Agua	kmol/h	53,79	31,48	85,26	85,26	94,88	0,949	0,949	93,93	7,515
Acetona	kmol/h	58,74	48,81	107,55	107,55	110,92	108,70	108,70	0,111	0,111
Hidrógeno	kmol/h	1,075	21,28	22,36	22,36	22,36	-	-	-	-
Aldehidos	kmol/h	1,878	1,488	3,366	3,366	-	-	-	-	-
NaOH (35%)	kmol/h	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabla 5.3. Balances de materia y energía de las corrientes 19-25.

Corriente	Unidad	19	20	21	22	23	24	25
Caudal másico	kg/h	676,49	1.602	450	247,15	173,19	167,11	340,30
Caudal molar	kmol/h	16,52	87,19	25	9,617	85,18	24,64	109,82
Temperatura	°C	82	102	50	25	48	56	52
Presión	bar	3,1	1,1	1	1,013	1,5	1,5	1,5
IPA	kmol/h	8,898	0,774	-	-	0,002	-	0,002
Agua	kmol/h	7,515	86,42	25	-	-	-	-
Acetona	kmol/h	0,111	-	-	-	0,049	2,107	2,156
Hidrógeno	kmol/h	-	-	-	-	85,13	22,36	107,49
Aldehidos	kmol/h	-	-	-	-	0,0015	-	0,0015
NaOH (35%)	kmol/h	-	-	-	9,617	-	-	-

## 6.2. Anexo B. Diagrama de flujo del proceso completo

Figura 5.1. Diagrama de flujo del proceso completo.



### 6.3. Anexo C. Catálogos de bombas empleados

Modelo / Model / Modèle				P1		P2		I (A)			Ø		Caudal / Flow / Débit (m³/h)														
AISI 304	Cod.	AISI 316 L	Cod.	kW	kW	CV	1-230V	3-230V	3-400V	Asp	Imp	0	1,2	1,7	2,3	2,8	3,4	3,9	4,4	5,5	6,5	7,5	8,5	9,5	11	12,5	14
3HM04S T	7100	3HM04N T	7900	0,47	0,3	0,4	-	2,0	1,1	1"	1"	29,1	27,8	26,3	24,3	21,7	18,6	14,8	10,2								
3HM04S M	7101	3HM04N M	7901	0,57	0,5	0,7	2,5	-	-	1"	1"	29,5	28,7	27,3	25,5	23	20	16,1	11,8								
3HM05S T	7102	3HM05N T	7902	0,55	0,4	0,55	-	2,3	1,3	1"	1"	36,8	35,3	33,5	31	27,9	24,1	19,2	13,5								
3HM05S M	7103	3HM05N M	7903	0,63	0,5	0,7	2,9	-	-	1"	1"	36,6	35,2	33,4	31	27,9	24	19,1	13,7								
3HM06S T	7104	3HM06N T	7904	0,64	0,5	0,7	-	2,6	1,5	1"	1"	43,8	41,8	39,5	36,5	32,7	28,1	22,2	15,4								
3HM06S M	7105	3HM06N M	7905	0,7	0,5	0,7	3,1	-	-	1"	1"	43,5	41,5	39,3	36,2	32,3	27,5	21,7	15,1								
3HM07S T	7106	3HM07N T	7906	0,84	0,75	1	-	2,7	1,5	1"	1"	53,1	52,3	50,2	47,2	43,3	38,2	31,7	23,9								
3HM07S M	7107	3HM07N M	7907	0,85	0,55	0,75	4,0	-	-	1"	1"	51,7	50,1	47,6	44,3	40	34,5	27,7	20,1								
3HM09S T	7108	3HM09N T	7908	0,95	1,1	1,5	-	3,5	2,0	1"	1"	68,5	67,6	65	61,2	56,2	49,7	41,4	31,5								
3HM09S M	7109	3HM09N M	7909	1,03	0,75	1	4,6	-	-	1"	1"	66	63,5	60,2	55,8	50,1	42,9	34,2	24,4								
5HM04S T	7110	5HM04N T	7910	0,68	0,5	0,7	-	2,6	1,5	1½"	1"	29,3	---	---	27,4	26,5	25,6	24,7	23,5	21,1	18,1	14,4	9,8				
5HM04S M	7111	5HM04N M	7911	0,73	0,5	0,7	3,2	-	-	1½"	1"	29,2	---	---	27,4	26,5	25,5	24,6	23,5	21,1	18	14,1	9,7				
5HM05S T	7112	5HM05N T	7912	0,85	0,75	1	-	2,8	1,6	1½"	1"	37,8	---	---	36,7	35,8	34,8	33,8	32,7	30	26,5	22	16,4				
5HM05S M	7113	5HM05N M	7913	0,96	0,75	1	4,4	-	-	1½"	1"	37,1	---	---	35,4	34,4	33,3	32,2	31	28,2	24,5	19,7	14,1				
5HM06S T	7114	5HM06N T	7914	1,02	1,1	1,5	-	3,6	2,1	1½"	1"	45,5	---	---	44,4	43,4	42,3	41,2	39,8	36,6	32,5	27,1	20,4				
5HM06S M	7115	5HM06N M	7915	1,08	0,75	1	4,8	-	-	1½"	1"	44,2	---	---	41,7	40,4	39,1	37,8	36,3	32,7	28,1	22,4	15,7				
5HM08S T	7122	5HM08N T	7916	1,32	1,1	1,5	-	4,2	2,4	1½"	1"	60,4	---	---	58,4	56,9	55,5	53,8	52,1	47,7	42,1	34,9	25,9				
5HM08S M	7123	5HM08N M	7917	1,37	0,95	1,3	6,0	-	-	1½"	1"	58,8	---	---	55	53,2	51,3	49,5	47,3	42,4	36,2	28,5	19,7				
5HM09S T	7124	5HM09N T	7918	1,48	1,5	2	-	5,0	2,9	1½"	1"	68,1	---	---	66,1	64,7	63	61,3	59,2	54,4	48,2	40,1	30				
5HM09S M	7125	5HM09N M	7919	1,54	1,1	1,5	6,9	-	-	1½"	1"	66,9	---	---	63,3	61,5	59,5	57,5	55,3	50	43,2	34,7	24,6				
10HM03S T	7130	10HM03N T	7920	1,3	1,1	1,5	-	4,2	2,4	1½"	1½"	36,2	---	---	---	---	---	---	33,2	32,3	31,2	29,8	28,2	25,3	21,9	17,9	
10HM03S M	7131	10HM03N M	7921	1,39	1,1	1,5	6,3	-	-	1½"	1½"	35,7	---	---	---	---	---	---	---	32	30,9	30,3	28,4	26,5	23,6	20,1	16,1
10HM04S T	7132	10HM04N T	7922	1,7	1,5	2	-	5,4	3,1	1½"	1½"	44,8	---	---	---	---	---	---	---	42,3	40,6	39,6	36,3	33,7	29,2	23,9	20,8
10HM04S M	7133	10HM04N M	7923	1,83	1,5	2	8,1	-	-	1½"	1½"	47,6	---	---	---	---	---	---	---	43	41,6	40,8	37,9	35,8	31,9	27,3	22
10HM05S T	7134	10HM05N T	7924	2,14	2,2	3	-	7,2	4,1	1½"	1½"	60,6	---	---	---	---	---	---	---	55,8	54,3	53,3	50,2	47,6	42,8	37,1	30,5
10HM05S M	7145	10HM05N M	7925	2,22	2,2	3	10,1	-	-	1½"	1½"	60	---	---	---	---	---	---	---	54,6	53	52,1	48,8	46	41,2	35,5	28,8
10HM06S T	7146	10HM06N T	7926	2,52	2,2	3	-	8,0	4,6	1½"	1½"	72,4	---	---	---	---	---	---	---	66,3	64,4	63,2	59,3	56,2	50,5	43,6	35,6
10HM06S M	7147	10HM06N M	7927	2,55	2,2	3	11,5	-	-	1½"	1½"	71,6	---	---	---	---	---	---	---	64,6	62,6	61,4	57,2	53,9	48,1	41,2	33,2

Figura 5.2. Catálogo de bombas HASA: serie HM-S. [21]

Tipo	Alimentación 50Hz	P2 Nominal		Corriente		Condensador		m³/h l/min	h [m]																			
		kW	H.P.	absorbida [A]		µF	V		0	0.6	1.2	1.5	1.8	2.4	3	3.3	3.6	4	5	6	7	8	9	9.6	10			
M 94	1 x 230V	0.37	0.5	3.6	12.5	450	450	39	32	28	26	24	20	18														
	2.8-1.6																											
M 97	1 x 230V	0.55	0.75	4.1	16	450	450	45	42	36	33.5	31	27	23	21													
	3.3-1.9																											
M 99	1 x 230V	0.75	1	5.2	16	450	450	48	44	39	37	35	31	28	27	25												
	4.3-2.5																											
M 600-C	1 x 230V	1.1	1.5	9.1	31.5	450	450	48	45	42	40.5	39	37	35	33.5	32.5	31	27.5	25	22								
	6.6-3.8																											
M 600-B	1 x 230V	1.5	2	12	40	450	450	60	56	53	51.3	49.5	47	44	43	42	40	36	33	28								
	8.7-5																											
M 600-A	1 x 230V	2.2	3	14.8	50	450	450	69	66	63	61.6	60	56.5	53.5	52	50.5	48.5	43.7	39	26								
	10.4-6																											
M 700-C	1 x 230V	1.1	1.5	9.1	31.5	450	450	41	39	37	36	35	32	30.5	30	29.5	28	26	24	22	20.5	19	17					
	6.6-3.8																											
M 700-B	1 x 230V	1.5	2	12	40	450	450	52	50	48	46	45	43.5	41	40	39	38	34	31.5	29	27	25	24	16				
	8.7-5																											
M 700-A	1 x 230V	2.2	3	14.8	50	450	450	63	60	57.5	56	55	53	50	49.5	49	47	43	40	36	33.5	31	28	16				
	10.4-6																											

Figura 5.3. Catálogo de bombas Aiguapres: serie M 94-97-99-600-700. [22]

Tipo	P2 Nominal		Intensidad [A]		m³/h l/min	0,4	0,6	0,8	1	1,2	1,4	1,6	1,8	2	
	kW	HP	1x230	3x400		6,6	10	13,3	16,6	20	23,3	26,6	30	33,3	
MKX-1395 1-2	0,37	0,5	2,75	0,97	H [m]	13	12,5	12	11,5	11	10,5	10	9,5	9	
MKX-1395 1-3	0,37	0,5	2,75	0,97		19	18	17,5	17	16,5	16	15	14	14	12
MKX-1395 1-4	0,37	0,5	2,75	0,97		24	23,5	23	22,5	21,5	21	19	18	18	16
MKX-1395 1-5	0,37	0,5	2,75	0,97		30	29,6	29	28	27	26	24	22	22	20
MKX-1395 1-6	0,37	0,5	2,75	0,97		36	35,5	35	33,5	33	31	28	26	26	23
MKX-1395 1-7	0,37	0,5	2,75	0,97		42	41	40,5	39	38	36	33	30	30	27
MKX-1395 1-8	0,55	0,75	3,5	1,3		48	47	46	45	43	41	38	34	34	30
MKX-1395 1-9	0,55	0,75	3,5	1,3		54	53	52	51	49	46	43	39	39	33
MKX-1395 1-10	0,55	0,75	3,5	1,3		60	59	58	57	54	51	48	43	43	36
MKX-1395 1-11	0,55	0,75	3,5	1,3		66	65	63	61	59	56	52	47	47	40
MKX-1395 1-12	0,75	1	4,6	1,6		72	71	69	67	64	61	57	51	51	44
MKX-1395 1-13	0,75	1	4,6	1,6		78	77	75	73	69	66	62	55	55	47
MKX-1395 1-15	0,75	1	4,6	1,6		89	88	86	84	79	76	71	63	63	55
MKX-1395 1-17	1,1	1,5	6,7	2,5		101	99	97	95	89	86	80	71	71	62
MKX-1395 1-19	1,1	1,5	6,7	2,5		113	110	108	106	99	96	89	79	79	69
MKX-1395 1-21	1,1	1,5	6,7	2,5		124	122	120	117	110	106	98	87	87	75
MKX-1395 1-23	1,1	1,5	6,7	2,5		137	133	131	128	121	116	107	96	96	82
MKX-1395 1-25	1,5	2	8,7	3,2		149	145	143	139	131	126	116	104	104	89
MKX-1395 1-27	1,5	2	8,7	3,2		161	157	155	150	141	136	125	112	112	95
MKX-1395 1-30	1,5	2	8,7	3,2		178	175	171	166	157	150	139	124	124	106
MKX-1395 1-33	2,2	3	12,8	4,5		196	192	188	183	173	165	154	137	137	118
MKX-1395 1-36	2,2	3	12,8	4,5		214	210	205	200	190	181	169	151	151	130

Figura 5.4. Catálogo de bombas Aiguapres: serie MKX-1395. [22]

Tipo	P2		In (A)		ls / ln	U.S.g.p.m.	0	18	26	35	44	53	62	70	79	88	110	132	154	176	198	220	242	264	
	kW	HP	230 V	400 V		Q	0	4	6	8	10	12	14	16	18	20	25	30	35	40	45	50	55	60	
						l/min	0	67	100	133	167	200	233	267	300	333	417	500	583	667	750	833	917	1000	
NCBZ2P 32-125C	0,75	1	3,1	1,8	7	H (m)	17	16,6	16	15,3	14,3	13,2	11,8	10,3											
NCBZ2P 32-125B	1,1	1,5	4,9	2,8	7,2		21	20,6	20,1	19,2	17,8	15,8	14,1	12,3											
NCBZ2P 32-125A	1,5	2	5,6	3,2	7,3		25,4	25	24,6	24,1	23,2	22	20,5	18,8	16,9	15									
NCBZ2P 32-160C	1,5	2	5,6	3,2	8,4		28	27,4	27	26,3	25,6	24,8	23,4	22,3	20,7	18,5									
NCBZ2P 32-160B	2,2	3	8	4,6	8,2		33	32,2	32	31	30,2	29,2	28	27	25	23,2									
NCBZ2P 32-160A	3	4	10,8	6,2	9,1		37	36,5	36	35,4	34,7	33,8	32,8	31,6	30,1	28,3									
NCBZ2P 32-160NC	3	4	10,8	6,2	9,1		29,5			29	28,8	28,3	27,5	26,2	25,8	25,5	22,3	18,5							
NCBZ2P 32-160NB	4	5,5	13	7,5	9,9		36,7			36,4	36,2	35,8	35,4	34,7	34	33,2	31	27,5	23						
NCBZ2P 32-160NA	5,5	7,5	17,6	10,1	9		43			42,4	42,2	41,9	41,3	41	40,5	39,8	38	34,5	31,1	26					
NCBZ2P 32-200NC	4	5,5	13	7,5	9,9		46			45	44	43	41,3	39,8	38,2	36,2	34,4	27,5							
NCBZ2P 32-200NB	5,5	7,5	17,6	10,1	9		53,6			53	52,8	52,5	51,7	51,1	50,2	49,8	47,4	43	35						
NCBZ2P 32-200NA	7,5	10		13,6	9		63			62,8	62,6	62,5	62,3	62,2	62	60,6	59,5	57,5	49,7	38,6					
NCBZ2P 32-250E	11	15		20,1	9		64,8			64,5	64,2	63,8	63,6	63,4	63	62,5	61	59,5	57,4	55					
NCBZ2P 32-250D	15	20		26,3	8,2		72			71	70,8	70,5	70,2	70	69,6	69,2	68	66	63,5	63	62	56	52	47	
NCBZ2P 32-250C	15	20		26,3	8,2		78			77,8	77,7	77,6	77,5	77,2	76,9	74,6	74,6	72,3	69,2	65,9	62,1	62,1			
NCBZ2P 32-250B	18,5	25		33	8,5		86			85,6	85,4	85,2	85	84,3	84,2	83,6	82,8	81	78,5	75,5	73	73	69,5	65,6	
NCBZ2P 32-250A	22	30		39,2	8,5		94,7			94,5	94,4	94,3	94,2	94	93	92,5	92	90	88	85	81	77	71	63	

Figura 5.5. Catálogo de bombas Aiguapres: serie NCBZ. [22]



## 6.4. Anexo D. Intercambiadores carcasa y tubo: características de diseño normalizadas [13]

O. D. of Tubing	E. W. C. Gauge	Talch- ness Inches	Internal Area Sq. Inch	Sq. Ft. External Surface Per Foot Length	Sq. Ft. Internal Surface Per Foot Length	Weight Per Ft. Length Lbs.*	I. D. Tubing Inches	Moment of Inertia Inches <sup>4</sup>	Section Modulus Inches <sup>3</sup>	Radius of Gyration Inches	Constant C**	O. D. I. D.	Metal Area (Metal Area) Sq. Inch
1/4	22	.028	.0295	.0555	.0508	.866	.194	.00012	.03096	.0792	45	1.289	.0195
1/4	24	.022	.0233	.0453	.0339	.654	.206	.00011	.02083	.0810	52	1.214	.0159
1/4	26	.018	.0186	.0360	.0255	.443	.214	.00009	.01071	.0924	58	1.168	.0131
3/8	18	.049	.0603	.0962	.0725	.171	.277	.00058	.0036	.1164	94	1.254	.0502
3/8	20	.035	.0431	.0682	.0498	.127	.305	.00055	.0029	.1213	114	1.233	.0374
3/8	22	.028	.0299	.0582	.0425	.104	.313	.00046	.0025	.1227	125	1.176	.0305
3/8	24	.022	.0260	.0482	.0367	.083	.331	.00038	.0020	.1248	134	1.133	.0244
1/2	16	.065	.0775	.1309	.0969	.102	.378	.0022	.0086	.1556	168	1.251	.0888
1/2	18	.049	.0569	.1009	.0752	.236	.402	.0018	.0072	.1606	198	1.244	.0694
1/2	20	.035	.0452	.0809	.0526	.174	.430	.0014	.0056	.1649	227	1.163	.0511
1/2	22	.028	.0354	.0609	.0362	.141	.444	.0012	.0046	.1671	241	1.126	.0415
5/8	12	.109	.1301	.1636	.1066	.602	.407	.0061	.0197	.1864	203	1.226	.177
5/8	13	.085	.1066	.1324	.0863	.537	.435	.0057	.0183	.1903	232	1.427	.158
5/8	14	.062	.0753	.0936	.0602	.479	.459	.0053	.0170	.1938	258	1.262	.141
5/8	15	.052	.0617	.0766	.0506	.425	.481	.0049	.0156	.1971	283	1.299	.125
5/8	16	.045	.0524	.0636	.0426	.388	.495	.0045	.0145	.1993	300	1.263	.114
5/8	17	.038	.0431	.0526	.0356	.350	.509	.0042	.0134	.2016	317	1.228	.103
5/8	18	.032	.0358	.0436	.0296	.320	.523	.0037	.0123	.2043	340	1.186	.089
5/8	19	.026	.0296	.0366	.0246	.282	.541	.0033	.0115	.2068	358	1.155	.077
5/8	20	.022	.0243	.0306	.0206	.251	.555	.0028	.0105	.2089	377	1.126	.065
3/4	10	.124	.152	.1962	.1262	.884	.482	.0129	.0344	.2226	265	1.556	.260
3/4	11	.100	.1267	.1662	.1062	.829	.510	.0122	.0326	.2267	319	1.471	.238
3/4	12	.076	.0912	.1162	.0762	.748	.522	.0116	.0309	.2299	347	1.410	.220
3/4	13	.065	.0767	.0962	.0662	.666	.560	.0107	.0285	.2340	384	1.339	.196
3/4	14	.053	.0622	.0762	.0562	.584	.582	.0098	.0262	.2376	418	1.294	.174
3/4	15	.042	.0477	.0562	.0462	.520	.606	.0089	.0238	.2410	450	1.228	.152
3/4	16	.035	.0382	.0462	.0362	.476	.630	.0083	.0221	.2433	471	1.210	.140
3/4	17	.028	.0312	.0362	.0262	.428	.634	.0076	.0203	.2455	492	1.183	.126
3/4	18	.022	.0242	.0262	.0202	.387	.652	.0067	.0178	.2484	511	1.150	.108
3/4	20	.015	.0172	.0162	.0132	.329	.690	.0058	.0124	.2532	547	1.103	.079
7/8	10	.134	.162	.206	.136	1.061	.607	.0221	.0505	.2662	451	1.441	.312
7/8	11	.110	.136	.176	.116	.969	.635	.0208	.0473	.2703	494	1.378	.285
7/8	12	.086	.106	.136	.086	.891	.657	.0196	.0449	.2736	529	1.322	.262
7/8	13	.075	.091	.116	.075	.822	.685	.0189	.0411	.2778	575	1.277	.233
7/8	14	.063	.076	.096	.063	.764	.709	.0184	.0374	.2815	616	1.234	.207
7/8	15	.053	.061	.076	.053	.714	.745	.0177	.0332	.2853	660	1.174	.165
7/8	16	.045	.051	.056	.045	.666	.777	.0169	.0289	.2895	740	1.126	.127
7/8	18	.032	.036	.036	.032	.589	.805	.0162	.0247	.2932	794	1.087	.092
7/8	20	.022	.026	.026	.022	.514	.830	.0152	.0204	.2972	850	1.032	.068
1	8	.165	.193	.237	.167	1.237	.732	.0350	.0700	.3098	656	1.266	.364
1	10	.134	.162	.206	.136	1.129	.760	.0327	.0654	.3140	708	1.216	.322
1	11	.110	.136	.176	.116	1.030	.782	.0307	.0615	.3174	749	1.279	.305
1	12	.086	.106	.136	.086	.941	.810	.0289	.0559	.3217	804	1.235	.270
1	13	.075	.091	.116	.075	.862	.834	.0273	.0507	.3256	852	1.199	.239
1	14	.063	.076	.096	.063	.794	.856	.0267	.0455	.3291	898	1.167	.210
1	15	.053	.061	.076	.053	.736	.870	.0260	.0419	.3314	927	1.149	.191
1	16	.045	.051	.056	.045	.688	.882	.0252	.0376	.3344	977	1.109	.146
1	18	.032	.036	.036	.032	.613	.900	.0242	.0324	.3366	1026	1.065	.106
1	20	.022	.026	.026	.022	.538	.930	.0234	.0277	.3414	1080	1.073	.106
1-1/4	7	.180	.208	.252	.182	1.402	.890	.0390	.0784	.3009	550	1.483	.430
1-1/4	8	.165	.193	.237	.167	1.291	.920	.0373	.0740	.3056	604	1.436	.384
1-1/4	10	.134	.162	.206	.136	1.180	.948	.0357	.0694	.3103	658	1.389	.338
1-1/4	11	.110	.136	.176	.116	1.079	.972	.0342	.0648	.3140	712	1.342	.292
1-1/4	12	.086	.106	.136	.086	.978	.996	.0327	.0602	.3174	766	1.295	.246
1-1/4	13	.075	.091	.116	.075	.897	1.020	.0312	.0556	.3217	820	1.248	.200
1-1/4	14	.063	.076	.096	.063	.826	1.044	.0297	.0510	.3256	874	1.201	.154
1-1/4	15	.053	.061	.076	.053	.755	1.068	.0282	.0464	.3291	928	1.154	.108
1-1/4	16	.045	.051	.056	.045	.684	1.092	.0267	.0418	.3314	982	1.107	.062
1-1/4	18	.032	.036	.036	.032	.613	1.116	.0252	.0372	.3344	1036	1.060	.115
1-1/4	20	.022	.026	.026	.022	.542	1.140	.0242	.0326	.3366	1090	1.013	.069
1-1/2	10	.174	.192	.232	.176	1.355	.922	.0373	.0740	.3056	590	1.404	.405
1-1/2	11	.150	.176	.216	.152	1.244	.948	.0357	.0694	.3103	644	1.357	.359
1-1/2	13	.110	.136	.176	.116	1.133	.972	.0342	.0648	.3140	698	1.310	.313
1-1/2	14	.095	.113	.143	.097	1.022	.996	.0327	.0602	.3174	752	1.263	.267
2	11	.120	.140	.180	.122	1.100	1.060	.0344	.0674	.3140	3795	1.126	.709
2	13	.095	.113	.143	.097	1.022	1.084	.0327	.0628	.3174	4014	1.105	.569
2-1/2	9	.148	.168	.208	.150	1.270	1.204	.0366	.0740	.3056	5951	1.124	1.094

Figura 5.6. Intercambiadores de carcasa y tubos: características de tubos.

37	35	33	31	29	27	25	23¼	21¼	19¼	17¼	15¼	13¼	12	10	8	I.D. of Shell (in.)		
1269	1143	1019	881	763	663	653	481	391	307	247	193	135	105	60	33	¾' on 1½' Δ	Fixed Tubes	One-Pass
1127	1007	889	765	667	577	493	423	343	277	217	157	117	91	57	33	¾' on 1' Δ		
985	805	765	665	587	495	419	355	287	235	183	139	101	85	53	33	¾' on 1' □		
899	633	551	481	427	361	307	247	205	163	133	103	73	57	33	15	1' on 1¼' Δ		
595	545	477	413	359	303	255	215	179	139	111	83	65	45	33	17	1' on 1¼' □		
1242	1088	964	846	734	626	528	452	370	300	228	166	124	94	58	32	¾' on 1½' Δ	Fixed Tubes	Two-Pass
1088	972	858	746	646	556	468	398	320	254	208	154	110	90	56	28	¾' on 1' Δ		
946	840	746	644	500	480	408	346	280	222	172	120	94	78	48	26	¾' on 1' □		
683	608	530	462	410	346	292	244	204	162	126	92	62	52	32	16	1' on 1¼' Δ		
584	522	460	402	348	298	248	218	172	136	106	70	50	40	26	12	1' on 1¼' □		
1126	1008	882	768	648	558	460	398	304	234	180	134	94	64	34	8	¾' on 1½' Δ	U Tubes	Two-Pass
1000	882	772	674	566	464	406	336	270	212	158	108	72	60	26	8	¾' on 1' Δ		
884	778	688	586	500	436	362	304	242	188	142	100	72	52	30	12	¾' on 1' □		
610	532	460	396	340	284	234	192	154	120	84	68	42	26	8	XX	1' on 1¼' Δ		
626	464	406	350	304	256	214	180	134	100	76	58	38	22	12	XX	1' on 1¼' □		
1172	1024	904	788	680	576	484	412	332	260	196	154	108	84	48	XX	¾' on 1½' Δ	Fixed Tubes	Four-Pass
1024	912	802	692	596	508	424	360	292	232	180	134	96	72	44	XX	¾' on 1' Δ		
880	778	688	590	510	440	360	308	242	192	142	120	88	72	48	XX	¾' on 1' □		
638	560	480	422	368	308	258	212	176	138	104	78	60	44	24	XX	1' on 1¼' Δ		
534	476	414	360	310	260	214	188	142	110	84	74	48	40	24	XX	1' on 1¼' □		
1092	978	852	740	622	534	438	378	280	218	166	122	84	56	28	XX	¾' on 1½' Δ	U Tubes	Four-Pass
968	852	744	648	542	462	386	318	254	198	146	98	64	52	20	XX	¾' on 1' Δ		
852	748	660	560	482	414	342	286	226	174	130	90	64	44	24	XX	¾' on 1' □		
584	508	444	376	322	260	218	178	142	110	74	50	30	20	XX	XX	1' on 1¼' Δ		
500	440	384	330	286	238	198	160	122	90	66	50	32	10	XX	XX	1' on 1¼' □		
1106	964	844	732	632	532	440	372	294	230	174	116	80	XX	XX	XX	¾' on 1½' Δ	Fixed Tubes	Six-Pass
964	852	744	640	548	464	388	322	258	202	156	104	66	XX	XX	XX	¾' on 1' Δ		
818	724	634	536	460	394	324	266	212	158	116	78	64	XX	XX	XX	¾' on 1' □		
586	514	442	382	338	274	226	182	150	112	82	56	34	XX	XX	XX	1' on 1¼' Δ		
484	430	368	318	268	220	184	154	116	88	66	44	XX	XX	XX	XX	1' on 1¼' □		
1058	944	820	716	606	510	416	358	272	206	156	110	74	XX	XX	XX	¾' on 1½' Δ	U Tubes	Six-Pass
940	826	720	626	518	440	366	300	238	184	134	88	56	XX	XX	XX	¾' on 1' Δ		
820	718	632	534	458	392	322	268	210	160	118	80	56	XX	XX	XX	¾' on 1' □		
562	488	426	356	304	252	206	168	130	100	68	42	30	XX	XX	XX	1' on 1¼' Δ		
478	420	362	316	268	224	182	152	110	80	60	42	XX	XX	XX	XX	1' on 1¼' □		
1040	902	790	682	576	484	398	332	268	208	140	94	XX	XX	XX	XX	¾' on 1½' Δ	Fixed Tubes	Eight-Pass
902	798	694	588	496	422	344	280	224	170	124	82	XX	XX	XX	XX	¾' on 1' Δ		
760	662	576	490	414	352	286	228	174	132	94	XX	XX	XX	XX	XX	¾' on 1' □		
542	468	400	342	298	240	190	154	120	90	66	XX	XX	XX	XX	XX	1' on 1¼' Δ		
438	388	334	280	230	182	150	128	94	74	XX	XX	XX	XX	XX	XX	1' on 1¼' □		
1032	916	796	688	578	490	398	342	254	190	142	102	68	XX	XX	XX	¾' on 1½' Δ	U Tubes	Eight-Pass
908	796	692	600	498	422	350	296	220	170	122	82	52	XX	XX	XX	¾' on 1' Δ		
792	692	608	512	438	374	300	254	194	146	106	70	48	XX	XX	XX	¾' on 1' □		
540	464	404	340	290	238	190	154	118	90	58	38	24	XX	XX	XX	1' on 1¼' Δ		
456	396	344	300	254	206	170	142	98	70	50	34	XX	XX	XX	XX	1' on 1¼' □		
37	35	33	31	29	27	25	23¼	21¼	19¼	17¼	15¼	13¼	12	10	8	I.D. of Shell (in.)		

Figura 5.7. Diámetro de carcasa y número de tubos en distintos tipos de disposiciones.



# 7 BIBLIOGRAFÍA

---

- [1] Google Maps: <https://www.google.com/maps/place/Repsol+Petr%C3%B3leo+Tarragona/@41.1840869,1.2089396,4719m/data=!3m1!1e3!4m5!3m4!1s0x12a3fd935a22b3a7:0x26f98513541d1295!8m2!3d41.1729493!4d1.2279096>
- [2] FRITZ ULLMANN'S, *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, New Jersey: Wiley Interscience, 2004. Topic: Organic Chemicals: Propanols.*
- [3] FRITZ ULLMANN'S, *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, New Jersey: Wiley Interscience, 2004. Topic: Organic Chemicals: Acetone.*
- [4] IHS Markit [en línea, 23/02/2020] <https://ihsmarkit.com/products/acetone-chemical-economics-handbook.html>
- [5] Grand view research [en línea, 23/02/2020] <https://www.grandviewresearch.com/industry-analysis/acetone-market>
- [6] Cepsa [en línea, 23/02/2020] <https://www.cepsa.com/es/prensa/notas%20%80%93prensa/CEPSA-INAUGURA-SU-PRIMERA-PLANTA-QU%C3%8DMICA-EN-ASIA>
- [7] Diario Huelva Información [en línea, 23/02/2020] [https://www.huelvainformacion.es/huelva/Cepsa-Rabida-produccion-similar-2017\\_0\\_1326767562.html](https://www.huelvainformacion.es/huelva/Cepsa-Rabida-produccion-similar-2017_0_1326767562.html)
- [8] carboneros.org [en línea, 26/02/2020] <http://carboneros.org/clients/articles/woodpyrolysis/esp/>
- [9] ACS Publications <https://pubs.acs.org/doi/full/10.1021/ie901923a>
- [10] R.M. RIOUX, M.A. VANNICE. *Dehydrogenation of isopropyl alcohol on carbon-supported Pt and Cu-Pt catalysts.*
- [11] DAVID VELÁZQUEZ. *Tecnología Energética, tema 2: Fluidos caloportadores.*
- [12] *Fluidos de transferencia de calor Dowtherm, syltherm, dowfrost, y dowcal.* Guía de productos.
- [13] ROCÍO GONZÁLEZ FALCÓN Y DAVID VELÁZQUEZ.. *Tablas y gráficos. Tecnología Energética..*
- [14] COULSON & RICHARDSON'S. *Chemical Engineering Design. Volume 6.* R. K. Sinnott (2005).
- [15] SERTH, ROBERT W.; LESTINA, THOMAS. *Process heat transfer: principles and applications.* Oxford, England ; Waltham, Massachusetts : Academic Press; 2014.
- [16] DAVID VELÁZQUEZ. *Tecnología Energética, tema 1: Cambiadores de calor.*
- [17] *Standards of the tubular exchangers. Manufacturers association.* 9ª edition.
- [18] DAVID VELÁZQUEZ. *Tecnología Energética, tema 3: Generación de energía térmica.*
- [19] ROBERT H. PERRY. *Perry's Chemical Engineers' Handbook.* 8ª edition, McGraw-Hill.
- [20] PEMEX. *Protección de áreas y tanques de almacenamiento de productos inflamables y combustibles. Norma NRF-015-PEMEX-2012.*

- [21] *Bombas HASA. Catálogo general 2018.*
- [22] *Bombas Aiguapres. Catálogo de bombas de agua.*
- [23] *Shell, US4472593, 1982.*
- [24] *Les Usines de Melle, GB1097819, 1966.*
- [25] *Engelhard Ind., GB823514, 1958.*
- [26] *BPM, GB392652, 1931.*
- [27] *Standard Oil, GB665376, 1949.*
- [28] [en línea, 13/05/2020] <https://diseodeprocesoacetona.wordpress.com/>
- [29] ESMERALDA PORTILLO. *Anexo I. Parámetros de cálculo de adquisiciones de equipos mediante correlaciones.*
- [30] Global Petrol Prices. [en línea, 06/06/2020] [https://es.globalpetrolprices.com/methane\\_prices/](https://es.globalpetrolprices.com/methane_prices/)