

TRABAJO DE FIN DE GRADO

# Síntesis de Anhídrido Acético a partir de Acetona y Ácido Acético. Diseño del absorbedor.

DISEÑO MECÁNICO DE LA COLUMNA DE  
ABSORCIÓN.  
DESCRIPCIÓN DEL LAYOUT.

**Identificador:** TFGEQ\_2122\_fouedghiri

**Miembros:** Alsina Cardós, Júlia  
Espino Urgell, Carla  
Ouedghiri Ben Otmane, Fatima Ezzahra

**Tutor:** Miguel Ángel Navarro

Tarragona, 10 de junio de 2021

**Departament d'Enginyeria Química. Universitat Rovira i Virgili.**  
**Vist i plau pel lliurament i defensa del TFG del grau d'Enginyeria Química.**

TÍTOL DEL TFGEQ: SÍNTESIS DE ANHÍDRIDO ACÉTICO A PARTIR DE ACETONA Y ÁCIDO ACÉTICO. DISEÑO DEL ABSORBEDOR

SUBTÍTOL: Diseño mecánico de la columna de absorción y Descripción del layout.

AUTOR: Fatima Ezzahra Ouedghiri Ben Otmane.

CURS ACADÈMIC: 2020 - 2021

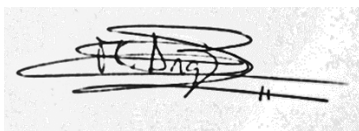
**VIST I PLAU DEL TUTOR ACADÈMIC**

En/Na Miguel Ángel Navarro Amorós

en la seva capacitat de tutor acadèmic fa constar que considera que el TFGEQ

- és adequat i en conseqüència recomana la seva defensa
- no en recomana la defensa per presentar les mancances exposades en el document annex

Signatura:



Data:

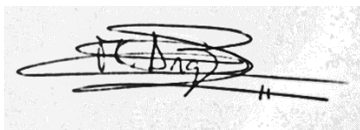
10/06/2021

**DECLARACIÓ D'ABSÈNCIA DE CONFLICTES DE CONFIDENCIALITAT**

En/Na Miguel Ángel Navarro Amorós, en la seva capacitat de supervisor extern<sup>(\*)</sup> del treball fa constar que ha revisat el contingut del TFGEQ i que no conté cap informació que pugui ser considerada com confidencial per part de l'empresa Inprocess Technology S.A.

(\*) Cas que el TFGEQ no sigui extern serà el professor tutor qui emplenarà aquesta secció

Signatura:



Data:

10/06/2021



## **ABSTRACT**

Acetic anhydride is an important component in the industry, given that it can be used as a synthesizer, a reagent, a coating material and a plasticizer. It also has a great range of uses as a raw or intermediate material for a lot of common industrial processes, mainly in the following ones: the tobacco industry, pharmaceutical industry, agrochemical industry, food & beverage industry, textile industry and so on.

Consequently, the Acetic Anhydride market size is anticipated to increase in the upcoming years to reach a production of 3,5 million tons/year by 2026.

The aim of this work is to design the absorption column that will recover the raw materials associated to the process of producing acetic anhydride - acetone and acetic acid -, that are found in elevated quantities in the exit stream of the quench reactor. This recovery could mean an important asset from an economical point of view, as well as to meeting environmental law regulations that have to do with waste disposal.

In the following pages, the description of the production process of Acetic anhydride is to be given, as well as both the internal and mechanical design of the absorption column, the specification of the auxiliary equipment, the control system and the instrumentation of the unit and finally an economical study that englobes all the items taken into account for this study.

## ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN.....	8
1.1. Agradecimientos .....	8
2. ETAPA PRELIMINAR.....	9
2.1. Alcance del proyecto.....	9
2.2. Planificación del proyecto.....	9
2.2.1. Diagrama de <i>Gantt</i> .....	10
3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO .....	11
3.1. <i>Process Flow Diagram</i> (PFD) .....	12
4. ESTUDIO PRELIMINAR PARA EL CÁLCULO DE LA CORRIENTE GASEOSA ALIMENTADA AL ABSORBEDOR.....	15
4.1. Paquete termodinámico .....	15
4.2. Simulaciones .....	16
4.2.1. Cálculo alimentación de gas (Corriente 16) .....	16
4.2.2. Cálculo alimentación de ácido acético (Corriente 20).....	17
5. DETERMINACIÓN CONDICIONES ÓPTIMAS DE LA COLUMNA .....	19
5.1. <i>Case studies</i> .....	19
5.1.1. Cálculo de costes .....	20
5.2. Determinación de la temperatura óptima de operación.....	21
5.3. Condiciones óptimas .....	22
6. DISEÑO DE LA COLUMNA.....	24
6.1. Configuración.....	24
6.1.1. Absorbedor de platos .....	24
6.1.2. Absorbedor de relleno.....	24
6.1.3. Comparativa.....	25
6.1.4. Decisión final .....	27
6.2. Elementos internos de la columna.....	27
6.3. Comprobación de operación de la columna .....	28
6.3.1. Porcentaje de inundación .....	29
6.3.2. Máxima capacidad de operación (MOC).....	29
6.3.3. Humectación de la columna de relleno.....	29
7. DISEÑO MECÁNICO DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN .....	30
7.1. Material de construcción .....	30
7.2. Partes internas de la columna empacada.....	31
7.2.1. Desnebulizador ( <i>Demister</i> ).....	32

7.2.2.	Distribuidor de líquido y redistribuidor de líquido.....	34
7.2.3.	Limitador de lecho/Platos de contención.....	36
7.2.4.	Soporte del relleno.....	36
7.3.	Estructura de la columna y soportes.....	38
7.3.1.	Espesor de la columna y de los cabezales.....	38
7.3.2.	Cálculo de faldón.....	42
7.3.3.	Refuerzo de las aperturas.....	45
7.4.	Hoja de especificación de la columna.....	48
8.	EQUIPOS AUXILIARES.....	50
8.1.	Tuberías.....	50
8.1.1.	Diámetro y espesor.....	50
8.1.2.	Aislante.....	51
8.2.	Intercambiador de calor.....	55
8.3.	Bomba.....	58
8.3.1.	Estudio de la cavitación.....	59
8.4.	Compresor.....	63
8.4.1.	Compresores industriales.....	63
8.4.2.	Comparativa y elección.....	63
8.5.	Válvulas.....	65
8.5.1.	Válvula de compuerta.....	65
8.5.2.	Válvula de control automática.....	66
8.5.3.	Válvula antirretorno.....	66
8.5.4.	Tabla de especificación de las válvulas.....	67
9.	CONTROL E INSTRUMENTACIÓN.....	69
9.1.	<i>Piping and instrumentation diagram (P&amp;ID)</i> .....	69
9.2.	Control.....	72
9.2.1.	Control de la temperatura del corriente de la corriente de absorbente.....	72
9.2.2.	Control de la concentración de acetona en el corriente de salida del absorbedor	72
9.2.3.	Control de la presión de la columna de absorción.....	73
9.2.4.	Control del nivel de la columna de absorción.....	73
9.2.5.	Control de la línea de flujo mínimo de la bomba P-101.....	73
9.3.	Instrumentación.....	74
9.3.1.	Medidores.....	74
9.3.2.	Transmisores.....	77

9.3.3.	Controladores.....	78
9.3.4.	Actuadores .....	79
10.	DISPOSICIÓN DE LA PLANTA .....	81
10.1.	Consideraciones generales.....	81
10.2.	Consideraciones de proceso .....	81
10.3.	<i>Layout</i> .....	82
11.	MANUAL DE OPERACIÓN.....	85
11.1.	Puesta en marcha .....	85
11.2.	Operación normal .....	86
11.3.	Parada .....	86
12.	ESTUDIO ECONÓMICO .....	87
12.1.	Cálculo costes .....	87
12.2.	Resultados finales .....	88
13.	CONCLUSIONES .....	90
14.	REFERENCIAS.....	91
A.	ANEXOS.....	94
A.1.	Planificación del proyecto.....	94
A.2.	Resultados obtención configuración óptima .....	95
A.3.	Gráficas elementos internos columna .....	99
A.4.	Especificaciones .....	101
A.4.1.	Intercambiador .....	101
A.4.2.	Hoja técnica bomba .....	102
A.5.	Tabla referencia <i>Layout</i> .....	104

## 1. INTRODUCCIÓN

<b>Título</b>	Síntesis de Anhídrido Acético a partir de Acetona y Ácido Acético. Diseño del absorbedor.	
<b>Identificador</b>	TFGEQ_2122	
<b>Tutor</b>	Miguel Ángel Navarro	
<b>Día</b>	10/06/2021	Tarragona
<b>Miembros</b>	Júlia Alsina Cardós Carla Espino Urgell Fatima Ezzahra Ouedghiri Ben Otmane	(Azul) (Rojo) (Verde)

El principal objetivo del presente trabajo se basa en el diseño de una columna de absorción de acetona para la implementación de una planta de producción de anhídrido acético a partir de ácido acético y acetona.

El anhídrido acético es un compuesto clave en la industria farmacéutica, ya que se usa para la síntesis de fármacos como la aspirina o el paracetamol, aunque la mayor parte de la producción de anhídrido acético se destina a la fabricación de acetato de celulosa. Los usos del anhídrido acético incluyen la fabricación de productos químicos industriales, otros productos farmacéuticos, perfumes, plásticos, fibras sintéticas, explosivos y herbicidas entre otros.

### 1.1. Agradecimientos

Agradecer a todos los compañeros de grado, amigos y profesores que han estado con nosotras durante estos cuatro años.

Agradecer a nuestras familias, por animarnos cuando no podíamos más y por celebrarlo cuando lo conseguíamos.

Por último, un enorme agradecimiento al Dr. Miguel Ángel Navarro por toda su atención durante el proyecto, por su tutorización y por su ayuda para sacar este trabajo adelante.

## **2. ETAPA PRELIMINAR**

### **2.1. Alcance del proyecto**

El proyecto propone el diseño y la determinación de las condiciones de operación óptimas de la columna de absorción - instalada en una zona intermedia del proceso - que tiene como objetivo principal recuperar la materia prima utilizada en el proceso (acetona y ácido acético), lo que supondría un ahorro substancial para la planta.

Inicialmente, el objetivo era cubrir el 1% de la producción mundial prevista para el 2026 que es de alrededor de 3,5 millones de toneladas de anhídrido acético (ref.1). Sin embargo, después de haber evaluado la producción de los mayores proveedores de anhídrido acético, se ha decidido igualar la producción a la de *Jubilant* (ref.2)- que es el séptimo mayor fabricante de anhídrido acético a nivel mundial- lo que representaría alrededor del 2% de la producción mundial prevista para el 2026. Por lo tanto, la capacidad de producción de la planta será de 693.617 T/año de anhídrido acético.

El alcance se ha definido en los puntos descritos a continuación:

- Simulación del proceso con el fin de determinar la alimentación a la columna a diseñar (no se incluye el tratamiento de la corriente en la cual se encuentra el producto final).
- Determinación de las condiciones óptimas del equipo a partir del requerimiento energético de los equipos asociados.
- Diseño de la columna de absorción para determinar su especificación y la de sus equipos auxiliares.
- Implementación de un control de proceso e instrumentación para asegurar el correcto funcionamiento del equipo.
- Hojas de especificación de los equipos auxiliares.
- Estudio de la disposición de la planta (*layout*).
- Evaluación económica del proyecto.

### **2.2. Planificación del proyecto**

En el anexo A.1 se muestra la tabla con las tareas realizadas con fecha de inicio y fin de acuerdo con la última versión del Diagrama de *Gantt* mostrado a continuación.

2.2.1. Diagrama de Gantt



Figura 2.2.1.1. Diagrama de Gantt.

### 3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

A continuación, se describe el proceso de la síntesis del anhídrido acético.

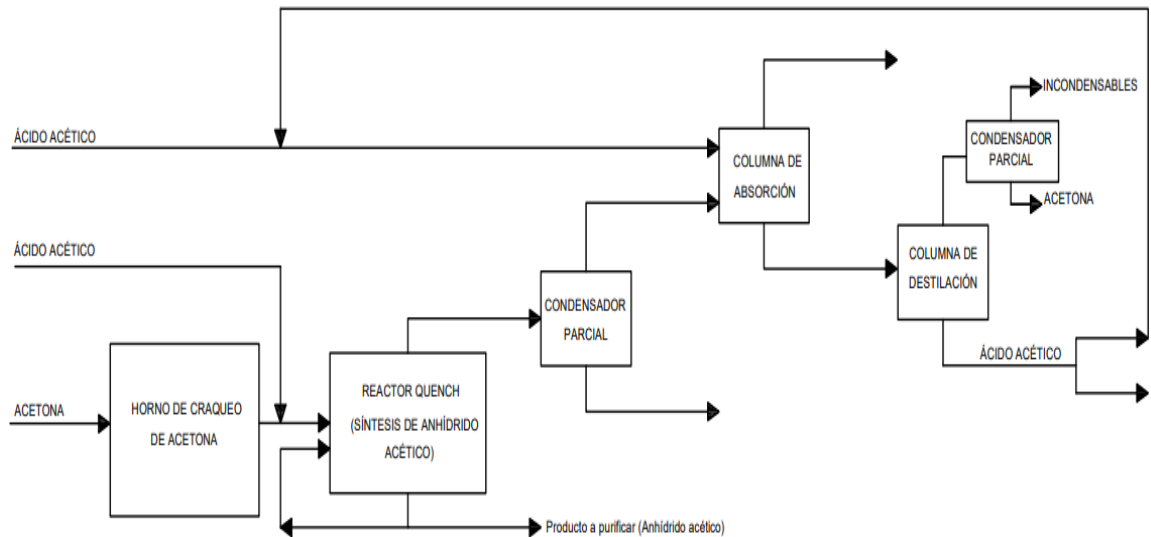


Figura 3.1. Diagrama de bloques del proceso.

El proceso comienza en el reactor de craqueo (CRV-001), donde la acetona (mezcla de acetona recuperada y acetona fresca alimentada externamente), es calentada hasta alcanzar las condiciones de craqueo (730°C y 1 atm) con el fin de obtener la cetona, principal reactivo para la obtención de ácido acético.

En el reactor CRV-001, se realiza el craqueo de la acetona según la reacción principal (3.1) que descompone la acetona en metano y cetona, pero también se da una reacción secundaria (3.3) en la cual se obtiene hidrógeno, monóxido de carbono y carbono.

Por otro lado, dado que la cetona es un compuesto inestable (su descomposición térmica se da a partir de 530°C) (ref.3), también se produce su descomposición según la reacción (3.2) (ref.3-ref.4).



Las condiciones de operación fijadas (ref.4) de este reactor son de 1 bar y 730°C. Se tiene una conversión de 0,377 del total de acetona alimentada a cetona para la primera reacción (3.1), una conversión de 0,100 para la segunda reacción (3.2) respecto la cetona y finalmente una conversión de 0,139 para la reacción (3.3) respecto el total de acetona alimentada.

Los productos del primer reactor se derivan al siguiente reactor-enfriador (*quench*). Esta corriente se pone en contacto con una corriente líquida compuesta principalmente por ácido acético y una pequeña cantidad de anhídrido acético. En dicho reactor se produce la reacción de formación de anhídrido acético a partir de la cetona y del ácido acético (3.4). Las condiciones

de operación de este reactor que se requieren para poder suponer una conversión total de la cetena (ref.5) son: que por una parte la temperatura del líquido a la salida del equipo deber ser de aproximadamente 80°C y que su concentración molar en ácido acético sea de al menos un 50% (ref.6).



Del segundo reactor (CRV-002), salen dos corrientes: la corriente 8 en fase líquida y la 12 en fase vapor. Una parte de la corriente 8 se vuelve a recircular al reactor (corriente 11) para poder enfriar la unidad y mantenerla a 80°C y la otra corriente (corriente 9) sería la que finalmente contiene el producto, anhídrido acético.

Con el objetivo de recuperar los reactivos, la corriente 13 se alimenta a un condensador parcial. De éste, sale la corriente 15 en fase vapor, que pasa por el compresor (C-101) que le permite acondicionar la corriente a la presión del fondo de la columna de absorción T-201 donde se alimenta.

Por otra parte, a la misma columna (T-201) se alimenta una corriente líquida de ácido acético (corriente 20), compuesto que se usa en este caso como absorbente de acetona. Dicha corriente, se alimenta a la cabeza de columna después de haber pasado por la bomba (P-101) para aumentar la presión de la corriente a la presión de cabeza de la columna de absorción.

De la columna de absorción (T-201), se obtienen dos productos principales. El producto gaseoso obtenido por la cabeza del absorbedor compuesto principalmente por los gases incondensables (CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, CO) y trazas de acetona y ácido acético. El producto líquido obtenido por el fondo del absorbedor compuesto principalmente de acetona (recuperada de la corriente gaseosa alimentada al absorbedor) y ácido acético (sustancia utilizada como absorbente para la recuperación de la acetona).

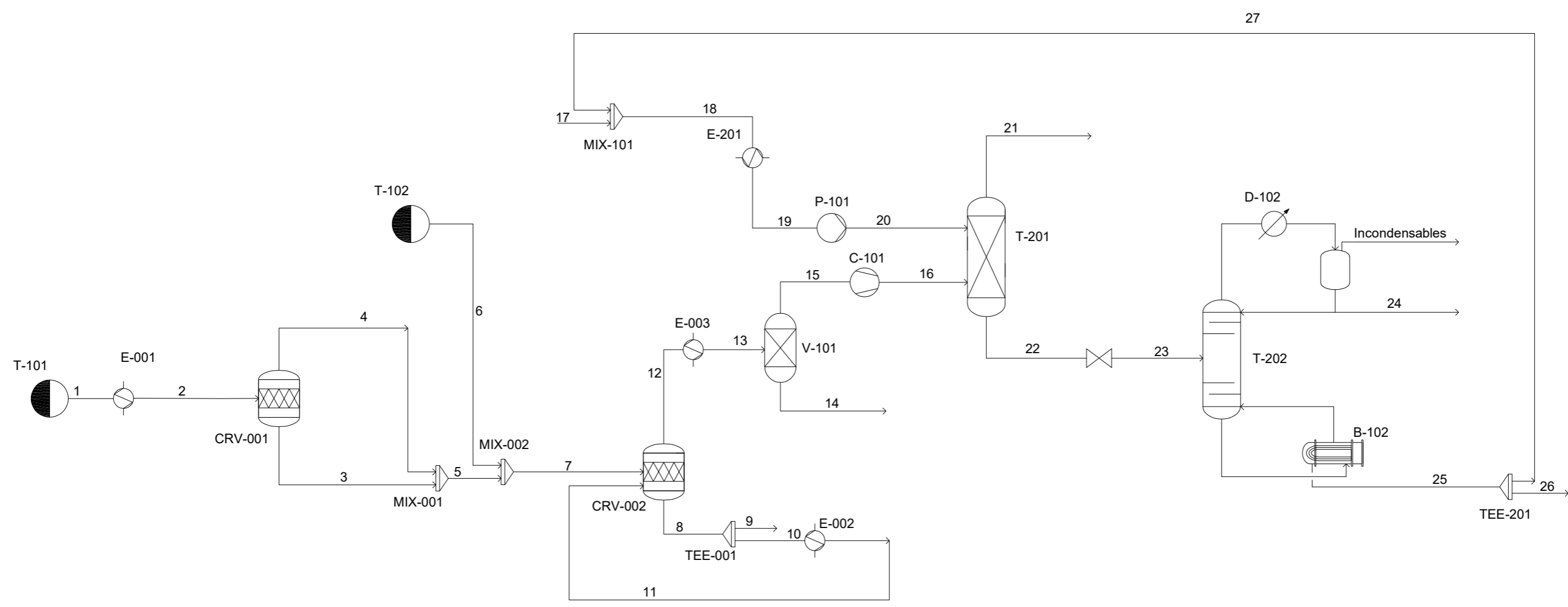
La corriente 22, se lleva a la columna de destilación T-202 donde se hará la separación final del ácido acético y la acetona. La corriente 25 que sale del fondo de columna, tiene una composición del 0,99 en ácido acético. Parte de esta corriente se recircula a la entrada del reactor (CRV-002), y la otra parte se destina a alimentar la columna de absorción (T-201). También se añade una corriente de *make-up* de ácido acético para mantener el caudal necesario de este componente para el funcionamiento de esta unidad.

Queda *out of scope* el tratamiento de las siguientes corrientes: la corriente 9, 21, 24 y 26.

### 3.1. Process Flow Diagram (PFD)

A continuación, se muestra el *Process Flow Diagram* (PFD) junto con el balance de materia del proceso.

- T-101  
Tanque  
Acetona
- T-102  
Tanque  
Ácido acético
- CRV-001  
Horno de  
craqueo
- CRV-002  
Reactor
- V-101  
Separador  
Flash
- T-201  
Absorbedor  
de acetona
- T-202  
Columna  
de acetona
- C-101  
Compresor
- P-101  
Bomba
- E-201  
Intercambiador  
de calor
- E-001  
Intercambiador  
de calor
- E-002  
Intercambiador  
de calor
- E-003  
Intercambiador  
de calor
- MIX-001  
Mixer
- MIX-002  
Mixer
- MIX-101  
Mixer
- TEE-001  
Mixer
- TEE-201  
Mixer
- D-102  
Condensador  
parcial
- B-102  
Reboiler  
columna  
acetona



BALANCE DE MATERIA																													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	11-BIS	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	Incondensables
Temperatura [°C]	25	730	730	730	730	25	201	80	80	80	50	50	80	40	40	40	144	22	49	25	25	32	97	96	40	142	142	142	40
Presión [kPa]	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	380.5	100	100	100	380	380	380.5	200	150	200	200	200	150
Caudal Molar [kmol/h]	275.5	275.5	76.6	499.4	576.0	354.5	930.5	9364.5	356.2	9008.3	9008.3	9009.7	482.2	482.2	130.2	352.0	352.0	347.7	433.7	433.7	433.7	271.7	513.4	513.4	67.6	440.1	354.1	86.0	5.7
Caudal Másico [kg/h]	16000	16000	920	15080.2	16000.1	21287.6	37287.7	547994.3	20844.0	527150.3	527150.3	527150.3	16443.1	16443.1	8368.1	8074.9	8074.9	20878.8	26049.3	26049.3	26049.3	3545.5	30538.7	30538.7	3896.2	26458.4	21287.6	5170.8	184.1
Fracción de vapor	0.000	1.000	0.000	1.000	0.867	0.000	0.918	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	0.730	0.000	1.000	1.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.995	0.000	0.004	0.000	1.950E-10	1.950E-10	1.950E-10	1.000
FRACCIONES MOLARES																													
Molar fraction	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	11-BIS	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	Incondensables
Acetone	1.0000	1.0000	0.0000	0.2670	0.2315	0.0000	0.1433	0.0665	0.0665	0.0665	0.0665	0.0662	0.2224	0.2224	0.2947	0.1953	0.1953	0.0000	3.10E-05	3.10E-05	3.10E-05	0.0001	0.1337	0.1337	0.9818	0.0002	0.0002	0.0002	0.3812
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.2080	0.1803	0.0000	0.1116	2.61E-04	0.0003	0.0003	0.0003	0.0003	0.2152	0.2152	0.0006	0.2951	0.2951	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.3683	0.0070	0.0070	0.0101	0.0000	0.0000	0.0000	0.5180
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.2300	0.1994	0.0000	0.1235	1.94E-05	1.94E-05	1.94E-05	1.93E-05	1.93E-05	0.2382	0.2382	2.09E-05	0.3269	0.3269	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.4222	0.0003	0.0003	1.46E-05	0.0000	0.0000	0.0000	0.0288
Carbon monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0975	0.0845	0.0000	0.0523	2.68E-05	2.68E-05	2.68E-05	2.68E-05	2.66E-05	0.1009	0.1009	0.0001	0.1385	0.1385	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1786	0.0003	0.0003	2.74E-05	0.0000	0.0000	0.0000	0.0225
Ketene	0.0000	0.0000	0.0000	0.1872	0.1623	0.0000	0.1005	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Acetic Acid	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.3810	0.4960	0.4960	0.4960	0.4960	0.4962	0.1803	0.1803	0.5897	0.0279	0.0279	1.0000	0.9997	0.9997	0.9997	0.0131	0.8566	0.8566	0.0066	0.9982	0.9982	0.9982	0.0001
Anhydride Acetic	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.2178	0.2178	0.2178	0.2178	0.2177	0.0323	0.0323	0.1149	0.0016	0.0016	0.0000	0.0003	0.0003	0.0003	2.22E-06	0.0014	0.0014	0.0000	0.0016	0.0016	0.0016	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.1330	0.0000	0.0823	0.2194	0.2194	0.2194	0.2194	0.2195	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethylene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0104	0.0090	0.0000	0.0056	4.61E-05	4.61E-05	4.61E-05	4.61E-05	4.57E-05	0.0107	0.0107	0.0001	0.0147	0.0147	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0176	0.0007	0.0007	0.0015	0.0000	0.0000	0.0000	0.0494
Total	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000

UNIVERSIDAD ROVIRA Y VIRGILI

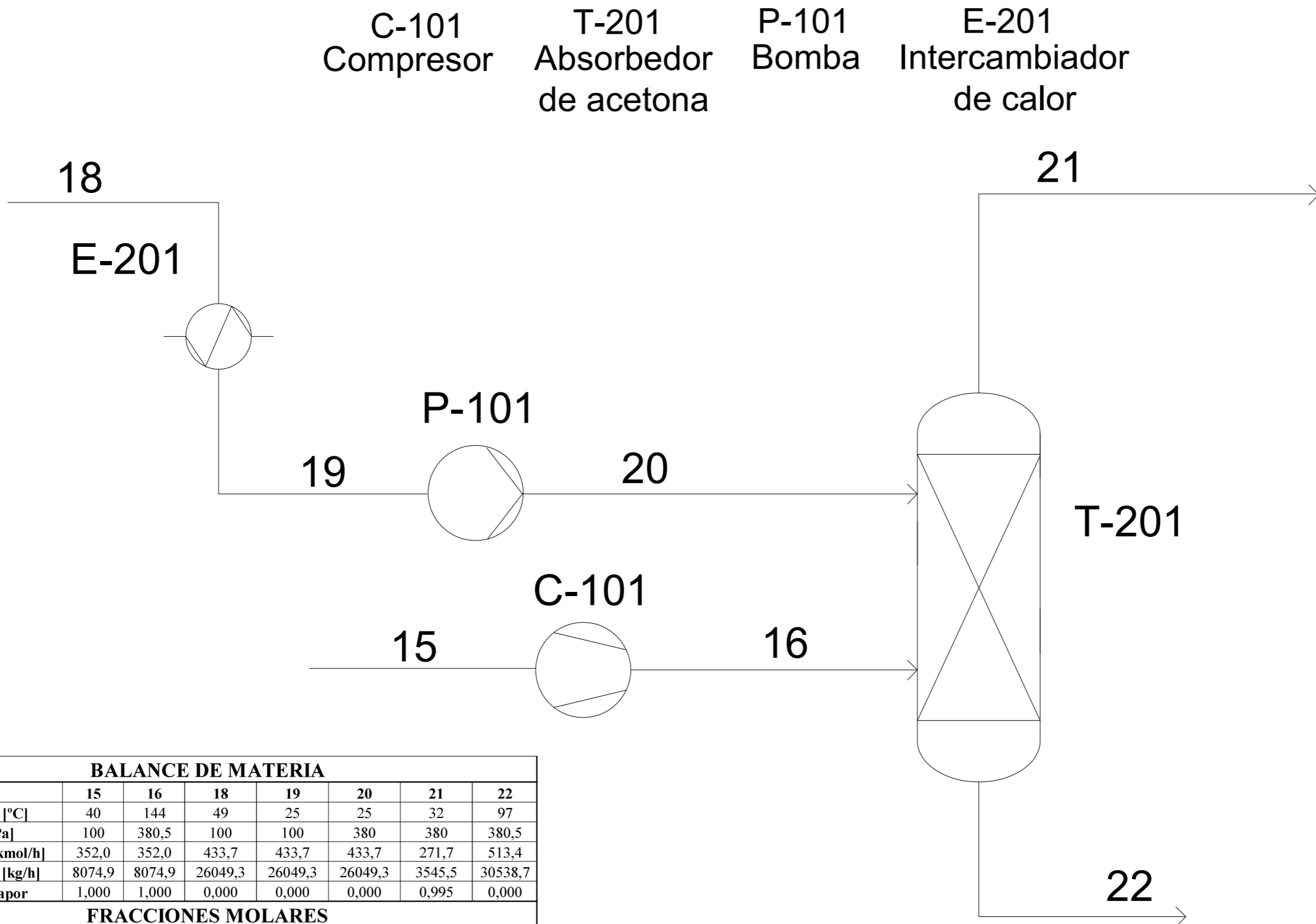
PFD

Dibujado por: Júlia Alsina

Fecha: Mayo 2021

CREADO CON UNA VERSION PARA ESTUDIANTES DE AUTODESK

CREADO CON UNA VERSION PARA ESTUDIANTES DE AUTODESK



BALANCE DE MATERIA							
	15	16	18	19	20	21	22
Temperatura [°C]	40	144	49	25	25	32	97
Presión [kPa]	100	380,5	100	100	380	380	380,5
Caudal Molar [kmol/h]	352,0	352,0	433,7	433,7	433,7	271,7	513,4
Caudal Másico [kg/h]	8074,9	8074,9	26049,3	26049,3	26049,3	3545,5	30538,7
Fracción de vapor	1,000	1,000	0,000	0,000	0,000	0,995	0,000
FRACCIONES MOLARES							
Molar fraction	15	16	18	19	20	21	22
Acetone	0,1953	0,1953	3,10E-05	3,10E-05	3,10E-05	0,0001	0,1337
Methane	0,2951	0,2951	0,0000	0,0000	0,0000	0,3683	0,0070
Hydrogen	0,3269	0,3269	0,0000	0,0000	0,0000	0,4222	0,0003
Carbon monoxide	0,1385	0,1385	0,0000	0,0000	0,0000	0,1786	0,0003
Ketene	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
AceticAcid	0,0279	0,0279	0,9997	0,9997	0,9997	0,0131	0,8566
Anhidride Acetic	0,0016	0,0016	0,0003	0,0003	0,0003	2,22E-06	0,0014
Carbon	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ethylene	0,0147	0,0147	0,0000	0,0000	0,0000	0,0176	0,0007
Total	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000

UNIVERSIDAD ROVIRA Y VIRGLI	
PFD (ALCANCE)	Dibujado por: Júlia Alsina
	Fecha: Mayo 2021

## **4. ESTUDIO PRELIMINAR PARA EL CÁLCULO DE LA CORRIENTE GASEOSA ALIMENTADA AL ABSORBEDOR**

A partir de unas condiciones iniciales fijadas (de los documentos *1958 problem, Aiche, Thermal cracking of acetone I y Production Of Acetic Anhydride From Acetone\* By W. Gerard Daroux*) se realiza la simulación del proceso de obtención de anhídrido acético mediante el programa *Aspen Hysys* para poder obtener la composición de la corriente a tratar por la columna de absorción.

Por otro lado, se utilizan herramientas de dicho programa para poder ajustar valores que permiten mantener las condiciones fijadas y obtener los resultados requeridos.

### **4.1. Paquete termodinámico**

Para la simulación del proceso, el paquete termodinámico escogido (con la ayuda del asistente de paquetes termodinámicos del simulador) ha sido el *NRTL-HOC*.

El modelo *NRTL (Non-Random-Two-Liquid)*, es especialmente interesante para este estudio ya que permite determinar los coeficientes de actividad para las soluciones que contienen ácidos carboxílicos a presiones moderadas. Este modelo es capaz de representar el comportamiento de los sistemas con equilibrio líquido-vapor (VLE), líquido-líquido (LLE) y líquido-líquido-vapor (VLLE) de manera satisfactoria. También las entalpías de mezcla, las solubilidades relativas en fase líquida y los coeficientes de actividad a dilución infinita para un gran número de sistemas binarios con varios componentes polares y apolares; es un modelo termodinámicamente consistente que puede ser aplicado a sistemas ternarios o de superior orden a partir de parámetros obtenidos de los distintos binarios de la mezcla.

El modelo *NRTL* también se basa, además del concepto de composición local, en el concepto de dispersión no aleatoria. Éste último, trata la no aleatoriedad de la repartición de moléculas en la solución que se provoca por las diferencias existentes entre las energías de interacción de las moléculas entre sí.

La ecuación *NRTL (Non-Random-Two-Liquid)* que se utiliza en este estudio contiene cinco parámetros (dependientes e independientes con la temperatura) para el ajuste del par binario.

$$\ln \gamma_j = \frac{\sum_{j=1}^n r_{ji} x_j G_{ji}}{\sum_{k=1}^n x_k G_{ki}} + \sum_{j=1}^n \left( \frac{x_j G_{ij}}{\sum_{k=1}^n x_k G_{kj}} \right) \left( r_{ij} - \frac{\sum_{m=1}^n r_{mi} x_m G_{mi}}{\sum_{k=1}^n x_k G_{ki}} \right) \quad (4.1.1)$$

Donde,

$\gamma_j$ : coeficiente de actividad del componente i

$$G_{ij} = \exp(-r_{ij} a_{ij})$$

$$r_{ij} = \frac{a_{ji} + b_{ij} \cdot T}{RT}$$

$x_i$ : fracción molar del componente i

T: temperatura (K)

N: número total de componentes

$a_{ij}$ : parámetro de energía no dependiente de la temperatura entre los componentes i y j (cal/gmol)

$b_{ij}$ : parámetro de energía dependiente de la temperatura entre los componentes  $i$  y  $j$  (cal/gmol)

La variante NRTL-HOC es la variante del modelo NRTL asociada la correlación de Hayden y O'connell, que presenta un método general para predecir el segundo coeficiente de la ecuación del Virial teniendo en cuenta las contribuciones al sistema por interacciones físicas y las contribuciones químicas. Incorpora la teoría química de dimerización y considera fuertes efectos de asociación y solvatación incluidos los que se encuentran en sistemas que contienen ácidos orgánicos como sería este caso (ref.6).

## 4.2. Simulaciones

En los siguientes apartados se muestran las diferentes simulaciones con los diferentes procedimientos que se han llevado a cabo con tal de conseguir el modelo final y las corrientes necesarias para el funcionamiento de la columna.

### 4.2.1. Cálculo alimentación de gas (Corriente 16)

En primer lugar, en la figura 4.2.1.1 se puede observar el diagrama preliminar del simulador *Aspen Hysys* creado para obtener la corriente de alimentación al absorbedor, su composición y sus condiciones.

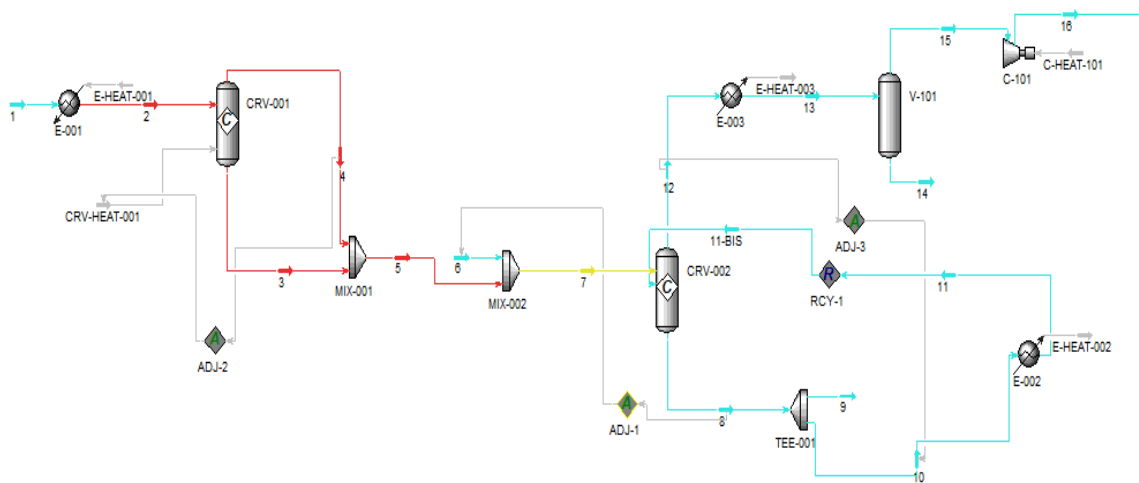


Figura 4.2.1.1 Modelo preliminar *Aspen Hysys*.

A continuación, se explica el modelo creado para el estudio de esta corriente (16).

Primeramente, para determinar el caudal de la corriente de ácido acético que se alimenta al reactor CRV-002, se ha utilizado la herramienta *ADJUST* para ajustar el caudal másico de tal forma que la fracción molar de ácido acético en la corriente de salida (en fase vapor) sea de 0,5. Se ha establecido este valor, dado que es una de las condiciones para suponer una conversión de cetona del 100% en el reactor como se ha mencionado anteriormente.

Con la herramienta *ADJUST*, se realizan iteraciones hasta llegar al punto especificado.

Por otro lado, se recircula al reactor CRV-002 parte de la salida en fase líquida (corriente 10) a través de la herramienta *RECYCLE*, la cual se utiliza para evitar problemas de inconsistencia en cuanto al balance de materia. El *ADJUST* que se implementa en esta unidad,

permite ajustar el caudal másico de la corriente 10 (que representa la fracción de la corriente 8 que se recircula al reactor) de tal forma que se pueda conseguir una temperatura de 80°C en el reactor, siendo esta la otra condición para suponer una conversión de cetena del 100%.

Después de seguir estos pasos se consigue la composición de la corriente a tratar por la columna de absorción.

En la tabla 4.2.1.1, se muestran los datos obtenidos de la corriente 16 cuyas condiciones son 144°C de temperatura y 3,8 bares de presión.

Taula 4.2.1.1. Composición de la corriente 16.

Compuesto	Caudal molar (kmol/h)	Fracción molar
Acetona	68,62	0,1953
Metano	103,7	0,2951
Hidrógeno	114,9	0,3269
Monóxido de carbono	48,66	0,1385
Ácido acético	9,811	0,0279
Anhídrido acético	0,562	0,0016
Etileno	5,156	0,0147
Total	351,4	1,000

Por otro lado, obtenemos la corriente en la cual se encuentra el producto, anhídrido acético. El caudal de anhídrido acético que se obtiene es de 79.180 kg/h y se encuentra con una pureza del 38%. Por lo tanto, se considera que se consiguen las condiciones de proceso para cumplir con la especificación de producción.

#### 4.2.2. Cálculo alimentación de ácido acético (Corriente 20)

En la siguiente figura se muestra el modelo de *Aspen Hysys* creado después de determinar la corriente de alimentación a la columna y sus condiciones.

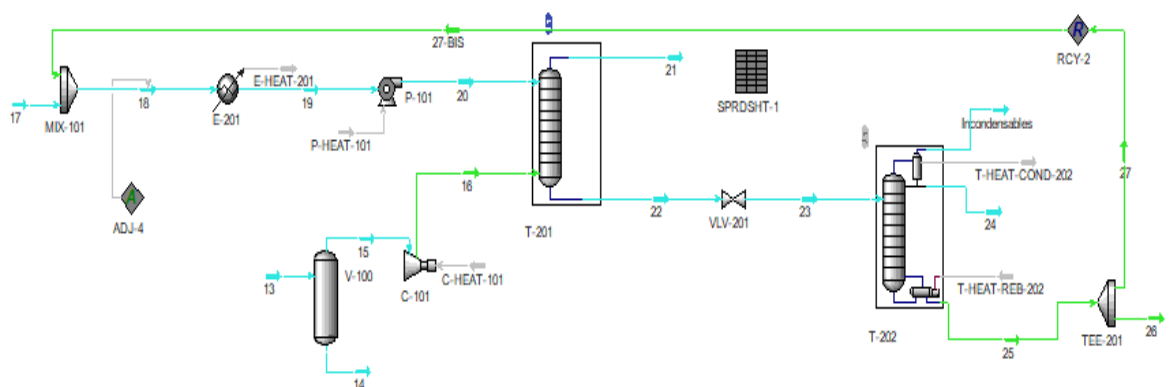


Figura 4.2.2.1. Modelo *Aspen* que describe la simulación del entorno del absorbedor (Unidad T-201).

Para determinar el caudal de la corriente de ácido acético, que se alimenta a la columna de absorción, el cual es el absorbente del proceso, se ha utilizado nuevamente la herramienta *ADJUST* para ajustar el caudal másico de tal forma que la fracción molar de acetona en la

corriente de salida (en fase vapor) sea de 0,0001. Esta fracción se ha establecido de tal forma que se pueda recuperar la máxima cantidad de acetona por el fondo de la columna.

Adicionalmente, mediante la herramienta *RECYCLE* se recircula una parte de la corriente que sale de la columna de destilación T-202, la corriente 26 (99% molar en ácido acético), a la entrada del absorbedor con tal de minimizar el gasto de ácido acético.

Finalmente, el simulador calcula el caudal de la corriente de *make-up* de ácido acético que se tiene que proporcionar al sistema.

## 5. DETERMINACIÓN CONDICIONES ÓPTIMAS DE LA COLUMNA

### 5.1. Case studies

Después de conseguir la composición de la corriente 16 y ajustar la corriente 20, se procede a determinar las condiciones de operación de la columna de absorción que supongan el coste más reducido. Para ello, se han creado varios *Case Studies* para poder estudiar los diferentes escenarios y obtener la mejor configuración teniendo en cuenta la presión de operación, la temperatura de operación y el número de etapas de equilibrio.

Tal y como se puede ver en la figura 4.2.2.1. y como se ha explicado anteriormente, el absorbedor tiene como equipos auxiliares la bomba P-101, el compresor C-101 y el intercambiador de calor E-201. Por otro lado, dependiendo de la separación que se realice en el absorbedor, se ve afectada la columna de destilación T-202, la cual se evalúa a partir de los requerimientos energéticos del condensador y reboiler asociados a esta unidad.

A partir de estas consideraciones, se eligen las variables dependientes para los *Case Studies*.

Se ha llevado a cabo el siguiente procedimiento:

1. Se ha utilizado la herramienta *SPREADSHEET*, para importar los datos relativos a la presión de operación de la hoja de cálculo a los parámetros internos de la columna, y así poder manipular los perfiles de presión de la unidad a partir de la misma hoja.
2. Se ha creado un *Case Study*, estableciendo como variable independiente la presión y como variables dependientes las que se muestran en la tabla 5.1.1.
3. Se ha modificado manualmente el número de etapas de equilibrio para cada *Case Study*, con una temperatura de operación fija de 25°C (justificada en el apartado 5.2),

Taula 5.1.1. Variables dependientes de los *Case Studies*.

ID de la Variable	Propiedad	Corriente/equipo
20-1 - Molar Flow	Flujo molar	20
22-1 - Molar Flow	Flujo molar	22
22-1 - Molecular Weight	Peso molecular	22
22-1 - Mass Density	Densidad	22
22-1 - Viscosity	Viscosidad	22
22-1 - Kinematic Viscosity	Viscosidad cinemática	22
21-1 - Molar Flow	Flujo molar	22
21-1 - Master Comp Volume Frac (Acetone)	Fracción volumétrica	21
21-1 - Master Comp Volume Frac (Acetic Acid)	Fracción volumétrica	21
21-1 - Mass Density	Densidad	21
P-HEAT-101 - Power	Potencia	Bomba
C-HEAT-101 - Power	Potencia	Compresor
T-HEAT-COND-202 - Power	Potencia	Condensador
T-HEAT-REB-202 - Power	Potencia	Reboiler
E-HEAT-201 - Power	Potencia	Intercambiador
E-201 - Delta T	Incremento de temperatura	Intercambiador

Para poder realizar un estudio descriptivo, se decide trabajar en un rango de presiones de 100 a 500 kPa y un número de etapas de equilibrio de entre 3 y 8.

La búsqueda de la configuración óptima del absorbedor se ha basado en la optimización económica del proceso.

### 5.1.1. Cálculo de costes

A partir de los datos extraídos para cada *Case Study*, se evalúan los principales costes asociados al proceso. Para ello, se ha realizado un análisis de rentabilidad, para así poder evaluar cuáles serán las condiciones óptimas de trabajo de la columna de absorción que se estudia.

Clasificamos estos costes en dos grupos:

- Costes fijos: se encuentran los costes del equipo principal, la columna de absorción, y los equipos auxiliares asociados a éste, siendo la bomba, el compresor y el intercambiador.
- Costes variables: se encuentran los costes de las *utilities* utilizadas en el proceso, en este caso, el agua de refrigeración y el vapor que se utilizan en el condensador y la caldera de la siguiente columna. Además, también se considera coste variable el caudal de ácido acético utilizado para realizar la absorción, así como el de acetona.

#### 5.1.1.1 Costes fijos

En primer lugar, se hace el cálculo de los costes fijos.

Los costes fijos son aquellos que se efectúan al iniciar el proceso y no se vuelven a efectuar hasta nuevo proceso, es decir, se realiza un gasto para comprar los equipos y luego ya se dispone de ellos a lo largo de los años.

Para calcular el coste de los equipos se requiere la siguiente ecuación:

$$C_{BM} (2001) = C_p^o \cdot F_{BM} = C_p^o \cdot (B_1 + B_2 \cdot F_p \cdot F_M) \quad (5.1.1.1.1)$$

Donde:

$$\log_{10} C_p^o = K_1 + K_2 \cdot \log_{10}(A) + K_3 \cdot [\log_{10}(A)]^2 \quad (5.1.1.1.2)$$

$$\log_{10} F_p = C_1 + C_2 \cdot \log_{10}(P) + C_3 \cdot [\log_{10}(P)]^2 \quad (5.1.1.1.3)$$

Los parámetros  $K_1$ ,  $K_2$ ,  $K_3$ ,  $C_1$ ,  $C_2$ ,  $C_3$ , y  $B_1$ ,  $B_2$  se han obtenido del libro *Turton et al. (Analysis Synthesis and Design of Chemical Processes)* (ref.7) en función de las condiciones y características de diseño de cada equipo. Por otro lado, el factor A hace referencia al parámetro de capacidad o medida de cada equipo, y el factor P, a la presión expresada en barg.

Éste último, únicamente en el caso de la columna, se calcula con la siguiente ecuación:

$$F_{p,vessel} = \frac{\frac{(P+1) \cdot D}{2 \cdot [850 - 0.6 \cdot (P+1)]} + 0.00315}{0.0063} \quad (5.1.1.1.4)$$

Además, el factor de material ( $F_{BM}$ ) se obtiene de tablas y gráficos representados en el mismo libro.

Por último, se actualiza el coste fijo al año actual con los índices de evolución de precios (CEPCI), mediante:

$$C_{BM}(2021) = C_{BM}(2001) \cdot \frac{CEPCI\ 2017}{CEPCI\ 2001} \quad (5.1.1.1.5)$$

El CEPCI más actual es el correspondiente al año 2017, es por eso que se ha operado con este valor. Este cálculo es representativo para el objetivo del estudio, en cambio, si se quisiera obtener un valor más realista se debería trabajar con el CEPCI del año 2021.

### 5.1.1.2 Costes variables

Siguientemente, se realiza el procedimiento para conocer los costes variables.

Los costes variables son aquellos gastos que se tienen que efectuar año tras año, es decir, un consumo anual de *utilities* y reactivos.

Inicialmente, se calculan los costes de las *utilities*: agua de refrigeración y vapor de caldera. Se han obtenido los precios bibliográficamente, de fuentes como el *Turton et al.* (ref.7), y a continuación se han multiplicado por los kW/año que consumían el condensador y el *reboiler* respectivamente.

Por otro lado, también es necesario el gasto de los reactivos. El precio de ácido acético se ha determinado bibliográficamente (ref.7) como los anteriores, y equivale 1,09 USD/kg, mientras que el de la acetona es de 0,948 USD/kg.

### 5.1.1.3 Total annual cost

Por último, para estudiar y comparar los resultados obtenidos en cada caso con sus respectivas condiciones de operación, se establece el valor del TAC, *Total annual cost*. Para hacerlo, la amortización de los equipos se fija en 10 años y se calcula mediante la siguiente ecuación.

$$TAC = \sum \frac{\text{coste fijo}}{\text{amortización}} + \sum \text{coste variable} \quad (5.1.1.3.1)$$

## 5.2. Determinación de la temperatura óptima de operación

En este apartado se muestra el estudio de la temperatura de trabajo óptima de la columna.

Para empezar, cabe destacar que para el proceso de absorción cuanto menor sea la temperatura más se favorece dado que la solubilidad de los gases disminuye cuando la temperatura aumenta y por lo tanto la solubilidad del gas que se quiere recuperar en el absorbente se verá reducida y consecuentemente su absorción en el mismo (ref.8). Esto llevará a que se tengan que añadir etapas de separación para poder llegar al grado de separación que se requiere y por lo tanto supondrá un aumento de la altura del lecho empacado.

Una consideración adicional, es que el ácido acético puro se congela a 16,6°C y para evitar que eso ocurra se decide hacer el estudio de la temperatura entre 25°C y 35°C para dejar un margen suficiente.

Para determinar que la temperatura óptima para la absorción realmente es la mínima posible, se han extraído del *Aspen Hysys* los datos de un *Case Study*. En este, se ha fijado una presión constante de 3,8 bar, se toma como variable dependiente el caudal del ácido acético alimentado a la columna.

Se representan los datos de la evolución del caudal de ácido acético en la figura 5.2.1.

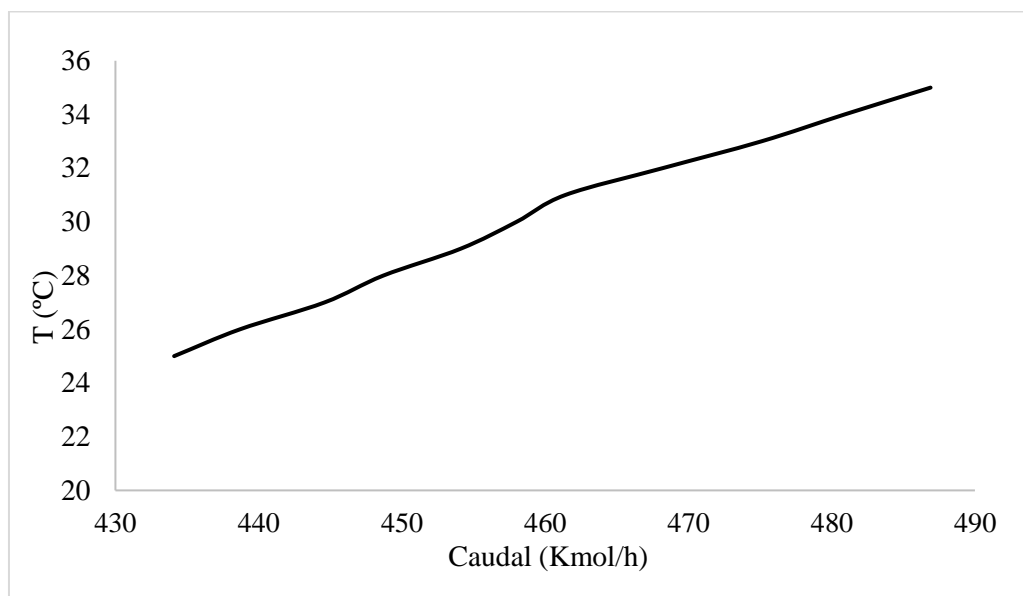


Figura 5.2.1. Caudal de ácido acético en la corriente 20 en función de la temperatura.

Como se puede observar, a medida que se va aumentando la temperatura se requiere más caudal de ácido acético para tratar la corriente 16 ya que como la absorción es peor, se requiere más absorbente para compensar.

En conclusión, la hipótesis sugerida se corrobora con los cálculos realizados, y como consecuencia, se decide operar a la mínima temperatura posible en la corriente del absorbente. En este caso, la temperatura establecida como óptima es de 25°C.

### 5.3. Condiciones óptimas

Las condiciones óptimas se han obtenido mediante los *Case Studies* explicados anteriormente y a partir de los valores obtenidos del TAC.

Para cada configuración de etapas se ha evaluado el TAC en todo el rango de presiones consideradas, obteniéndose así una presión óptima para cada caso. Las tablas con los resultados obtenidos se muestran en el anexo A.2.

Finalmente, en la tabla 5.3.1 se muestra el resultado óptimo para cada etapa y se comparan, obteniendo así el óptimo económico global y las condiciones de operación óptimas de la columna de absorción.

Taula 5.3.1. Resultados de TAC.

Nº etapas	Presión (bar)	Temperatura (°C)	TAC (€)
3	4,0	25	$4,87 \cdot 10^6$
4	4,0	25	$4,53 \cdot 10^6$

5	3,8	25	$4,49 \cdot 10^6$
6	3,6	25	$4,51 \cdot 10^6$
7	3,6	25	$4,53 \cdot 10^6$
8	3,8	25	$4,59 \cdot 10^6$

Como se puede apreciar en la tabla anterior, en todos los casos la presión óptima se encuentra alrededor de los 3,8 bar ( $\pm 2$ ) y el coste mínimo es el asociado a las condiciones de operación de 3,8 bar y 25°C con 5 etapas de separación.

Además, en la figura 5.3.1. se representa el coste en función del número de etapas de separación.

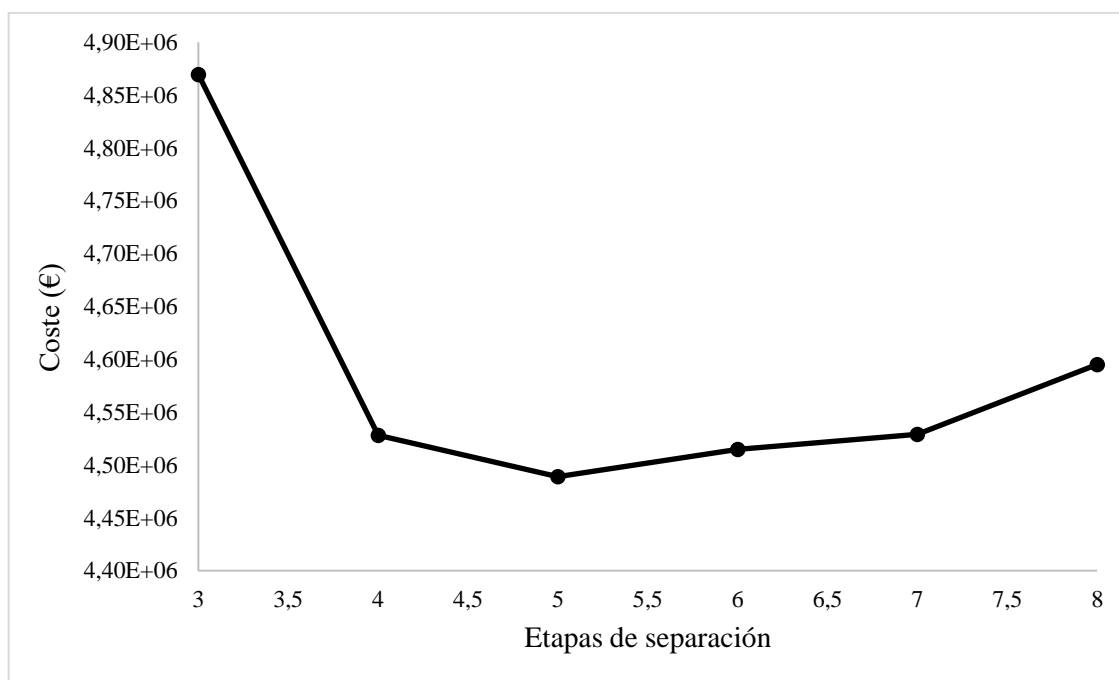


Figura 5.3.1. Evolución de los costes.

A partir de la figura 5.3.1, se observa un descenso en los costes hasta llegar al caso correspondiente a 5 etapas de equilibrio que representaría el punto mínimo. A partir de este punto se aprecia un aumento en los costes.

Evaluando la tendencia que tienen los costes variables y los costes fijos por separado, se llega a la conclusión de que, a partir de 6 etapas de equilibrio, los costes variables tienden a estabilizarse lo que sugiere que a partir de este punto es irrelevante añadir más etapas de separación ya que lo único que pasa es que se incrementan los costes fijos, dado que las dimensiones de los equipos aumentan.

## **6. DISEÑO DE LA COLUMNA**

### **6.1. Configuración**

En este apartado, se ha realizado un estudio de alternativas entre dos tipos de absorbedores con el fin de escoger la mejor opción, teniendo en cuenta las condiciones de operación del equipo y los reactivos.

#### **6.1.1. Absorbedor de platos**

En las columnas de platos la operación se lleva a cabo en etapas. El plato va a proporcionar una mezcla íntima entre las corrientes de líquido y vapor. El líquido pasa de un plato a otro por gravedad en sentido descendente, mientras que el vapor fluye en sentido ascendente a través de las ranuras de cada plato, burbujeando a través del líquido.

Al plato se le exige que sea capaz de tratar las cantidades adecuadas de líquido y vapor sin una inundación o un arrastre excesivos, que sea estable en un funcionamiento y resulte relativamente simple en cuanto a instalación y mantenimiento. También es importante conseguir que la caída de presión en el plato sea mínima.

El número de platos necesarios para efectuar una separación dada vendrá determinado por distintos factores. Por lo general, cuanto mayor sea el número de platos de la torre, mayor será la separación conseguida.

Se pueden encontrar varios tipos de platos: platos de campana de barboteo, platos perforados y platos de válvulas (ref.8).

Normalmente el tipo de plato más utilizado es el plato perforado, por ser el menos caro y más asequible económicamente. Si se requiere una mayor flexibilidad entonces se hará uso de los platos de válvulas. Por otro lado, los platos de barboteo aparecen únicamente en los casos que es necesario controlar el tiempo de residencia para que se dé una reacción química o si el flujo de vapor es insuficiente y se produce goteo del líquido.

#### **6.1.2. Absorbedor de relleno**

En las columnas de relleno la operación de transferencia de masa se lleva a cabo de manera continua. La función principal del relleno consiste en aumentar la superficie de contacto entre el líquido y el vapor, aumentar la turbulencia y por tanto mejorar la eficacia. A medida que aumenta el tamaño del relleno disminuye la eficiencia de la transferencia de materia y aumenta la pérdida de carga, por tanto, para determinar el tamaño óptimo de relleno habrá que llegar a un compromiso entre estos dos factores.

Por otro lado, la selección del material del relleno se basa en criterios como resistencia a la corrosión, la resistencia mecánica, resistencia térmica, y características del mojado. Además, es necesario disponer un distribuidor de líquido en la parte superior de la columna para asegurar que el líquido moje de manera uniforme todo el relleno y no se desplace hacia las paredes.

Hay dos tipos de relleno: al azar y estructurado (ref.9).

En el caso de relleno al azar, este es más económico y suelen ser materiales resistentes a la corrosión. En cambio, el relleno estructurado es bastante más caro, pero ofrece mucha menos pérdida de carga por etapa. Además, tiene mayor eficiencia y capacidad.

### 6.1.3. Comparativa

En general, para diseñar o elegir qué tipo de columna de absorción es la mejor opción hay una serie de factores críticos, ya que de ellos depende la operación de ésta:

- Velocidad, composición, temperatura y presión del gas entrante a la columna.
- Grado de recuperación requerido para los solutos.
- Elección del disolvente.
- Presión y temperatura de la columna.
- Velocidad mínima del disolvente y real de este.
- Número de etapas en equilibrio.
- Efectos del calor y necesidades de enfriamiento.
- Altura del absorbedor
- Diámetro absorbedor.

Un factor que influye en gran medida en el diseño de la columna es el disolvente, en este caso ácido acético. Este es capaz de absorber la mayoría de la acetona que se alimenta en forma de vapor con el fin de que la fracción molar de acetona a la salida del absorbedor en el corriente vapor sea inferior a 0,001.

Sin embargo, y para facilitar la comprensión del proceso de selección de la columna se muestra una guía (figura 6.1.3.1) (ref.11) dónde se puede ver una tabla completa con las recomendaciones bibliográficas para la selección de torres de contacto gas-líquido.

Las valoraciones se expresan del 0 al 3 de la siguiente manera:

- 0: no usarlo
- 1: evaluar con cuidado
- 2: aplicable con frecuencia
- 3: mejor selección

Conditions of Application	Staged Columns		Rating of Column Internals		Pseudo-Equilibrium	
	Perforated, or Valve Trays	Bubble Cap or Tunnel Trays	Differential Columns Randomly Packed	Differential Columns Systematically Packed	Downcomer-less	Disc and Donut
Low pressure (<100 mm Hg)	2	1	2	3	0	1
Moderate pressure	3	2	2	1	1	1
High pressure (>50% of critical)	3	2	2	0	2	0
High turndown ratio	2	3	1	2	0	1
Low liquid rates	1	3	1	2	0	0
Foaming systems	2	1	3	0	2	1
Internal tower cooling	2	3	1	0	1	0
Solids present	2	1	1	0	3	1
Dirty or polymerized solution	2	1	1	0	3	2
Multiple feeds and sidestreams	3	3	1	0	2	1
High liquid rates (scrubbing)	2	1	3	0	3	2
Small diameter columns	1	1	3	2	1	1
Columns with diameter 3–10 ft	3	2	2	2	2	1
Large diameter columns	3	1	2	1	2	1
Corrosive fluids	2	1	3	1	2	2
Viscous fluids	2	1	3	0	1	0
Low ΔP (efficiency no concern)	1	0	2	2	0	3
Expanded column capacity	2	0	2	3	2	0
Low cost (performance no concern)	2	1	2	1	3	3
Available design procedures	3	2	2	1	1	1

Notes:

Rating key: 0 - Do not use

1 - Evaluate carefully

2 - Usually applicable

3 - Best selection

Staged columns: Tray columns with separate liquid and vapor flow paths.

Common types: Bubble cap, sieve, valve.

Proprietary types: Angle, Uniflux, Montz, Linde, Thorman, Jet.

Differential columns: True countercurrent flow of gas and liquid.

Randomly packed: Raschig rings, saddles, slotted rings, Pellerettes, Maspac.

Systematically packed: Flexipac, Goodloe, Hyperfl, Sulzer, Glitch Grid.

Pseudo-equilibrium stages: Countercurrent flow of gas and liquid with discrete trays.

Downcomerless trays: Perforated, Turbogrid, Ripple.

Low pressure drop trays: Disc and donut, shower deck.

Special devices (not rated in table):

Venturi scrubber, turbulent contact absorber, marble bed absorber, horizontal spray chamber, cocurrent rotator.

Based on data of Frank, 1977

Figura 6.1.3.1. Tabla selección tipo de columna.

A continuación, se muestra la tabla (6.1.3.1) con los criterios más destacados de esta misma guía que se han tenido en cuenta para la elección del tipo de columna y su valoración en este proyecto.

En la tabla 6.1.3.1. hay dos grandes grupos de columnas a valorar para este proyecto:

- Columnas de platos: son columnas de bandejas con trayectorias de flujo de líquido y vapor separadas.
- Columnas de relleno: son columnas con flujo a contracorriente de gas y líquido.

Tabla 6.1.3.1. Selección tipo de columna.

Condiciones	Columnas de platos		Columnas de relleno	
	Perforadas	Con tapa de burbuja	Al azar	Estructuradas
Presión moderada	3	2	2	1
Sistemas de espuma	2	1	3	0
Altas tasas de líquido	2	1	3	0
Columnas pequeño diámetro	1	1	3	2
Fluidos corrosivos	2	1	3	1
$\Delta P$ bajo	1	0	2	2
Bajo coste	2	1	2	1

#### 6.1.4. Decisión final

Finalmente, después de realizar la valoración siguiendo los criterios mostrados en la tabla anterior, se ha decidido elegir una columna de relleno al azar debido a que se tienen compuestos corrosivos (como el ácido acético), se tienen flujos altos de líquido y no se forman espumas. Además, estas son las más usadas a día de hoy en la industria y son de 3 a 10 veces más baratas que las estructuradas.

Una vez escogido el tipo de columna, se escoge el tipo de relleno al azar específico que se va a utilizar.

El tipo de relleno al azar escogido ha sido: *Hy-Pak Tower Packing* (ref.12-ref.13). Este relleno tiene las mismas características que el *Pall ring* desarrollado por la empresa *BASF* (ref.12).

Esta empresa lo que hizo fue mejorar todos los modelos anteriores realizando una serie de cambios; cortas las ventanas del anillo anterior y doblar las lengüetas de las ventanas hacia adentro. Estos cambios hicieron abrir más el anillo con tal de bajar la fricción, también se mejoró el área de relleno, así como su distribución del líquido. Por lo tanto, se consiguió obtener más capacidad y eficiencia y menos pérdida de presión por etapa.

El material escogido para el relleno ha sido metal, en concreto acero inoxidable, ya que este metal es usado normalmente para compuestos corrosivos. Además de ser el más barato, ofrece una eficiencia más alta que los rellenos de cerámica y plástico.

Posteriormente se explica en detalle la selección del material seleccionado.

## 6.2. Elementos internos de la columna

A partir del simulador *Aspen Hysys* se han obtenido todos los datos de los elementos internos de la columna de absorción, estos se muestran en la tabla siguiente:

Tabla 6.2.1. *Internals*.

Datos	Valor
Diámetro (m)	0,985
Altura por etapa (m)	0,458
Altura por sección (m)	2,29

Máxima capacidad L/V (%)	80,0
Máximo factor de capacidad (m/s)	6,08E-2
Caída de presión por sección (mbar)	6,98
Media caída de presión por altura (mbar/m)	3,05
Máximo líquido retenido (m <sup>3</sup> )	2,54E-2
Máxima velocidad superficial del líquido (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ·h)	43,81
Máxima capacidad L (%)	74,27
Máximo Fs (sqrt(Pa))	1,87
Máxima aproximación límite del sistema (%)	37,68

Por otro lado, además de los datos tabulados, también se han obtenido gráficas mediante el simulador *Aspen Hysys* dónde se ha calculado el comportamiento hidráulico a lo largo de las diferentes etapas de separación de la columna. Se puede observar como el punto de operación en cada caso se encuentra dentro de los límites de operación de ésta.

En la figura 6.2.1 se observa una de las gráficas como ejemplo, en este caso, la gráfica de la primera etapa de separación. Las demás se pueden encontrar en el anexo A.3.

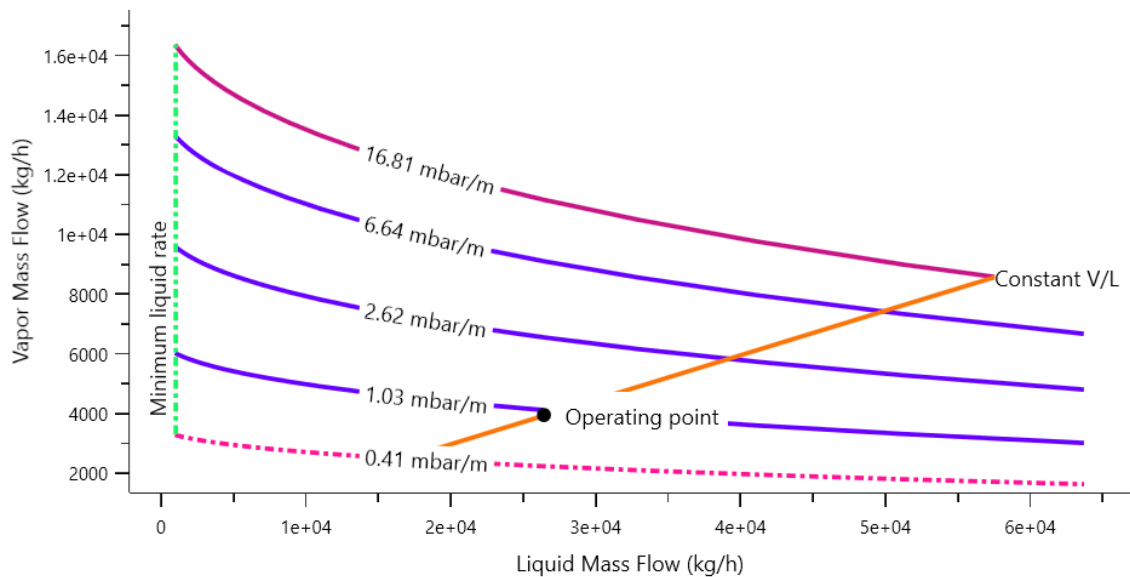


Figura 6.2.1. Etapa de separación 1.

### 6.3. Comprobación de operación de la columna

Una vez seleccionado el diámetro de la columna, se procede a comprobar los principales criterios de operación para asegurar el buen funcionamiento de la misma.

Estos criterios son los siguientes:

- Porcentaje de inundación
- Máxima capacidad de operación (MOC)
- Humectación de la columna de relleno

### 6.3.1. Porcentaje de inundación

El punto o porcentaje de inundación de una columna se conoce como aquella región dónde se produce una caída de presión que aumenta rápidamente con una pérdida simultánea de la eficiencia en transferencia de masa. Uno de los síntomas de que se está sobrepasando este punto es la aparición de arrastre interno.

El porcentaje de inundación se calcula comparando la velocidad superficial del gas corregida correspondiente a los diámetros seleccionados,  $C_{S,max}$ , con la correspondiente al método de punto de inundación,  $C_{S,FP}$ , ponderada con el factor de formación de espuma (0,9) mediante la siguiente ecuación:

$$\% \text{ inundación} = \frac{C_{S,máx}}{C_{S,FP} \text{ ponderada}} \cdot 100 \quad (6.3.1.1)$$

Una vez realizados estos cálculos, se obtiene un porcentaje de inundación de 74,27%. Este porcentaje de inundación en ningún caso debe superar el 80,0%, por lo tanto, se puede decir que esta comprobación es correcta.

### 6.3.2. Máxima capacidad de operación (MOC)

La máxima capacidad de operación (MOC) se define como la máxima velocidad de vapor que proporciona la eficiencia normal del empaquetado. El MOC es un criterio muy útil para las columnas de relleno.

El porcentaje de MOC se calcula comparando la velocidad superficial del gas correspondiente a los diámetros seleccionados ( $u_{S,max}$ ), con la velocidad de máxima capacidad de operación ( $u_{S,MOC}$ ).

$$\% \text{ MOC} = \frac{u_{S,máx}}{u_{S,MOC}} \cdot 100 \quad (6.3.2.1)$$

El criterio del MOC recomienda que el diseño de la columna de absorción se realice para un 80-90% de la máxima capacidad de operación. En este caso, el diseño se ha realizado para un 80% de capacidad máxima.

### 6.3.3. Humectación de la columna de relleno

La mínima velocidad de humectación (MWR) es la carga de líquido por debajo de la cual la capa de líquido que cae por el empaquetado se rompe, y la escasez de líquido provoca el deshumedecimiento de la superficie del relleno. El área disponible para la transferencia de materia disminuye y la eficiencia cae. Por ello, es muy importante que la velocidad de humectación se encuentre por encima de los límites mínimos recomendados.

Para los rellenos al azar, la mínima velocidad de humectación recomendada se encuentra entre  $0,35 \cdot 10^{-3}$  y  $1,4 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ . Mediante el simulador *Aspen Hysys*, se ha obtenido un valor de  $1,22 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ .

## 7. DISEÑO MECÁNICO DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN

### 7.1. Material de construcción

Para la elección del material de construcción de la columna de absorción, se tienen en cuenta esencialmente factores como la compatibilidad de dicho material con los componentes químicos alimentados según las condiciones de operación a las cuales será sometido y el coste.

A la hora de elegir el material, también hay que tener en cuenta que debido a que el fluido dentro de la columna es bifásico (proceso de absorción G-L), la velocidad de corrosión es más elevada.

La composición de las corrientes alimentadas se muestra en la tabla 7.1.1.

Tabla 7.1.1. Composición de las corrientes alimentadas a la columna.

Fracción molar	16	20
Acetona	0,1953	$3,10 \cdot 10^{-5}$
Metano	0,2951	0,0000
Hidrógeno	0,3269	0,0000
Monóxido de carbono	0,1385	0,0000
Ácido acético	0,0279	0,9997
Anhídrido acético	0,0016	$3,14 \cdot 10^{-4}$
Etileno	0,0147	0,0000

Para el uso previsto de la columna, se tienen en cuenta los aceros inoxidables austeníticos (304L y 316L) ya que a diferencia de otros tipos de aceros inoxidables son especialmente resistentes a la corrosión. Además, son muy comunes y su coste es relativamente bajo en comparación con otros materiales que se podrían contemplar para este caso (por ejemplo, *Hallestoy C*).

La diferencia clave entre el 304L y el 316L, es que éste último contiene molibdeno, el cual mejora significativamente la resistencia a la corrosión, especialmente en los ambientes más salinos o expuestos al cloruro. Por otro lado, se considera que el acero inoxidable 316/316L tiene menor capacidad de soldadura que los Tipos 304 y 304L dado que tiene mayor contenido de níquel que requiere una velocidad más lenta de soldadura por arco y más precaución para evitar el agrietamiento por calor.

El acero inoxidable 304L es una opción muy interesante frente al 316L por su bajo coste, pero dada la mejor compatibilidad química de los componentes alimentados con el acero inoxidable 316L (tal y como se puede ver en la guía *Chemical Compatibility Guide* de *Graco*), se escoge este último como material de construcción para la columna de absorción.

## 7.2. Partes internas de la columna empacada

Esencialmente, la columna tiene como partes internas un desnebulizador (*Demister*), un distribuidor del líquido, un plato de contención, redistribuidores de líquido y un soporte de relleno. El material de fabricación que se especificará para todos estos elementos es el 316L.

Para determinar la altura necesaria de la columna, se deben de tener en cuenta dichos elementos y la instrumentación de la columna que incluye las entradas/salidas, el acceso a la columna para su mantenimiento y limpieza (bocas de hombre), entre otras.

En la siguiente gráfica, se muestra de forma general los diferentes elementos que puede tener una columna según su aplicación y ofrece una referencia sobre las tolerancias de altura que se deben de tener en cuenta para cada elemento para poder realizar una aproximación real de la altura.

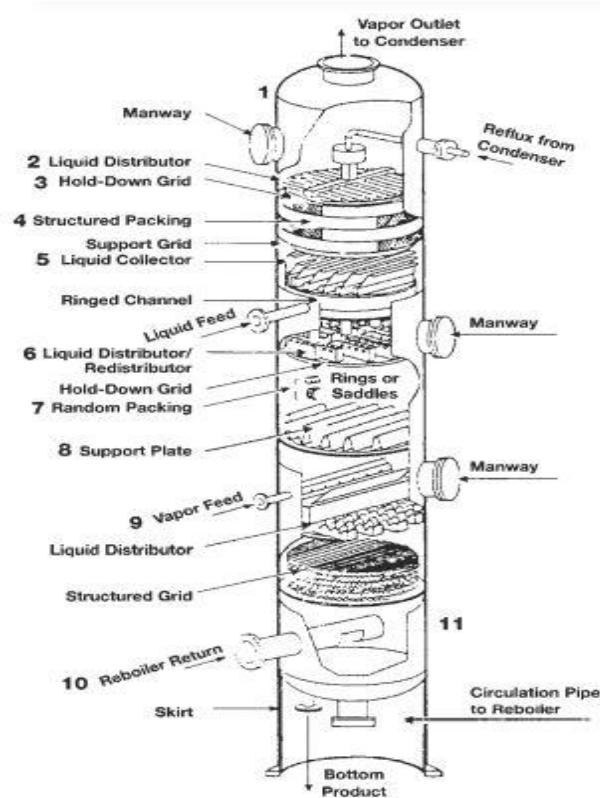


Figura 7.2.1. Tolerancia de alturas de los componentes internos de la columna. Fuente: *Rules of thumb for chemical engineers*. (1)

Note Number	Section	Notes	Recommended Height Allowance for Studies	Reference
1.	Maximum Tower Height	A	175 ft	7
1.	Top Section	B	4 ft	5, 7
2.	Liquid Distributor	C	1 ft 8 in.	2, 3, 4, 5
3.	Hold-Down Grid	D	—	2
4.	Structured Packing	E	From Text	2
5.	Liquid Collector	F	3 ft	2, 5
6.	Liquid Redistributor	G	3 ft wo/manway 4 ft w/manway	2, 5 2, 5
7.	Random Packing	H	From Text	2
8.	Support Plate	I	Part of bed	2
9.	Vapor Feed	J	2 nozzle diameters plus 12 in.	5
10.	Reboiler Return	K	Use discussion K	6
11.	Bottom Section	L	6 ft	5, 7

Figura 7.2.2. Tolerancia de alturas de los componentes internos de la columna. Fuente: *Rules of thumb for chemical engineers*. (2)

En la tabla 7.2.1, se muestra la estimación de la altura de los elementos internos y otros, teniendo en cuenta los datos de la figura anterior y un sobredimensionamiento del 20%.

Tabla 7.2.1. Valores fijados para determinar la altura de la columna (sin faldón).

	Altura (mm)
Desnebulizador ( <i>Demister</i> )	155
Distribuidor de líquido	549
Plato de contención	400
Altura de relleno	$2,29 \cdot 10^3$
Redistribuidor de liquido	468
Soporte de relleno	400
Otros accesorios	$1,40 \cdot 10^3$
Altura cabezales	399
Altura total de la columna (+20%)	7,28

La altura final es de 7,28 m sin contar la altura de la falda.

### 7.2.1. Desnebulizador (*Demister*)

Un desnebulizador es un elemento que se utiliza para eliminar las gotas de líquido que pueda arrastrar el gas a su salida de la columna. Está constituido por una manta porosa formada por alambres que pueden ser de metal, fibra de vidrio o plástico y su estructura provoca cambios en la dirección y velocidad del fluido y permite que las gotas de líquido se agreguen hasta que su tamaño y peso lleven a su separación por gravedad.

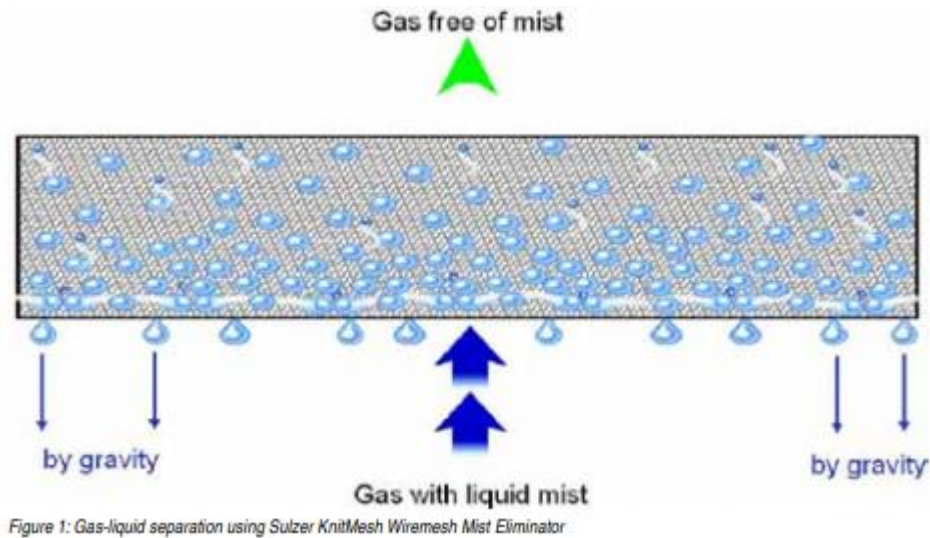


Figura 7.2.1.1. La separación gas-líquido mediante el demister. Fuente: *Applying the Right Mist Elimination Physics. Sulzer.*

Para minimizar la caída de presión y obtener un rendimiento y una eficiencia máximos, las rejillas de soporte deben tener un alto porcentaje de paso libre. Un porcentaje de paso libre bajo puede provocar que el líquido acumulado no se drene a través de las rejillas de soporte lo que provocaría inundaciones prematuras.

Para un diseño general, se usa la siguiente fórmula de *Souders-Brown* para determinar el factor  $K$ , el cual es una constante orientativa a la hora de elegir el tipo de modelo a utilizar.

$$v = K \cdot \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}} \tag{7.2.1.1}$$

Donde:

$v$ : velocidad máxima superficial del gas (m/s)

$K$ : Constante específica del equipo separación que es función de parámetros del proceso.

$\rho_l$ : Densidad del líquido.

$\rho_v$ : Densidad del gas.

Para calcular la velocidad máxima superficial del gas, se obtiene mediante aspen el caudal volumétrico máximo del gas y se multiplica por el área transversal de la columna.

Tabla 7.2.1.1. Valores de densidad por cada etapa de equilibrio sacados del *Aspen Hysys* y media calculada.

Etapa de equilibrio	Densidad de líquido (kg/m <sup>3</sup> )	Densidad del gas (kg/m <sup>3</sup> )
1	1047,6	2,0175
2	1026,1	2,2689
3	991,49	2,8316
4	953,53	3,3060
5	925,08	2,5252
Media	988,77	2,5898

$$A_{trans} = \pi \cdot r^2 = \frac{\pi}{4} \cdot 1,031 = 0,76 \text{ m}^2 \quad (7.2.1.2)$$

$$Q_{vm\acute{a}x} = 0,88 \text{ m}^3/s \quad (7.2.1.3)$$

$$v = \frac{Q_{vm\acute{a}x}}{A_{trans}} = 1,16 \text{ m/s} \quad (7.2.1.4)$$

$$K = \frac{v}{\sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}}} = 0,06 \text{ m/s} \quad (7.2.1.5)$$

A partir del valor de K obtenido, se escoge el modelo *KnitMesh™ wire mesh mist Eliminator* de *Sulzer type number 9030* que es un tipo estándar de la empresa que ofrece un volumen libre de 98%.



Figura 7.2.1.2. El modelo *KnitMesh™ wire mesh mist Eliminator*. Fuente: Sulzer.

### 7.2.2. Distribuidor de líquido y redistribuidor de líquido

La columna tiene una entrada de líquido que sería la del absorbente, y es necesario que se distribuya dicho absorbente de forma uniforme dentro de la columna para garantizar una buena transferencia de materia y energía. Para ello es necesario el uso de un distribuidor de líquido.

El distribuidor de líquido se pone generalmente a 150-200 mm por encima del relleno (según las especificaciones del fabricante *Norpro*). Esa distancia permite que el gas pueda despegarse del lecho empacado y gane velocidad suficiente para atravesar el distribuidor.

A partir de la máxima velocidad superficial del líquido 43,81 (m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·h) y el diámetro de la columna obtenidos mediante el simulador *Aspen Hysys*, se escoge el modelo *116 INTALOX DECK DISTRIBUTOR* de *Norpro* el cual se instalaría encima de un anillo de soporte que iría soldado a la pared de la columna.

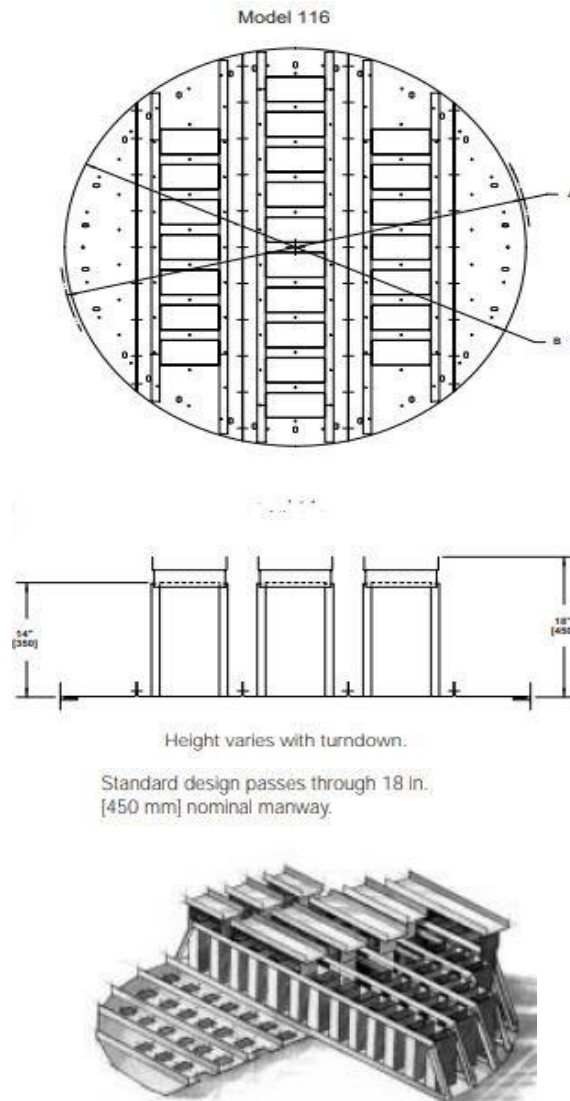


Figura 7.2.2.1. El modelo 116 *INTALOX DECK DISTRIBUTOR* de *Norpro*. Fuente: Catálogo *NorPro*.

Por otra parte, se opta por implementar un redistribuidor de líquido que además de asegurar una buena distribución del líquido en medio del relleno, elimina la necesidad de tener un colector de líquido en esta parte de la columna ya que incluye un mecanismo parecido al del colector para redirigir el líquido (*wall wipers*).

El redistribuidor es un elemento que tiene las mismas características mecánicas que el distribuidor, por lo cual los criterios de selección que se han mencionado anteriormente se aplicarán también para este caso.

Se escoge el modelo equivalente al 116 *INTALOX DECK DISTRIBUTOR* de *Norpro* para redistribuidores: el 117 *INTALOX DECK REDISTRIBUTOR*.

### 7.2.3. Limitador de lecho/Platos de contención

Los limitadores de lecho normalmente se recomiendan para rellenos de metal y plástico al azar y se diseñan para resistir un empuje hacia arriba. El tamaño de las aperturas puede variar dependiente del tamaño del relleno y la estructura en sí puede fijarse a un anillo de soporte o apoyarse en el propio relleno.

A partir de la guía de selección que proporciona el fabricante *Norpro*, se selecciona el modelo *103 Non-interfering Bed limiter for random packing* teniendo en cuenta el tipo de empaque. Este modelo puede soportar hasta una fuerza uniforme de 250 kg/m<sup>2</sup> hacia arriba, lo que sería suficiente teniendo en cuenta el peso aproximado calculado que debería aguantar el soporte de relleno (se detalla el procedimiento en el siguiente apartado 7.2.4).



Figura 7.2.3.1. El modelo *103 Non-interfering Bed limiter for random packing* de *Norpro*. Fuente: Catálogo *NorPro*.

### 7.2.4. Soporte del relleno

El soporte del relleno, como indica su nombre, tiene como función soportar físicamente el lecho empacado. A parte, tiene que permitir el paso del líquido y el vapor a través del mismo y evitar la migración de partículas de relleno hacia el fondo. Si el soporte no está diseñado adecuadamente, puede llevar a una elevada caída de presión y puede provocar una inundación local.

Los criterios a tener en cuenta para la selección de un soporte de relleno son el diámetro de la columna, la carga nominal a soportar, el tipo de relleno, la retención de líquido (*liquid hold-up*) y la corrosividad de los compuestos que pasan por la columna.

Tabla 7.2.4.1. Parámetros utilizados para la estimación del peso a aguantar por el soporte.

Parámetro	Valor
Plato de contención (kg/m <sup>2</sup> ) (ref.14)	14,7
Densidad del relleno HY-PACK (kg/m <sup>3</sup> ) (ref.15)	180
Densidad del líquido (kg/m <sup>3</sup> )	989
Volumen del relleno en el lecho (m <sup>3</sup> )	8,84·10 <sup>-1</sup>
Máximo líquido retenido (m <sup>3</sup> )	8,84·10 <sup>-2</sup>

A partir de los datos de la tabla 7.2.4.1, se calcula una estimación del peso de los elementos que afectarían al soporte para tener una idea sobre la carga que tiene que soportar. Se muestran los valores en la tabla siguiente.

Tabla 7.2.4.2. Estimación de la carga que debe aguantar el soporte de relleno en condiciones normales.

Peso (kg)	Valor
Relleno	159,04
Líquido retenido	87,365
Plato de contención	11,211
Total	257,62

Generalmente, la mejor configuración sería la de un soporte que permita la entrada del gas por encima del nivel en el cual circula el líquido, que serían los soportes con inyección de gas. Estas placas proporcionan recorridos separados para el gas y para el líquido de forma que se reduce la caída de presión en la placa de soporte.

Para la selección del soporte del relleno, se evalúan los modelos *809 light-duty support*, *818 support* y *804 multi-beam support* de *Norpro*. Estas placas de soporte se asientan sobre un anillo de soporte directamente, dado que el peso del relleno es generalmente suficiente para mantener la placa fija.

A partir de la guía de selección que proporciona el vendedor *Norpro*, se selecciona el modelo de soporte *804 multi-beam support* teniendo en cuenta el diámetro de la columna y el tipo de empaque.



Figura 7.2.4.1. El modelo *804 multi-beam support* de *Norpro*. Fuente: Catálogo *NorPro*.

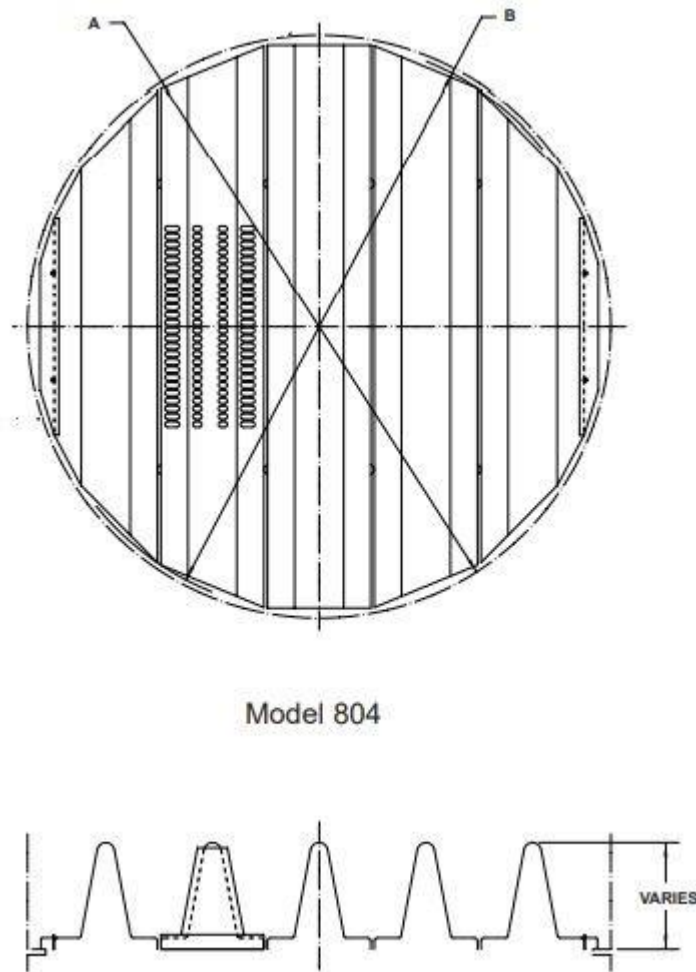


Figura 7.2.4.2. Estructura del modelo 804 *multi-beam support* de Norpro. Fuente: Catálogo NorPro.

### 7.3. Estructura de la columna y soportes

#### 7.3.1. Espesor de la columna y de los cabezales

A partir de la Sección VIII División 1 “*Pressure Vessels*” del Código ASME (*American Society of Mechanical Engineers*), se procede a determinar el espesor requerido para la columna cilíndrica y los cabezales. Para ello, se determinan unos parámetros para el diseño a partir de las condiciones de operación y de las propiedades físicas del material de construcción.

Primero, se ha determinado la presión que se debe a la columna de líquido según la fórmula 7.3.1.1, teniendo en cuenta la densidad de  $1000 \text{ kg/m}^3$  correspondiente a la del agua.

$$P_h = \rho_L \cdot g \cdot H = 1000 \cdot 9,8 \cdot 7,28 = 7,13 \cdot 10^4 \text{ Pa} \quad (7.3.1.1)$$

Para el cálculo de la presión de diseño,

$$P_d = (P_h + P_o) \cdot 1,1 = (7,13 \cdot 10^4 + 3,80 \cdot 10^5) \cdot 1,1 = 4,96 \cdot 10^5 \text{ Pa} \quad (7.3.1.2)$$

Para el cálculo de la temperatura de diseño,

$$T_d = T_o + 15^{\circ}C = 25 + 15 = 40^{\circ}C \quad (7.3.1.3)$$

Asimismo, se ha calculado la presión hidrostática de prueba,

$$P_p = P_d \cdot 1,5 = 4,96 \cdot 10^5 \cdot 1,5 = 7,45 \cdot 10^5 \text{ Pa} \quad (7.3.1.4)$$

Tabla 7.3.1.1. Parámetros para el diseño de la columna.

Parámetro	Valor
Presión de diseño (bar)	4,96
Temperatura de diseño (°C)	40
Presión hidrostática de prueba (bar)	7,45
Esfuerzo último a la tensión (MPa)	586
Esfuerzo máximo permitido (MPa) (ref.16)	97,9
Eficiencia de las Soldaduras	0,80
Módulo de elasticidad (GPa) (ref.17)	195
Sobreespesor por corrosión (mm)	2

Para calcular el espesor del cilindro que compone la columna, sin espesor por corrosión, se ha utilizado la siguiente fórmula,

$$t_{cilindro} = \frac{P_d \cdot R}{S \cdot E - 0,6P_d} \quad (7.3.1.5)$$

Se obtiene que la columna de absorción (columna cilíndrica vertical); requiere de un grosor de 3,130 mm sin el espesor adicional por corrosión, C.A.

Para la elección de cabezales, se consideran las placas planas, los cabezales torisféricos, semielípticos y los hemisféricos.

- Las placas planas tienen un uso limitado a recipientes con presiones bajas y diámetros pequeños.
- Los cabezales torisféricos, son los más comúnmente usados para recipientes que trabajan hasta presiones de 15 bar. Por encima de 10 bar, su coste compara con el de un cabezal semielíptico que se encontraría en las mismas condiciones. Por encima de 15 bar, un cabezal semielíptico suele ser la opción más económica.
- Un cabezal hemisférico es la forma más fuerte, capaz de resistir alrededor de dos veces la presión de un cabezal torisférico del mismo espesor, por ello se usan para presiones elevadas. El coste para formar un cabezal hemisférico es mayor que aquel para un cabezal torisférico.

Se calcula el espesor para un cabezal torisférico según la fórmula (7.3.1.6) y semielíptico según la (7.3.1.7) ya que para las condiciones de operación los dos son adecuados y frente al cabezal hemisférico son más económicos.

$$t_{torisférico} = \frac{0,885P_d \cdot D}{S \cdot E - 0,1P_d} \quad (7.3.1.6)$$

$$t_{eliptico} = \frac{P_d \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 0,2P_d} \quad (7.3.1.7)$$

Finalmente, se escoge el cabezal torisférico teniendo en cuenta que los cabezales semi elípticos se utilizan cuando el espesor calculado para los torisféricos es relativamente alto. Para este caso, se obtiene un espesor de 5,523 mm para los cabezales torisféricos y un espesor de 3,120 mm para los semi elípticos sin C.A.

Las ecuaciones de diseño y los gráficos de varios tipos de cabezales abombados (torisféricos, semielípticos, hemisféricos) vienen dadas en el Código ASME BPV y se han utilizado para determinar los espesores calculados.

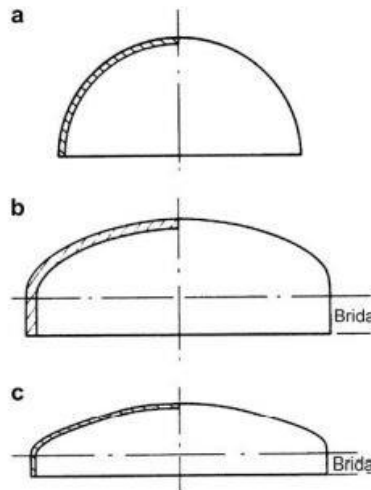


Figura 7.3.1.1. Estructura de los cabezales abombados. (a) Hemisférico. (b) Elíptico. (c) Torisférico. Fuente: Diseño en ingeniería química. *Towler, Sinnott*.

Como consideración que se debe contemplar es aumentar el espesor del recipiente para compensar el efecto de debilitamiento de los agujeros donde las aperturas no están reforzadas localmente o sino, realizar un refuerzo.

Por otro lado, en caso de obtener un espesor muy bajo, se aplicará el espesor mínimo de pared requerido para garantizar que el recipiente es suficientemente rígido para soportar su propio peso, y cualquier carga adicional establecida por el código ASME BPV Sec. VIII D.1. Dicho espesor mínimo de pared es de 1,5 mm sin incluir la corrosión permisible, y es un valor independiente a las dimensiones del recipiente y material de construcción.

Según la bibliografía *Diseño en ingeniería química. Towler, Sinnott*, como guía general, dado el diámetro de la columna de absorción, el espesor mínimo debería ser igual o superior a 5 mm (sin incluir el espesor de corrosión permisible). Por ello, se decide que finalmente se aumentará el espesor del recipiente y en el apartado 7.3.3. se estudiará la necesidad de realizar un refuerzo local en las aperturas que tiene la columna.

A continuación, se muestran en la tabla 7.3.1.2. las dimensiones requeridas y las que se establecen finalmente.

Tabla 7.3.1.2. Dimensiones finales en milímetros.

	Espesor requerido	Espesor real sin C.A	Espesor real con C.A
Parte cilíndrica de la columna	3,130	5,523	7,523
Cabezal torisférico superior	5,523	5,523	7,523
Cabezal torisférico inferior	5,523	5,523	7,523

### 7.3.1.1 Geometría de la columna

Después de haber determinado el espesor requerido, se procede a determinar las características del cabezal torisférico a partir de los datos facilitados por el fabricante *Fondevur* (ref.18).

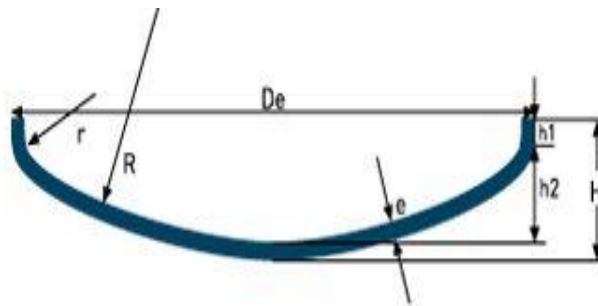


Figura 7.3.1.1.1. Geometría del cabezal torisférico.

Para el cálculo se utilizan las siguientes fórmulas:

$$R = D_e \quad (7.3.1.1.1)$$

$$r = 0,06 \cdot D_e \quad (7.3.1.1.2)$$

$$h_2 = R \cdot \sqrt{((R - r)^2) - \left(\frac{D_i}{2-r}\right)^2} \quad (7.3.1.1.3)$$

Para calcular la altura total del cabezal,  $H$ , hay que determinar la altura  $h_1$  que sería la parte cilíndrica del cabezal (faldilla).

$$H = h_2 + h_1 + e \quad (7.3.1.1.4)$$

La altura  $h_1$  se determinará a partir de la fórmula, de entre las que se muestran a continuación, que dé el mayor valor de  $h_1$ .

$$h_1 \geq 0,3 \cdot \sqrt{D_e \cdot e} \quad (7.3.1.1.5)$$

$$h_1 \geq 0,3 \cdot e \quad (7.3.1.1.6)$$

$$h_1 \geq 25 \text{ mm} \quad (7.3.1.1.7)$$

Los valores obtenidos se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 7.3.1.1. Dimensiones de los cabezales torisféricos

Parámetro	Valor
R (mm)	1.000
r (mm)	60,03
$h_2$ (mm)	165,5
$h_1$ (mm)	26,03
H (mm)	199,0

Una vez determinada la altura de los cabezales y teniendo la altura total de la columna, se saca la altura la carcasa.

$$Altura\ carcasa = H_t - (2 \cdot H) = 7,275 - (2 \cdot 0,199) = 6,877\ m \quad (7.3.1.1.8)$$

### 7.3.2. Cálculo de faldón

Los soportes se deben diseñar para soportar el peso del recipiente y sus contenidos, y cualquier carga superpuesta, tales como cargas por viento.

El faldón consiste en una carcasa cónica o cilíndrica soldada a la base del recipiente. Este elemento se recomienda para recipientes verticales, ya que no se imponen cargas concentradas en la carcasa del recipiente y es particularmente adecuado para su uso con columnas altas sometidas a cargas por vientos.

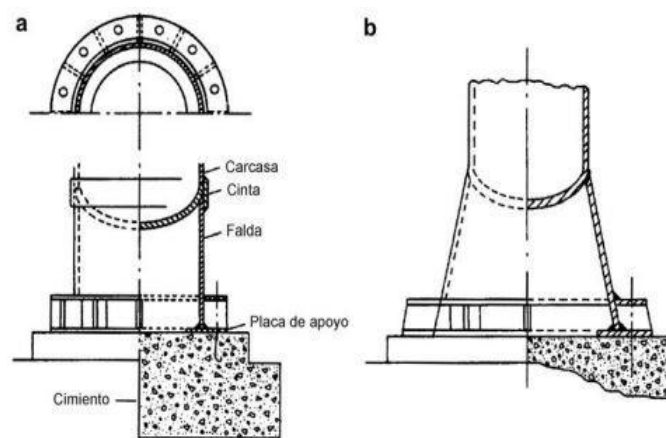


Figura 13.21. Diseños típicos con soporte de falda. (a) Falda recta. (b) Falda cónica.

Figura 7.3.2.1. Diseño de falda recta (a) y de falda cónica (b). Fuente: Diseño en ingeniería química. *Towler, Sinnott*.

Para evitar momentos debidos al peso del recipiente, se debe diseñar el faldón de forma que su diámetro medio coincida con el diámetro medio de los cabezales.

La falda se puede soldar al cabezal inferior del recipiente, soldarse a ras de la carcasa o soldarse al exterior de la carcasa del recipiente. Generalmente, la disposición preferida es la soldadura a ras de la carcasa la cual se escoge para este diseño. Por lo tanto, el diámetro externo de la falda será equivalente al del cabezal torisférico inferior.

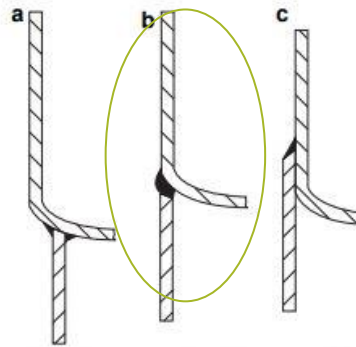


Figura 7.3.2.2. Soldadura en la falda (a) al cabezal inferior del recipiente, (b) a ras de la carcasa, (c) al exterior de la carcasa del recipiente. Fuente: *Diseño en ingeniería química. Towler, Sinnott.*

El diseño que se muestra a continuación se basa en el código *ASME BPV Sec. VIII D.1 Parte UG-23*, la legislación española *NBE-AE/88 Acciones en la edificación*, la *NCSE-02 Norma de construcción Sismorresistente: Parte general y edificación*.

### 7.3.2.1 Peso de la columna de absorción

Después de haber determinado el peso de algunos elementos internos de la columna en el apartado 7.2.4, se añade el peso de la envolvente y se multiplica el total del peso obtenido por 1,10 para terminar de tener en cuenta los elementos que no se han podido cuantificar.

Tabla 7.3.2.1.1. Resultado de los pesos aproximados calculados referentes a algunos elementos de la columna de absorción.

Elementos	Peso (kg)
Cilindro	878,3
Cabezales	4,870
Relleno	159,0
Columna de líquido	5486
Plato de contención	11,21
Total columna ( $\cdot 1,1$ )	7520

### 7.3.2.2 Espesor por el peso de la columna y altura de la falda

Se supone para la falda un espesor de 6 mm sin C.A, ya que como referencia bibliográfica el espesor mínimo de la falda debería ser superior a 6 mm. Por otro lado, se estima la altura de la falda a 1,5 veces el diámetro de la columna de absorción lo que resultaría en una altura de 1,5 m.

Se debe de comprobar el diseño de la falda para garantizar que las concentraciones de esfuerzo resultantes están por debajo del esfuerzo máximo de diseño permisible.

### 7.3.2.3 Presión dinámica del viento

Tabla 5.1 Presión dinámica del viento				
Altura de coronación del edificio sobre el terreno en m, cuando la situación topográfica es		Velocidad del viento $v$		Presión dinámica $w$
Normal	Expuesta	m/s	km/h	kg/m <sup>2</sup>
De 0 a 10	—	28	102	50
De 11 a 30	—	34	125	75
De 31 a 100	De 0 a 30	40	144	100
Mayor de 100	De 31 a 100	45	161	125
—	Mayor de 100	49	176	150

Figura 7.3.2.3.1. La presión dinámica que se considera en el cálculo de un edificio en función de la altura de su coronación y de su situación topográfica.

Se toma como referencia la provincia de Tarragona para escoger la situación topográfica de la planta, la cual se consideraría una situación topográfica expuesta según la *NBE-AE/88*.

Dado que la altura de la columna está comprendida entre 0-30 m (8,61 m), la presión dinámica  $W$  sería de 100 kg/m<sup>2</sup>.

### 7.3.2.4 Sobrecarga del viento sobre la columna

La sobrecarga total del viento sobre la columna es la resultante de las sobrecargas locales sobre el total de su superficie.

$$P = C \cdot W_{viento} = 100 \cdot 0,6 = 60 \text{ kg/m}^2 \tag{7.3.2.4.1}$$

Donde:

P: Sobrecarga unitaria (kg/m<sup>2</sup>)

C: Coeficiente eólico, que para superficies cilíndricas lisas es de 0,6.

### 7.3.2.5 Cargas de viento y cargas sísmicas

A partir de aquí, se procede a calcular el esfuerzo cortante en la base de la columna inducido por el viento suponiendo una carga y un diámetro uniformes:

$$\sigma_{viento} = P \cdot D_e \cdot H \cdot g = 60 \cdot 1,000 \cdot 8,61 \cdot 9,8 = 5065 \text{ N} \tag{7.3.2.5.1}$$

El momento a la base debido a las cargas por viento,

$$M_{viento} = \sum Hi \cdot \sigma_{viento} = \frac{8,61}{2} \cdot 5065 = 2,181 \cdot 10^4 \text{ N} \cdot \text{m} \tag{7.3.2.5.2}$$

Según la NCSE-02, la aceleración sísmica básica en la región de tarragona es igual a 0,04. Por ello, la aplicación de esta norma sí es obligatoria y se deben tener en cuenta los posibles efectos sísmicos en terrenos potencialmente inestables.

El cálculo riguroso para poder evaluar las cargas sísmicas requiere muchos datos de los cuales no se dispone en este trabajo. Por lo tanto, se realiza una estimación como se puede ver a continuación (ref.19).

$$\sigma_{Seismo} = C_{Sismico} \cdot W_{columna} = 1474 \text{ N} \quad (7.3.2.5.3)$$

Donde:

$C_{sismico}$ : Coeficiente sísmico. Se ha estimado a 0,02 a partir del valor de aceleración sísmica básica para la 0,04 de la región de Tarragona y los diferentes parámetros facilitados por la norma (según *NCSE-02*).

$W_{columna}$ : Peso de la columna de absorción, N.

El momento inducido por seísmo se estima según la fórmula 7.3.2.5.4, siendo H la altura total de la columna (ref.20).

$$M_{Seismo} = \sigma_{Seismo} \cdot \frac{2}{3}H = 8461 \text{ N} \cdot \text{m} \quad (7.3.2.5.4)$$

Una vez se tienen los momentos debidos a las cargas de viento y a las cargas sísmicas, se procede a calcular el esfuerzo de flexión en la falda  $\sigma_{bs}$ , y el esfuerzo por el peso propio en la falda  $\sigma_{ws}$ .

$$\sigma_{bs} = \frac{4 \cdot (M_{Seismo} + M_{viento})}{\pi \cdot (D_S + t_{Sk}) t_{Sk} \cdot D_S} = \frac{4 \cdot (8454 + 2,181 \cdot 10^4)}{\pi \cdot (0,984 + 0,008) 0,008 \cdot 0,984} = 4,931 \cdot 10^6 \text{ Pa} \quad (7.3.2.5.5)$$

$$\sigma_{ws} = \frac{W}{\pi \cdot (D_S + t_{Sk}) t_{Sk}} = \frac{7,370 \cdot 10^4}{\pi \cdot (0,984 + 0,008) 0,008} = 2,955 \cdot 10^6 \text{ Pa} \quad (7.3.2.5.6)$$

Dónde: W es el peso de la columna (N),  $t_{Sk}$  el espesor de la falda (m) y  $D_S$  el diámetro interno de la falda (m).

Finalmente, si el diseño es adecuado se tiene que cumplir lo que establecen las fórmulas 7.3.2.5.7 y 7.3.2.5.8 para los esfuerzos por tensión (t) y por compresión (c) respectivamente (ref.19).

$$\sigma_s(t) = \sigma_{bs} - \sigma_{ws} = 1,976 \cdot 10^6 \text{ Pa} < S_{adm} \cdot E \cdot \text{sen}(90^\circ) \quad (7.3.2.5.7)$$

$$\sigma_s(c) = \sigma_{bs} + \sigma_{ws} = 7,885 \cdot 10^6 \text{ Pa} < 0,125 \cdot \frac{t_{Sk}}{D_S} \cdot E_{young} \cdot \text{sen}(90^\circ) \quad (7.3.2.5.8)$$

Donde:

$$S_{adm} \cdot E = 9,790 \cdot 10^7 \cdot 0.8 = 7,832 \cdot 10^7 \text{ Pa} \quad (7.3.2.5.9)$$

$$0,125 \cdot \frac{t_{Sk}}{D_S} \cdot E_{young} \cdot \text{sen}(90^\circ) = 1,981 \cdot 10^8 \text{ Pa} \quad (7.3.2.5.10)$$

El grosor de falda es entonces suficiente para soportar las cargas estudiadas.

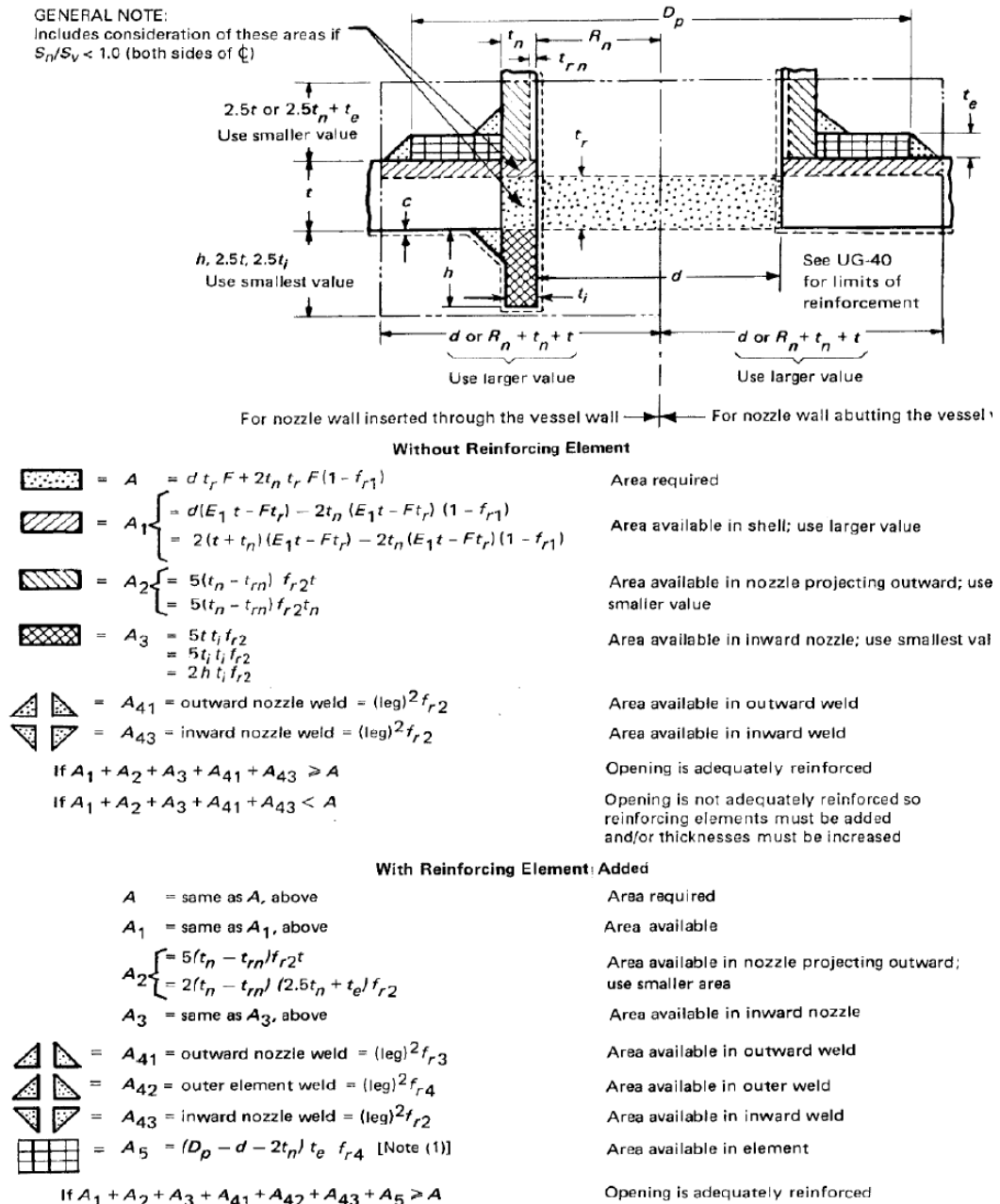
### 7.3.3. Refuerzo de las aperturas

Para determinar si las aperturas que tiene la columna y el faldón necesitan un refuerzo, se realizan los cálculos que se muestran a continuación. Se obtienen los diámetros internos y externos de las aperturas a partir del listado de tuberías. Cabe destacar que los accesorios no

se tienen en cuenta para refuerzo ya que su diámetro nominal es de 2'' y solo llevan refuerzo las aperturas a partir de 3''.

Los cálculos se han realizado a partir de las fórmulas de la FIG.UG-37.1 Nomenclature and formulas for reinforced openings.

FIG. UG-37.1 NOMENCLATURE AND FORMULAS FOR REINFORCED OPENINGS



GENERAL NOTE: This figure illustrates a common nozzle configuration and is not intended to prohibit other configurations permitted by:

NOTE:

(1) This formula is applicable for a rectangular cross-sectional element that falls within the limits of reinforcement.

Figura 7.3.3.1. Fórmulas de la FIG.UG-37.1 Nomenclature and formulas for reinforced openings.

Tabla 7.3.3.1. Las diferentes aperturas y los resultados de cálculo del área requerida para su refuerzo y el área disponible.

Aperturas	$D_i$ (mm)	Área requerida ( $m^2$ )	Área disponible ( $m^2$ )	Área refuerzo ( $m^2$ )
Boca de hombre columna ( $n^\circ=2$ )	450	$3,39 \cdot 10^{-3}$	$1,24 \cdot 10^{-3}$	$2,14 \cdot 10^{-3}$
Entrada del líquido	101,6	$7,64 \cdot 10^{-4}$	$6,57 \cdot 10^{-4}$	$1,08 \cdot 10^{-4}$
Salida del líquido	101,6	$7,64 \cdot 10^{-4}$	$4,14 \cdot 10^{-4}$	$3,51 \cdot 10^{-4}$
Entrada del gas	203,2	$1,53 \cdot 10^{-3}$	$1,14 \cdot 10^{-3}$	$3,90 \cdot 10^{-4}$
Salida del gas	203,2	$1,53 \cdot 10^{-3}$	$6,52 \cdot 10^{-4}$	$8,77 \cdot 10^{-4}$
Accesorios ( $n^\circ=7$ )	N/A	N/A	N/A	N/A

Después de haber determinado el área de refuerzo que se requiere, se procede a calcular las dimensiones de un anillo de refuerzo para cada caso, los resultados se muestran en la tabla 7.3.3.2.

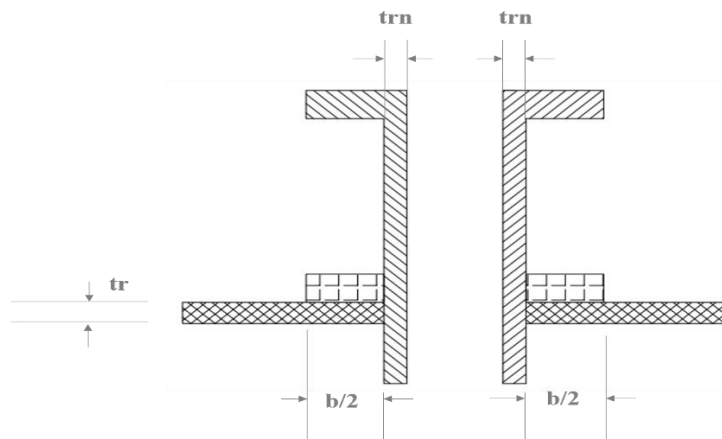


Figura 7.3.3.2. Esquema de una apertura y su correspondiente refuerzo. Las proporciones no son reales.

Tabla 7.3.3.2. Las diferentes aperturas y las dimensiones necesarias para el anillo de refuerzo correspondiente en milímetros.

Aperturas	N.º	Base del refuerzo (b)	$D_i$ del anillo	$D_e$ del anillo	Espesor del anillo ( $t_r$ )
Boca de hombre columna	2	284,97	457,20	742,17	7,5230
Entrada del líquido	2	14,298	113,64	127,94	7,5230
Salida del líquido	2	46,611	113,64	160,25	7,5230
Entrada del gas	1	51,896	219,56	271,46	7,5230
Salida del gas	1	116,52	219,56	336,08	7,5230
Accesorios	7	N/A	N/A	N/A	N/A

#### **7.4. Hoja de especificación de la columna**

A continuación, se puede ver la hoja de especificación de la columna.

TOWER DATA SHEET

GENERAL	Manufacturer:	
	Item:	T-201
	Service:	Process unit for absorption
	Type:	Absorption column

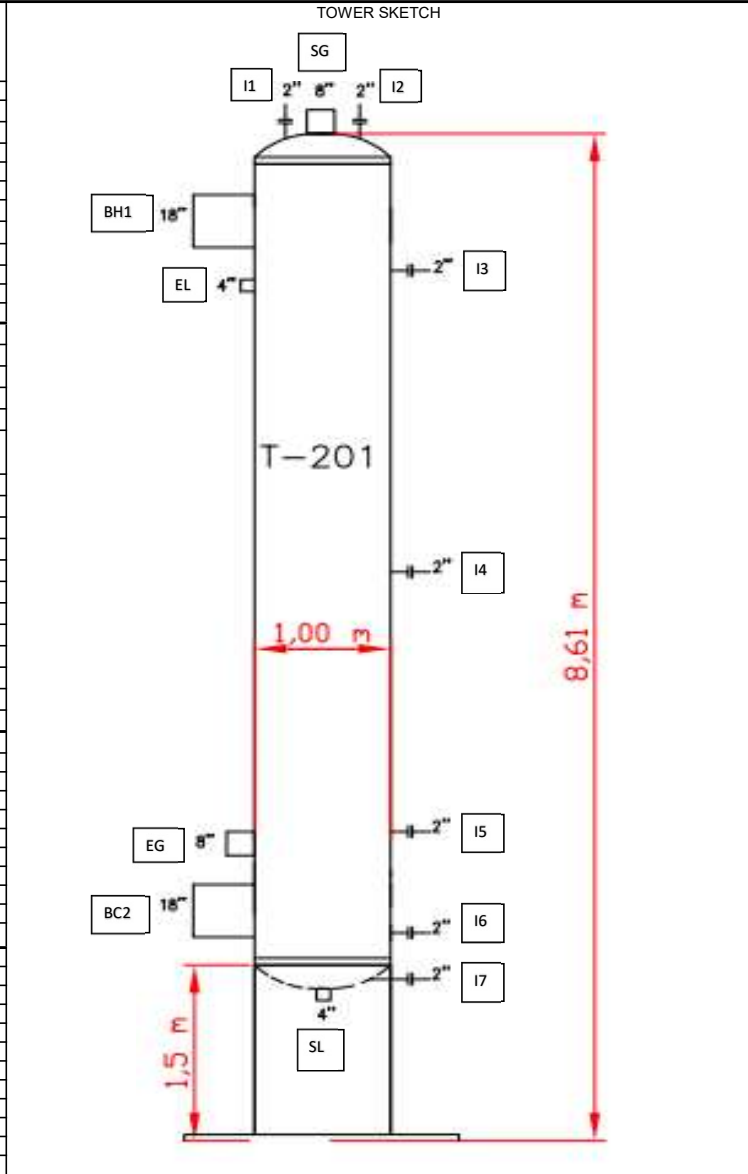
OPER. CONDIT.	Product	Acetic acid, acetone, hydrogen, methane, acetic anhydride, carbon monoxide, ethylene.	
	Temper.	25	°C
	Pressure	3.8	kg/cm <sup>2</sup>
	Liquid Density	988.8	kg/m <sup>3</sup>
	Liquid Viscosity	0.61	cP
	Packed section height	2.29	m
	Tower Inside Diameter	985	mm
	Maximum stage liquid hold-up	2.55E-02	m <sup>3</sup>
	Total ΔP in the section	6.99E-03	kg/cm <sup>2</sup>
	Minimum Area/Downcomer		m <sup>2</sup>
Valves, Bubble Caps / Tray			
Perforations / Tray			

DESIGN DATA	Des.Pr.(eff.)	4.96	kg/cm <sup>2</sup>
	Des.Temp.	40	°C
	Liquid Density	1000	kg/m <sup>3</sup>
	Design Range	15	%
	Hydr. Test	7.45	kg/cm <sup>2</sup> g
	Code:	ASME Boiler & Pressure vessel code VIII Division I	
	Corr.Allow.mm: Shell / Heads	2 / 2	mm.
	Joint Efficiency:	80	%
	Stress.Rel.:	Yes	No
	Radiograph:	Yes	No
	Sandblast:	Yes	No
	Paint:	Yes	No
	Insulation:	Yes	No
	Fireproofing:	Yes	No
	Wind Load:	588	N/m <sup>2</sup>
Seismic:	Yes	No	
Wt.Empty:	883.2	kg	
Wt.Full Water:	7520	kg	

T R A Y S & L S	Tray No.	Diam.	Spacing	Material
	Thru to			
	Thru to			
	Thru to			
	Thru to			
	Contact Device:		Bubble Caps	
			Valves	
		Perfor.		
Packing:	HY-PACK 1,5 mm (Metal)			
Demister:	KnitMesh™ wire mesh type number 9030			

M A T E R I A L	Cylindrical Shell-Top	Thick. (mm.)	7,523	Mat'l Class	316L
	Intermed		7,523		316L
	Bottom		7,523		316L
	Torispherical Head-Top		7,523		316L
	Intermed		7,523		316L
	Bottom		7,523		316L
	Tower skirt		8,000		316L
	Cladding, Lining				

N O O Z Z L E	Service	Mark	No.	Size	Rating	
	Liquid inlet	EL	1	4"	150#	
	Liquid outlet	SL	1	4"	150#	
	Gas inlet	EG	1	8"	150#	
	Gas outlet	SL	1	8"	150#	
	Manway	BC	2	18"	150#	
	Control instrumentation	I	7	2"	150#	



NOTES:

REV.	Fatima E, Ouedghiri	10/06/2021	PREP.	APPR.
------	---------------------	------------	-------	-------



UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI  
Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química  
Departament d'Enginyeria Química

## 8. EQUIPOS AUXILIARES

A continuación, se muestran las especificaciones de los equipos auxiliares involucrados en la columna de absorción. Los equipos especificados son: las tuberías, el intercambiador de calor, la bomba y el compresor.

### 8.1. Tuberías

En este apartado se muestran los cálculos para la obtención de la especificación de las tuberías incluidas en la fase de absorción, tanto las de proceso como las de *utilities*.

Las tuberías especificadas son: la entrada (18) y la salida (19) de proceso del intercambiador de calor, la entrada (*Entrada water*) y la salida (*Salida water*) del agua de refrigeración al intercambiador, la entrada al compresor (15), las dos entradas a la columna de absorción (gas, 16 y líquida, 20) y las dos salidas de ésta (gas, 21 y líquida, 22).

Para ello, se ha partido de una tabla con los datos necesarios de cada una de ellas que se muestra a continuación.

Tabla 8.1.1. Datos tuberías.

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (barg)	Caudal másico (kg/h)	Viscosidad (cP)	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	Estado
15	40	1	8.035	0,0121	0,8924	Gas
16	144	3,85	8.035	0,1548	2,525	Gas
18	48,52	1	26.050	0,8084	1.042	Líquido
19	25	1	26.050	1,115	1.073	Líquido
20	25,08	3,8	26.050	1,114	1.073	Líquido
21	31,93	3,8	3.545	0,1189	1,965	Gas
22	96,79	3,81	30.540	0,3938	925	Líquido
Entrada <i>water</i>	5	4	20.311	1,5466	998	Líquido
Salida <i>water</i>	19,42	3,94	20.311	1,032	998	Líquido

#### 8.1.1. Diámetro y espesor

Una vez hecha la recopilación de estos datos, mediante el cálculo del área de paso se ha obtenido el valor del diámetro nominal interno mínimo y máximo.

Para ello, se ha considerado una velocidad del gas entre 10 y 30 m/s y una velocidad del líquido entre 1 y 3 m/s.

Una vez obtenido el valor final del diámetro, se ha determinado el valor del espesor en las tuberías.

Basando el cálculo en tablas para el espesor de tuberías de 316L, según la normativa ASME, se han obtenido los valores tabulados de éste según el diámetro nominal de las tuberías. Se ha escogido un *Schedule 80* debido a la corrosión que podría causar el ácido acético.

Estos datos han sido obtenidos bibliográficamente de la empresa *Tenaris* (ref.21), empresa multinacional líder en la producción de tubos.

Tabla 8.1.1.1 Tabla de tuberías según *Schedule (Tenaris)*.

Diámetro nominal (mm)	Diámetro nominal (")	Espesor (mm)
25	1	4,55
51	2	5,54
76	3	7,62
102	4	8,56
152	6	10,97
203	8	12,7
406	16	21,44
508	20	26,19
610	24	30,96

### 8.1.2. Aislante

Por normativa, la temperatura máxima exterior que puede tener una tubería es de 60°C (ref.22). Es por ello que se ha decidido instalar un aislante térmico en aquellas tuberías donde la temperatura del fluido que circula sea superior a 40°C.

Para el aislamiento térmico se ha escogido el material de lana de roca. En las lanas minerales, el valor de la conductividad térmica se sitúa entre 0,04 y 0,032 W/mK. Este material es de fácil y rápida instalación, ignífugo, químicamente inerte y respetuoso con el medioambiente.

A continuación, se muestra el cálculo del espesor de dicho aislante.

#### 8.1.2.1 Cálculo del espesor del aislante

Como puede verse en la imagen, el transporte de calor viene dado por conducción, convección y radiación.

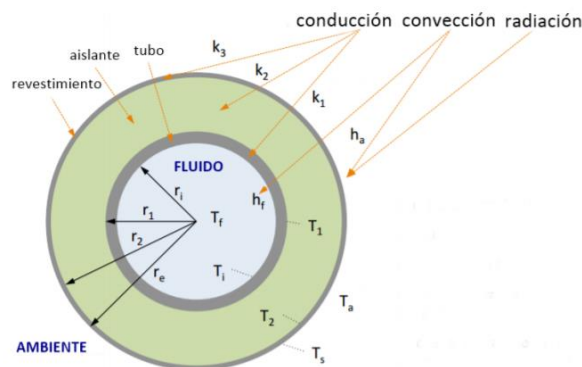


Figura 8.1.2.1.1. Esquema tubería aislada.

Donde:

$T_f$ : temperatura del fluido que circula (K)

$T_a$ : temperatura ambiente (K)

$T_s$ : temperatura superficial (K)

$r_1$ : radio externo de la tubería (m)

$r_i$ : radio interno de la tubería (m)

$h_a$ : coeficiente de transporte de calor de la pared exterior al ambiente ( $W/m^2K$ )

$k_1$ : conductividad térmica de la tubería ( $W/m^2K$ )

$k_2$ : conductividad térmica del aislamiento ( $W/m^2K$ )

Para el cálculo del espesor de aislamiento se aplica la ley de Fourier para tubos cilíndricos para determinar que la temperatura exterior no supere los 60°C (normativa). Para ello, se ha aplicado la siguiente ecuación con una temperatura exterior de 30°C, para así también proteger de posibles quemaduras.

$$T_s = \frac{(T_f - T_a)}{r_e h_a \left( \frac{1}{r_i h_f} + \frac{\ln \frac{r_1}{r_i}}{k_1} + \frac{\ln \frac{r_2}{r_1}}{k_2} + \frac{\ln \frac{r_e}{r_2}}{k_3} + \frac{1}{r_e h_a} \right)} + T_a \quad (8.1.2.1.1)$$

Y con ello, las siguientes aproximaciones:

- Se menosprecia el termino  $1/(r_i \cdot h_f)$  y se considera  $T_i \approx T_f$
- Se puede menospreciar el termino de conducción a través del recubrimiento externo. Se considera que  $r_e \approx r_2$  y que  $\ln(r_e/r_2) / k_3 \approx 0$
- Se coge la temperatura mediana del aislante, calculada como  $T_m = (T_i + T_s)/2$

A partir de la fórmula, en una hoja de cálculo, se ha realizado un método iterativo para conocer el espesor final del aislante en función de la temperatura en la superficie.

Una vez hallado el espesor, se ha calculado el flujo de calor ( $q$ , W/m) para cada tubería.

$$q = k_r (T_f - T_a) \quad (8.1.2.1.2)$$

Donde el factor  $k_r$  se obtiene de aislar la ecuación:

$$T_s = \frac{k_r}{2\pi r_e h_a} (T_f - T_a) + T_a \quad (8.1.2.1.3)$$

También se ha calculado el coeficiente de transporte externo ( $h_a$ ).

$$h_a = A + 0,05(T_s - T_a) \quad (8.1.2.1.4)$$

Tabla 8.1.2.1.1. Valores parámetro A según la superficie.

Superficie	A
Aluminio laminado	2,5
Aluminio oxidado	3,1
Hoja galvanizada brillante	4
Hoja galvanizada manipulada	5,3
Acero austenítico	3,2
Aluminio con Zinc	3,4
Superficie no metálica	8,5

Según la *Normativa Aplicable al Cálculo de Aislamiento de Tuberías*, se han obtenido los valores del espesor mínimo del aislante bibliográficamente (ref.22) según la temperatura del fluido que circula. Los datos se pueden contemplar en la tabla siguiente.

Tabla 8.1.2.1.2. Espesores mínimos de aislamiento (mm) de tuberías y accesorios.

Diámetro exterior (mm)	Temperatura máxima del fluido (°C)		
	40...60	>60...100	>100...180
$D \leq 35$	35 mm	35 mm	40 mm
$35 < D \leq 60$	40 mm	40 mm	50 mm
$60 < D \leq 90$	40 mm	40 mm	50 mm
$90 < D \leq 140$	40 mm	50 mm	60 mm
$140 < D$	45 mm	50 mm	60 mm

A partir del espesor de aislante calculado y el tabulado, se ha escogido el más conservador (mayor espesor de aislante) para garantizar que se cumplan los requisitos.

A continuación, se muestra el listado de líneas de tuberías de la columna de absorción.

Tabla 8.1.2. Especificación tuberías I.

Tubería	Nombre tubería	Diámetro nominal (")	Desde	Hasta	Fluido	Fase	Temperatura normal de operación (°C)	Presión normal de operación (barg)
18	AA-1010-3"-SS-CL	3	Rack Ácido Acético	E-201	Ácido Acético	Líquido	49	1
19	AA-1010-3"-SS	3	E-201	P-101	Ácido Acético	Líquido	25	1
20	AA-1010-4"-SS	4	P-101	T-101	Ácido Acético	Líquido	25	3,8
15	P-1010-16"-SS-CL	16	Proceso	C-101	Proceso	Gas	40	1
16	P-1010-8"-SS-CL	8	C-101	T-101	Proceso	Gas	144	3,85
21	A -1010-8"-SS	8	T-101	Salida Gas	Gas	Gas	32	3,8
22	AA-1010-4"-SS-CL	4	T-101	Salida Líquido	Líquido	Líquido	97	3,805
Entrada <i>water</i>	W-1010-2"-SS	2	Tanque H2O	E-201	<i>Water</i>	Líquido	5	4
Salida <i>water</i>	W-1010-2"-SS	2	E-201	<i>Utilities</i>	<i>Water</i>	Líquido	19	3,94

Tabla 8.1.3. Especificación tuberías II.

Temperatura de diseño (°C)	Presión de diseño (barg)	Presión de prueba (barg)	Material aislante	Espesor aislante (mm)	Espesor tubería (m)	Diámetro externo tubería (mm)	Diámetro externo tubería con aislante (mm)	Pérdida de carga (barg)
73	1,5	1,2	Lana de roca	40	7,62	91	171	2,68E-03
38	1,5	1,2	-	-	7,62	91	91	2,76E-03
38	5,7	4,56	-	-	8,56	119	119	6,91E-04
60	1,5	1,2	Lana de roca	45	21,44	449	539	5,29E-05
216	5,8	4,62	Lana de roca	60	12,7	229	349	5,68E-04
48	5,7	4,56	-	-	12,7	229	229	1,54E-04
145	5,7	4,566	Lana de roca	50	8,56	119	219	8,82E-04
8	6,0	4,8	-	-	5,54	62	62	1,05E-06
29	5,9	4,728	-	-	5,54	62	62	1,47E-06

## 8.2. Intercambiador de calor

En este apartado se define el tipo de intercambiador usado en el proceso, que en este caso es el equipo E-201, y la hoja de especificación de éste.

Para escoger entre un tipo de intercambiador u otro, se ha elaborado una comparativa entre las posibles opciones: intercambiador de carcasa y tubos tipo BEM (*Bonnet one pass shell fixed tubesheet*) o intercambiador de carcasa y tubos tipo BEU (*Bonnet one pass shell u-tube bundle*).

Los criterios para realizar esta comparativa han sido extraídos bibliográficamente (ref.23)

Taula 8.2.1. Comparativa intercambiadores.

BEM	UBEM
No sufre vibraciones	Puede sufrir vibraciones
Sustitución de tubos	Únicamente sustitución tubos exteriores
Construcción e instalación económica	Construcción e instalación alto precio
Puede sufrir contaminación cruzada	Menos posibilidad de contaminación cruzada

Finalmente, se ha optado por un intercambiador de carcasa y tubos tipo BEM. En este intercambiador la placa tubular se encuentra soldada a la carcasa y los cabezales están atornillados a la placa tubular.

Las principales características utilizadas para la selección de este tipo de intercambiador se presentan a continuación:

- Uno de los compuestos del proceso es corrosivo (ácido acético), por lo tanto, es mejor tener juntas de expansión en el casco para evitar fugas.
- La vibración en los tubos es mínima.
- Éste es más económico.
- La cantidad de tubos es elevada, y este intercambiador permite diseños con múltiples pasos.
- El fluido a calentar es un líquido sin cambio de fase, así que con un intercambiador BEM es suficiente. En otro caso, el UBEM es óptimo para aplicaciones donde existe cambio de fase en algunos de los fluidos.

Se ha sugerido que el fluido a más presión circule por tubos (agua refrigeración) y el de menor por carcasa (ácido acético). De este modo, se reduce el espesor de la carcasa y, por lo tanto, el coste. También, se ha decidido hacer la instalación del intercambiador de forma horizontal, ya que, la instalación vertical supone también la instalación de bombas para presurizar los líquidos y que estos puedan ser alimentados a cierta altura.

Para hacer el diseño, se ha utilizado el simulador *Aspen Exchanger Design and Rating* en el que se ha obtenido la hoja de especificación y la geometría que se muestra a continuación. Además, en el anexo A.4.1. se pueden encontrar figuras con la distribución de los tubos y su vibración.

Heat Exchanger Specification Sheet									
1	Company:								
2	Location:								
3	Service of Unit:				Our Reference:				
4	Item No.:				Your Reference:				
5	Date:	Rev No.:	Job No.:						
6	Size:	307 - 4200	mm	Type:	BEM	Horizontal	Connected in:	1 parallel	1 series
7	Surf/unit(eff.)	28,7	m <sup>2</sup>	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.)	28,7	m <sup>2</sup>	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side		
10	Fluid name			Acid Acetic			Water		
11	Fluid quantity, Total			7,2361			5,642		
12	Vapor (In/Out)			0			0		
13	Liquid			7,2361			5,642		
14	Noncondensable			0			0		
15									
16	Temperature (In/Out)			48,52			25,93		
17	Bubble / Dew point			/			/		
18	Density Vapor/Liquid			/ 1010,59			/ 1040,52		
19	Viscosity			/ 0,8267			/ 1,112		
20	Molecular wt, Vap								
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat			/ 2,127			/ 2,049		
23	Thermal conductivity			/ 0,1548			/ 0,1597		
24	Latent heat			/			/		
25	Pressure (abs)			bar 1			0,95548		
26	Velocity (Mean/Max)			m/s 0,26 / 0,32			0,65 / 0,65		
27	Pressure drop, allow./calc.			bar 0,1			0,04452		
28	Fouling resistance (min)			m <sup>2</sup> -K/W 0,0001			0,0003 0,00041 Ao based		
29	Heat exchanged			341,4 kW			MTD (corrected) 22,44 °C		
30	Transfer rate, Service			529,9 Dirty			529,8 Clean		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL								
32	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch		
33	Design/Vacuum/test pressure			bar 3 / / /			5 / / /		
34	Design temperature / MDMT			°C 85 / /			55 / /		
35	Number passes per shell			1			2		
36	Corrosion allowance			mm 0			3,18		
37	Connections			In mm 1 102,26 / -			1 90,12 / -		
38	Size/Rating			Out 1 102,26 / -			1 77,93 / -		
39	ID			Intermediate / -			/ -		
40	Tube #: 116 OD: 19,05 Tks. Average 2,8 mm Length: 4200 mm Pitch: 23,81 mm Tube pattern: 30								
41	Tube type: Plain Insert: None Fin#: #/m Material: Carbon Steel								
42	Shell SS 316L ID 307,09 OD 323,85 mm Shell cover -								
43	Channel or bonnet SS 316L Channel cover -								
44	Tubesheet-stationary SS 316L Tubesheet-floating -								
45	Floating head cover - Impingement protection None								
46	Baffle-cross SS 316L Type Single segmental Cut(%d) 38,12 HorizSpacing: c/c 300 mm								
47	Baffle-long - Seal Type Inlet 417,48 mm								
48	Supports-tube U-bend 0 Type								
49	Bypass seal Tube-tubesheet joint Expanded only (2 grooves)(App.A 'I')								
50	Expansion joint - Type None								
51	RhoV2-Inlet nozzle 788 Bundle entrance 85 Bundle exit 83 kg/(m <sup>3</sup> -s)								
52	Gaskets - Shell side - Tube side Flat Metal Jacket Fibe								
53	Floating head -								
54	Code requirements ASME Code Sec VIII Div 1 TEMA class R - refinery service								
55	Weight/Shell 1000,1 Filled with water 1268,8 Bundle 577,5 kg								
56	Remarks								
57									
58									

Figura 8.2.1. Hoja TEMA Intercambiador E-201.

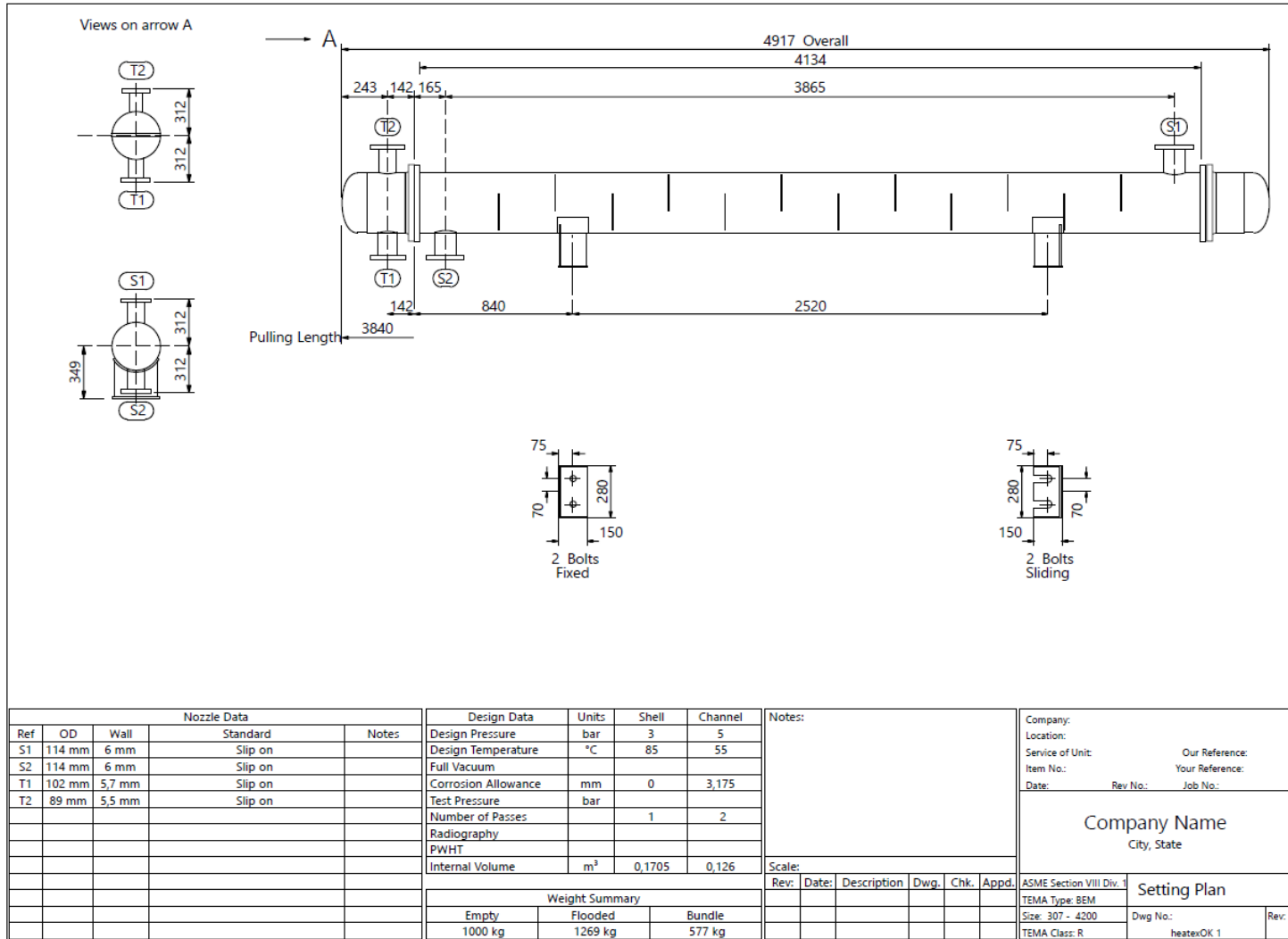


Figura 8.2.2. Geometría Intercambiador E-201.

### 8.3. Bomba

En este apartado se define el tipo de bomba usado en el proceso, en este caso el equipo P-101, y la hoja de especificación de éste.

Para escoger el tipo de bomba se han obtenido los catálogos de la marca INOXPA (ref.24).

Las curvas de la bomba se han seleccionado teniendo en cuenta que la velocidad es de 2900 rpm y la frecuencia de 50 Hz. Estas curvas se muestran en las figuras 8.3.1. y 8.3.3. En el eje X se mide el caudal ( $m^3/h$ ) y en el eje Y la altura (m), que, para ello, estos valores se han obtenido después de realizar los cálculos que se observan en la hoja de especificación (figura 8.3.4).

El caudal de esta bomba es de  $30,35 m^3/h$  y la altura de 33,45 m.

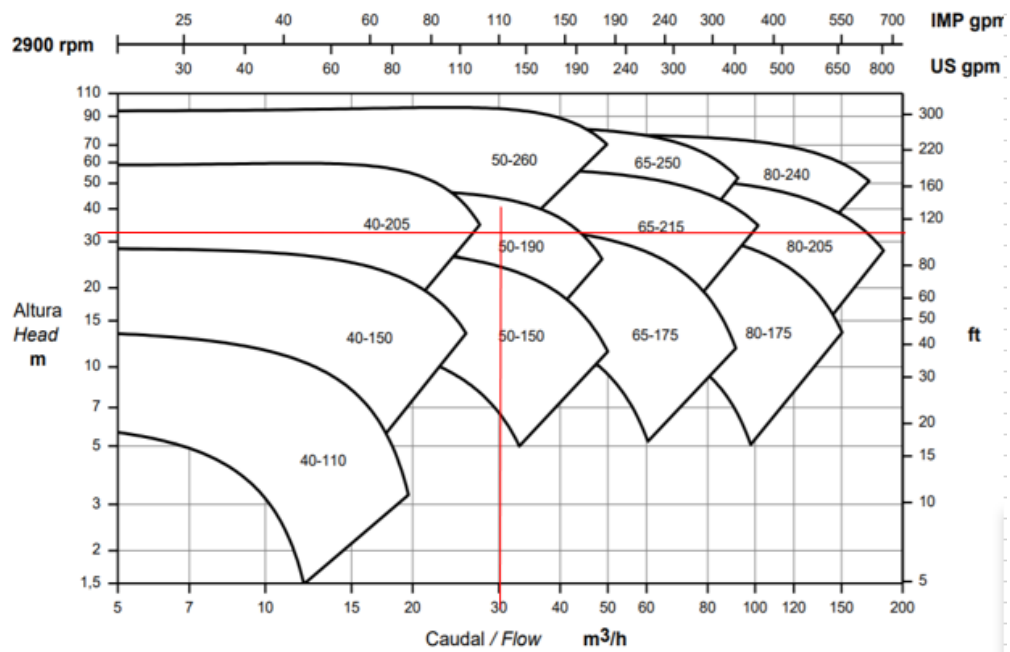


Figura 8.3.1. Selección tipo de bomba.

De esta primera figura se obtiene el modelo de la bomba, que en este caso es el HCP 50-190. Además, la hoja técnica de esta misma se puede encontrar en el anexo A.4.2.



Figura 8.3.2. Bomba centrífuga PROLAC HCP 50-190”.

Seguidamente se obtienen el diámetro del rodillo y la eficiencia.

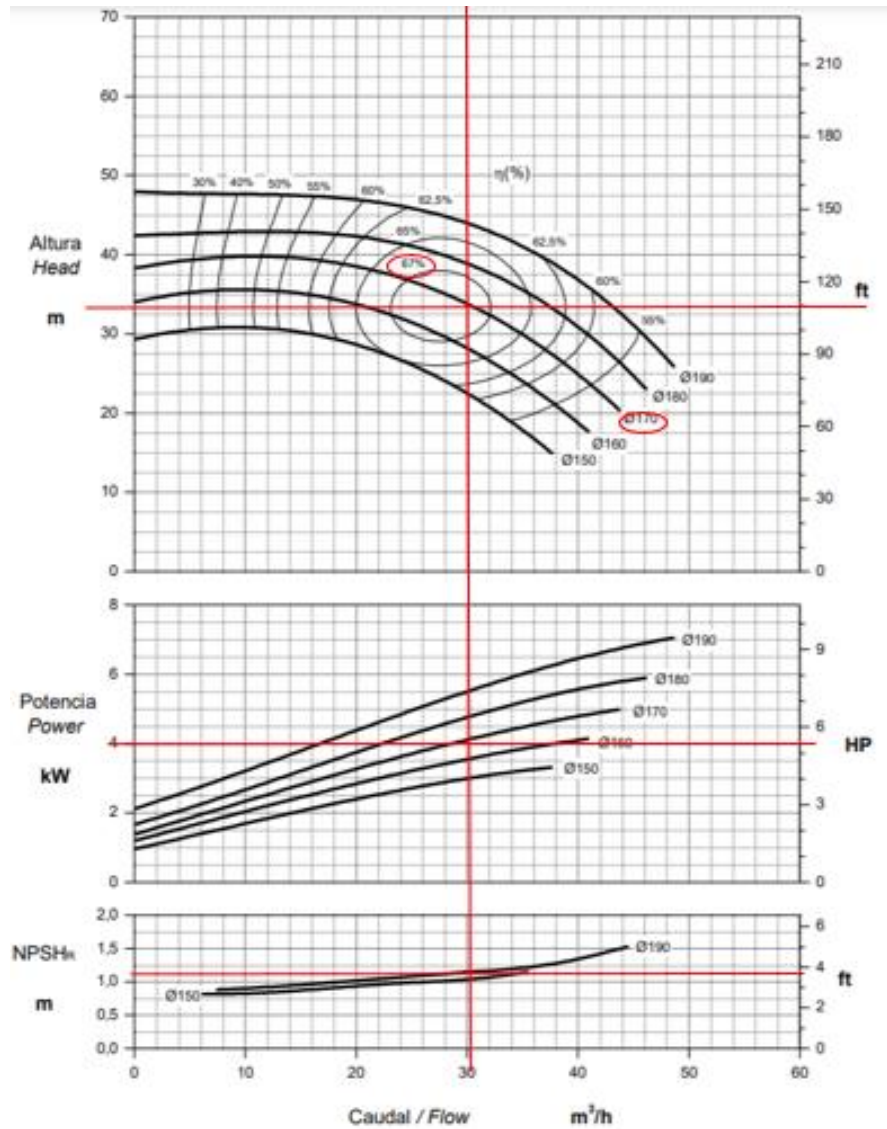


Figura 8.3.3. Curva característica de la bomba.

Finalmente, observando las curvas de esta bomba se definen las siguientes características:

Tabla 8.3.1. Características de la bomba.

Datos	Valor
Eficiencia estimada	67 %
Diámetro del rodillo	170 mm
Potencia	4 kW

### 8.3.1. Estudio de la cavitación

La NPSH (*Net Positive Suction Head*) es la propiedad utilizada en el análisis de la cavitación de una instalación hidráulica.

Es un parámetro importante en el diseño de un circuito de bombeo ya que ayuda a conocer la cercanía de la instalación a la cavitación.

En las instalaciones de bombeo se debe tener en cuenta la NPSH referida a la aspiración de la bomba, distinguiéndose dos tipos:

- NPSH disponible: es una medida de como de cerca está el fluido de la cavitación
- NPSH requerido: es el valor límite requerido para evitar que el fluido cavite.

### 8.3.1.1 Cálculo NPSH disponible

El NPSH disponible es una medida que depende de las características de la instalación y del líquido a bombear. Se puede definir con la siguiente ecuación:

$$NPSH_{disponible} = 10^5 * \frac{(p_l - p_v)}{\rho * g} - H_a - h_a \quad (8.3.1.1.1)$$

Donde:

$p_l$ : presión sobre el líquido en el depósito de aspiración

$p_v$ : presión de vapor del líquido

$H_a$ : altura de aspiración

$h_a$ : pérdida de carga que se produce en la aspiración

En este caso, el valor obtenido ha sido:

$$NPSH_{disponible} = 10^5 * \frac{(1-0,01)}{1073 * 9,81} - 0,042 - 0,0028 = 9,7m \quad (8.3.1.1.2)$$

### 8.3.1.2 Cálculo NPSH requerido

El NPSH requerido depende únicamente de las características de la bomba sin importar las características de instalación. Varía según el caudal y las revoluciones del motor. Su valor es suministrado por el fabricante e informa sobre la capacidad de aspiración de una bomba en un punto determinado de su curva característica de funcionamiento.

Cuando menor es el NPSH requerido mayor es su capacidad de aspiración.

En este caso, en la figura 8.3.3 podemos observar la curva característica de la bomba seleccionada, donde también obtenemos un valor de NPSH requerido igual a 1,1 m.

### 8.3.1.3 Conclusión

Para que una bomba funcione sin cavitación debe cumplirse la relación siguiente, en la que se añade 0,5 metros de seguridad:

$$NPSH_{disponible} \geq NPSH_{requerido} + 0,5$$

Por lo tanto, esto confirma que la bomba seleccionada puede ser utilizada sin peligro de cavitación en el sistema diseñado en este proyecto.

$$9,7 \text{ m} \geq 1,1 \text{ m} + 0,5$$

1	NUM. DE BOMBES : 1	LINEA:	<b>DIAGRAMA</b>			
2	SERVEI: Absorció acetona					
3						
4	FLUID BOMBEJAT	Acido acético				
5	TEMPERATURA D'OPERACIÓ	25 °C				
6	DENSITAT	1073 g/m <sup>3</sup>				
7	VISCOSITAT	0,00 Pa.s				
8	PRESSIO DE VAPOR (abs)	0,01 bar				
9	CABAL NORMAL	0,01 m <sup>3</sup> /s				
10	CABAL MÀXIM	0,0084 m <sup>3</sup> /s				
11						
12	<b>CONDICIONS D'ASPIRACIÓ</b>					
13	ALÇADA DE LIQUID	0,042 bar				
14	PRESSIO A L'EQUIP (abs.)	1,00 bar				
15	PERDUA DE P EN EQUIPS	0 bar				
16	PERDUA DE PRESSIO A LA LINEA	0,00 bar				
17	PERDUA TOTAL A LA LINEA	0,00281901 bar				
18	PRESSIO A L'ASPIRACIÓ (abs.)	1,04 bar				
19	NPSH (m.c.a.)	9,7 m				
20						
21	<b>CONDICIONS D'IMPULSIÓ</b>					
22	ALÇADA DE LIQUID	0,737 bar				
23	PRESSIO A L'EQUIP (abs.)	3,8 bar				
24	PERDUA AL BESCANVIADOR	bar				
25	PERDUA DE P EN EQUIPS	bar				
26	PERDUA DE P EN EQUIPS	bar				
27	PERDUA DE P EN EQUIPS	bar				
28	PERDUA DE P EN EQUIPS	bar				
29	PERDUA DE PRESSIO A LA LINEA	0,03 bar				
30	PERDUA TOTAL A LA LINEA	0,03 bar				
31	PRESSIO A LA IMPULSIÓ	4,557 bar				
32						
33	DIFERENCIA DE PRESSIO	3,52 bar				
34	DIFERENCIA D'ALÇADA (m.c.a.)	33,45 m				
35						
36	<b>REQUERIMENTS DE LA BOMBA</b>					
37	TIPUS DE BOMBA	Centrifuga				
38	MARCA	INOXPA				
39	MODEL	HCP 50-190				
40	DIAMETRE DE RODET	170 mm				
41						
42	EFICIENCIA ESTIMADA	67 %	<b>Aspiració</b>		<b>Impulsió</b>	
43	FREQ. DE ROTACIÓ ESTIMADA	2900 rpm	Canonada		Canonada	
44	POTENCIA ESTIMADA	4,00 kW	Tram horitzontal	2,00 m	Tram horitzontal	4,00 m
45			Tram vertical	2,00 m	Tram vertical	5,00 m
46			Diàmetre	0,10 m	Diàmetre	0,08 m
47			Rugositat	4,60E-06 m	Rugositat	4,60E-06 m
48			Velocitat del fluid	0,83 m/s	Velocitat del fluid	1,49 m/s
49			Reynolds	81010	Reynolds	108724
50			Factor de fricció	0,0189	Factor de fricció	0,0179
51						
FET PER: Júlia Alsina Cardós		DATA	26/05/2021		Accessoris	
Revisions		Fetes per:	OK	DATA	Accessoris	
1	Carla Espino Urgell	X	28-may	Vàlvula manual	2 PCS	0,08 m
2	Fatima Ezzahra Ouedghiri	X	31-may	Vàlvula de control	0 PCS	0,00 m
3	Júlia Alsina Cardós	X	03-jun	Vàlvula antirretorn	0 PCS	0,00 m
4				Vàlvula antirretorn	1 PCS	0,03 m
				Vàlvula automàtica	0 PCS	0,00 m
				Vàlvula automàtica	1 PCS	1,00 m
				TOTAL	4,16 m	TOTAL
					11,31 m	
FULL NUM.	1			Perdues per metre	0,00 bar/m	Perdues per metre
				Perdua de pressió	0,00 bar	Perdua de pressió
						0,03 bar

Figura 8.3.4. Hoja de especificación bomba P-101.

## 8.4. Compresor

En este apartado se define el tipo de compresor que se ha escogido para el proceso junto con sus características.

Su objetivo es comprimir el corriente de acetona de 1 bar a 3,85 bar, con un caudal de entrada de 9.003,8 m<sup>3</sup>/h.

Para ello, se han barajado las diferentes opciones de las que se disponían.

### 8.4.1. Compresores industriales

La principal clasificación de los diferentes tipos de compresores se realiza por su principio de funcionamiento básico. En este caso, quedan divididos en dos grandes grupos:

#### 8.4.1.1 Compresores de desplazamiento positivo

Se utilizan ampliamente en la industria química debido a su flexibilidad en caudales de trabajo y un rango de presión en descarga amplio.

Estos compresores consiguen el incremento de presión introduciendo una cantidad de gas en un espacio determinado y seguidamente éste se reduce por medios mecánicos, causando el aumento de presión en el fluido.

Los más utilizados son:

- Compresores rotativos o de espiras: consiguen reducir el volumen del gas y aumentar la presión mediante dos espiras, una fija y otra móvil.
- Compresores alternativos o reciprocantes: constan de un pistón que se mueve dentro de un cilindro para así reducir el volumen del gas.  
Requieren un coste de inversión y de mantenimiento elevado.

#### 8.4.1.2 Compresores dinámicos/centrífugos

Transfieren la energía al fluido a través de la fuerza de dos alabes que constituyen el impulsor. Las velocidades de rotación varían entre 3000 y 80.000 rpm y el caudal entre 850 y 50.000 m<sup>3</sup>/h.

## 8.4.2. Comparativa y elección

Teniendo en cuenta las condiciones de nuestro proceso:

Tabla 8.4.2.1. Condiciones de las corrientes.

Variable	Aspiración	Impulsión
Presión (bar)	1	3,85
Caudal (m <sup>3</sup> /h)	9.003,8	3.182,2
Temperatura (°C)	40	144
Potencia (kW)		502,4

En el estudio de las diferentes alternativas se han tenido en cuenta los puntos siguientes:

- El incremento de presión del compresor es de 3 bares aproximadamente.
- Se quiere reducir el coste de este equipo al mínimo.
- Los rangos de caudales son elevados.

Además, en la figura 8.4.3.1 (ref.25) se observa un gráfico con los rangos de aplicación de los diferentes tipos de compresores en función del flujo de entrada y la presión de descarga. Como se puede observar en el gráfico, el punto de operación del compresor del proyecto está dentro de los márgenes de trabajo de un compresor de desplazamiento positivo y uno centrífugo.

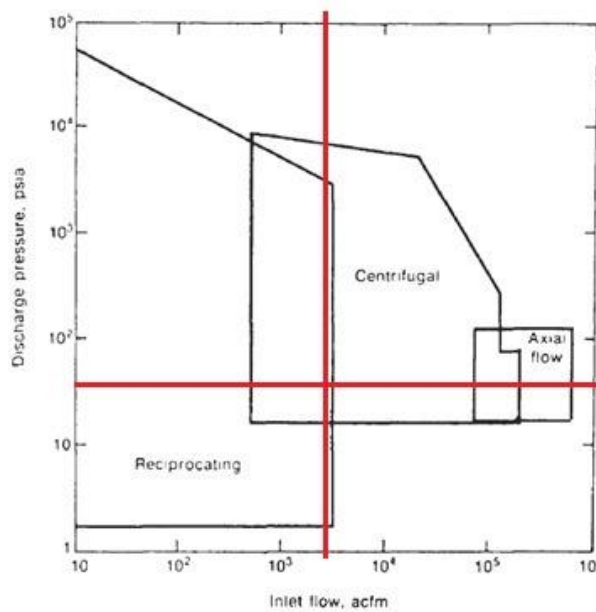


Figura 8.4.2.1. Rangos de aplicación diferentes tipos de compresores.

Finalmente, una vez estudiados estos criterios, se ha decidido utilizar un compresor de desplazamiento positivo ya que cumple con los requisitos establecidos en el proyecto. Dentro de éstos, se ha decidido utilizar un compresor de tipo tornillo.

Un compresor de tornillo basa su tecnología en el desplazamiento del aire, a través de las cámaras que se crean con el giro simultáneo y en sentido contrario, de dos tornillos, uno macho y otro hembra. El aire llena los espacios creados entre ambos tornillos, aumentando la presión según se va reduciendo el volumen en las citadas cámaras.

Los datos del compresor seleccionado se muestran la siguiente tabla, y en la figura 8.4.2.2 se observa una imagen de éste (ref.26).

Tabla 8.4.2.2. Datos selección compresor.

Variable	Tornillo
Presión de diseño (bar)	28
Caudal (m <sup>3</sup> /h)	Máximo: 13.846 m <sup>3</sup> /h Mínimo: 231 m <sup>3</sup> /h



Figura 8.4.2.2. Compresor de tornillo-*Grasso International*.

## 8.5. Válvulas

En este apartado se describen todas las válvulas usadas en el proceso. Junto con ello, se ha realizado una tabla con todas las válvulas del proceso y su especificación.

### 8.5.1. Válvula de compuerta

La válvula de compuerta es una válvula que abre mediante el levantamiento de una compuerta o cuchilla permitiendo así el paso del fluido. Consiste en un obturador en forma de compuerta que se desplaza verticalmente. Son válvulas de paso, trabajan en todo o nada (ref.27).



Figura 8.5.1.1. Válvula de compuerta manual.

### 8.5.2. Válvula de control automática

Las válvulas de control son válvulas usadas para el control del flujo de un fluido. Éstas se comportan como un orificio de área continuamente variable, que modifica la pérdida de carga según lo dirigido por la señal de un controlador. Esto permite el control del caudal y el consiguiente control de las variables del proceso tales como la presión, la temperatura y el nivel.



Figura 8.5.1.2. Válvula de control automática.

### 8.5.3. Válvula antirretorno

La válvula antirretorno, también llamadas válvulas de retención o válvulas *check*, son válvulas con el objetivo de cerrar por completo el paso de un fluido en circulación en un sentido y dejar paso libre en el contrario.

Son muy utilizadas en tuberías conectadas a sistemas de bombeo para evitar golpes de ariete, principalmente en la línea de descarga de la bomba.



Figura 8.5.1.3. Válvula antirretorno.

### 8.5.4. Tabla de especificación de las válvulas

Tabla 8.5.4.1. Especificación válvulas de proceso.

Válvula	Fallo	Tipo	Descripción	Unión	$\phi$ (")	Accionamiento
V-001	-	Compuerta manual	Mantenimiento	Brida	3	Manual
V-101	-	Compuerta manual	Mantenimiento	Brida	2	Manual
VR-102	Cierra	Controladora automática	Regula caudal/temperatura	Brida	2	Automática
V-103	-	Compuerta manual	Purga	Brida	2	Manual
V-104	-	Compuerta manual	Mantenimiento	Brida	2	Manual
V-201	-	Compuerta manual	Purga	Brida	3	Manual
V-202	-	Compuerta manual	Mantenimiento	Brida	3	Manual
V-203	-	Compuerta manual	Mantenimiento	Brida	3	Manual
V-204	-	Compuerta manual	Purga	Brida	4	Manual
V-205	-	Compuerta manual	Mantenimiento	Brida	4	Manual
V-206	-	Anti retorno	Evita flujo inverso	Brida	4	-
V-207	-	Anti retorno	Evita flujo inverso	Brida	4	-
VR-208	Abre	Controladora automática	Regula caudal	Brida	4	Automática
V-209	-	Compuerta manual	Mantenimiento	Brida	4	Manual
V-301	-	Compuerta manual	Mantenimiento	Brida	16	Manual
V-302	-	Compuerta manual	Purga	Brida	8	Manual
V-303	-	Compuerta manual	Mantenimiento	Brida	8	Manual
V-304	-	Anti retorno	Evita flujo inverso	Brida	8	-
V-305	-	Compuerta manual	Mantenimiento	Brida	8	Manual
V-401	-	Compuerta manual	Mantenimiento	Brida	8	Manual
V-402	-	Compuerta manual	Purga	Brida	8	Manual
V-403	-	Compuerta manual	Mantenimiento	Brida	8	Manual
VR-404	Abre	Controladora automática	Regula presión	Brida	8	Automática
V-501	-	Compuerta manual	Purga	Brida	4	Automática

V-502	-	Compuerta manual	Mantenimiento	Brida	4	Manual
VR-503	Abre	Controladora automática	Regula nivel	Brida	4	Automática
VR-601	Cierra	Controladora automática	Regula caudal	Brida	4	Automática

## **9. CONTROL E INSTRUMENTACIÓN**

En este apartado se define el control y la instrumentación implementados para la columna de absorción de acetona y los equipos auxiliares, siendo estos el intercambiador de calor, la bomba y el compresor.

Para ello, se ha dibujado el *Piping and Instrumentation Diagram, P&ID*.

Existen cinco válvulas automáticas con lazo de control:

- La válvula VR-102, instalada en la línea W-1010-3"-SS-CL, la cual corresponde a la corriente de entrada del agua de refrigeración del intercambiador.
- La válvula VR-208, instalada en la línea AA-1010-3"-SS, la cual corresponde a la corriente de entrada a la columna de absorción de acetona.
- La válvula VR-404, instalada en la línea A-1010-8"-SS, la cual corresponde al corriente gaseoso de salida del absorbedor.
- La válvula VR-503, instalada en la línea AA-1010-3"-SS-CL, la cual corresponde a la salida líquida del absorbedor.
- La válvula VR-601, instalada en la línea de mínimo flujo de la bomba.

A continuación, se muestra el diagrama de control y posteriormente una descripción del control del proceso y del tipo de instrumentación seleccionado.

### **9.1. Piping and instrumentation diagram (P&ID)**

En las siguientes páginas se puede observar el P&ID del proyecto, así como su simbología.



SIMBOLOGÍA	DESCRIPCIÓN
	VÁLVULA DE PURGA
	VÁLVULA ANTIRETORNO
	VÁLVULA DE COMPUERTA MANUAL
	VÁLVULA REGULADORA AUTOMÁTICA
	VÁLVULA DE SEGURIDAD DE PRESIÓN
T	CONNEXIÓN BRIDADA

SIMBOLOGÍA	DESCRIPCIÓN
HI	MESURADOR DE CAUDAL
XXXXXXX	ENTRADA DE COMPUESTO
	BOCA DE HOMBRE
-----	LAZO DE CONTROL
	RELLENO
	CAMBIO DE DIÁMETRO
	BOMBA CENTRIFUGA
	COMPRESOR

SIMBOLOGÍA	DESCRIPCIÓN
	CONTROLADOR INDICADOR DE CAUDAL
	CONTROLADOR INDICADOR DE CAUDAL
	CONTROLADOR INDICADOR DE PRESIÓN
	TRANSMISOR DE CAUDAL
	TRANSMISOR DE TEMPERATURA
	TRANSMISOR DE PRESIÓN
	CONTROLADOR INDICADOR DE NIVEL
	TRANSMISOR DE NIVEL
	TRANSMISOR INDICADOR DE TEMPERATURA
	TRANSMISOR DE CONCENTRACIÓN
	CONTROLADOR INDICADOR DE CONCENTRACIÓN
SP	SET POINT
	PANEL DE CONTROL

## 9.2. Control

Un lazo de control consta de una medición y un control en el proceso. Para ello, las variables de medida envían la señal a las variables controladoras y se compara esta señal con el punto de ajuste (*Set point*). Si existe diferencia entre estos, el controlador actúa sobre el elemento final de control para realizar un cambio en el proceso y alcanzar el valor deseado.

### 9.2.1. Control de la temperatura del corriente de la corriente de absorbente

El primer lazo de control tiene como misión el control de la temperatura del corriente de absorbente enviada al absorbedor. Dicho control actúa sobre la válvula VR-102 instalada en la corriente de alimentación de agua de refrigeración.

Se trata de un control en cascada, para el que se tiene una variable manipulable (flujo de agua) y dos variables de medida (flujo de agua y temperatura de proceso). Este control consta de dos lazos, un primario (maestro, TIC 1024) el cual ajusta la temperatura del absorbente modificando el caudal de agua de refrigeración al intercambiador y un secundario (esclavo, FIC 1021) el cual se encarga de ajustar el caudal de agua. El punto de consigna del controlador esclavo se encuentra conectado con la salida del controlador primario, tal y como se muestra en el *P&ID*. La salida del controlador esclavo se encuentra conectado con el elemento final de control VR-102.

El modo de operación de este controlador es el siguiente: en el caso que la temperatura en la línea de proceso aumentase, el controlador maestro deberá aumentar el *Set point* del controlador esclavo, dicho aumento producirá la apertura de la válvula con el fin de aumentar el paso de agua de refrigeración para poder aumentar la cantidad de calor extraída del proceso y con ello disminuir la temperatura de éste. En el caso contrario, donde se observase una disminución de la temperatura en proceso, el controlador de caudal cerraría el paso de agua con el fin de aumentar la temperatura.

El controlador de temperatura TIC 1024 es de acción directa (primario). El controlador de flujo FIC 1021 es de acción inversa (secundario).

### 9.2.2. Control de la concentración de acetona en el corriente de salida del absorbedor

El segundo lazo de control tiene como misión el control de la concentración de acetona del corriente de absorbedor. Dicho control actúa sobre la válvula VR-208 instalada en la corriente líquida de alimentación a la columna de absorción.

También se trata de un control en cascada. Este control consta de dos lazos, un primario (AIC 1030) el cual ajusta la concentración de acetona en la salida de la columna modificando el caudal de ácido acético a ésta y un secundario (FIC 1028) el cual ajusta el caudal del ácido. El punto de consigna del controlador secundario se encuentra conectado con la salida del controlador primario, tal y como se muestra en el *P&ID*. La salida del controlador esclavo se encuentra conectado con el elemento final de control VR-208.

El modo de operación de este controlador es el siguiente: en el caso que la concentración de acetona en la línea de salida de la columna aumentase, el controlador maestro deberá aumentar el *Set point* del controlador esclavo, dicho aumento producirá la apertura de la válvula con el

fin de aumentar el paso de ácido acético para poder disminuir la concentración. En el caso contrario, donde se observase una disminución de dicha concentración, el controlador de caudal cerraría el paso de ácido acético con el fin de aumentar la concentración.

El controlador de temperatura AIC 1030 es de acción directa (primario). El controlador de flujo FIC 1028 es de acción inversa (secundario).

### 9.2.3. Control de la presión de la columna de absorción

El tercer lazo de control tiene como misión el control de la presión en la columna de absorción. Dicho control actúa sobre la válvula VR-404 instalada en la corriente de salida gas de la columna.

Se trata de un control simple que consta de un solo lazo, donde el controlador PIC 1031 ajusta la presión de la columna modificando el flujo de salida gaseosa. La salida de dicho controlador se encuentra conectada con el elemento final de control VR-404.

El modo de operación de este controlador es el siguiente: en el caso que la presión en el interior de la columna aumentase, el controlador aumentará el *Set point* produciendo la apertura de la válvula para así aumentar la cantidad de gas extraído de la columna y disminuir la presión. En el caso contrario, donde se observase una disminución de la presión, el controlador de presión cerraría la salida de gas para así aumentar dicha variable.

El controlador de flujo PIC 1031 es de acción directa.

### 9.2.4. Control del nivel de la columna de absorción

El cuarto lazo de control tiene como misión el control del nivel en el interior de la columna de absorción. Dicho control actúa sobre la válvula VR-503 instalada en la corriente de salida líquida de la columna.

Se trata de un control simple que consta de un solo lazo, donde el controlador LIC 1039 ajusta el nivel de la columna modificando el flujo de salida líquido. La salida de dicho controlador se encuentra conectada con el elemento final de control VR-503.

El modo de operación de este controlador es el siguiente: en el caso que el nivel en el interior de la columna aumentase, el controlador aumentará el *Set point* produciéndola apertura de la válvula para así aumentar la cantidad de líquido extraído de la columna y disminuir el nivel. En el caso contrario, donde se observase una disminución del nivel, el controlador cerraría la salida de líquido para así acularlo dentro de la columna y aumentar dicha variable.

El controlador de flujo LIC 1039 es de acción directa.

### 9.2.5. Control de la línea de flujo mínimo de la bomba P-101

El funcionamiento de una bomba cerca de su flujo mínimo de trabajo normalmente produce un impacto negativo en el rendimiento de la bomba y en su vida útil de diseño. Para una operación prolongada bajo estas condiciones pueden ocurrir fallos catastróficos, especialmente si la bomba funciona por debajo de su flujo mínimo de trabajo.

Por lo tanto, para solucionar este problema, se instala una línea de recirculación en la descarga de la bomba (AA-1010-3"-SS). La línea de flujo mínima instalada, contiene una válvula de control de flujo, la cual permite ajustar el caudal recirculado para asegurar el flujo mínimo de caudal especificado a la descarga de la bomba centrífuga.

Esta válvula actúa principalmente en el proceso de arranque de la bomba, pero también en escenarios donde por cualquier razón se observe una disminución considerable del caudal de absorbente enviado a la columna.

El modo de operación de este controlador es el siguiente: en el caso que el caudal a la descarga de la bomba descienda por debajo del valor objetivo (*Set point*), el controlador FIC 1040 comienza la apertura de la válvula de control con el fin de aumentar la recirculación de ácido acético, lo que produciría un aumento del caudal impulsado por la bomba.

### **9.3. Instrumentación**

En un sistema de control existen cuatro elementos clave:

- Los medidores: son dispositivos que nos permiten conocer el valor de las variables físicas del proceso.
- Los transmisores: son los dispositivos que convierten las señales generadas por el medidor a otra señal susceptible para ser enviada a distancia.
- Los controladores: son elementos que calculan el valor que debe tener una variable manipulable a partir de los valores medidos y del *Set point*.
- Los elementos de control: son los dispositivos que regulan el valor de la variable hasta el valor calculado.

A continuación, se muestra una descripción de los diferentes equipos de instrumentación empleados en el proceso.

#### **9.3.1. Medidores**

##### **9.3.1.1 Medidores de flujo**

La medida precisa del flujo de materia que circula por una tubería es un factor clave para el buen funcionamiento del proceso.

Los tipos de medidores de flujo son:

- De caudal: el más común es el de placa de orificio, una placa perforada que mide la presión diferencial según el fluido en la línea. Son baratas y fáciles de instalar, pero tienen una caída de presión elevada.
- De desplazamiento positivo: miden el caudal volumétrico del fluido contando las veces por unidad de tiempo que el fluido llena un volumen conocido. Tienen pérdida de carga significativa y necesitan mucho mantenimiento.

- De flujo másico: el más común es el de efecto Coriolis, dos tubos idénticos en paralelo sometidos a oscilaciones a su frecuencia natural. Mediciones de flujo directas y pérdida de carga muy baja pero no son adecuados para presiones bajas.

En este caso, se ha decidido instalar transmisores de placa de orificio, ya que al trabajar a bajas presiones los medidores de flujo másico no son viables en estas condiciones y, por otro lado, los medidores de desplazamiento positivo requieren calibración y mantenimiento continuo.



Figura 9.3.1.1.1. Medidor de flujo de placa de orificio (ref.28).

### 9.3.1.2 Medidores de presión

Los tipos de medidores de presión se pueden clasificar en los siguientes grupos:

- Mecánicos: miden la presión comparándola con la ejercida por un líquido de densidad y altura conocidas o bien, se deforman por la presión interna del fluido que contienen.
- Neumáticos: se usan en la transmisión de las señales desde los sensores al controlador, y de este a las válvulas. No se emplean en el control de presión de equipos.
- Electromecánicos: utilizan un elemento mecánico elástico combinado con un transductor eléctrico que genera la señal correspondiente.
- Electrónicos de vacío: se emplean para la medida de alto vacío, son muy sensibles y se clasifican en mecánicos, de ionización y térmicos.

De entre los diferentes tipos, se decide que el más adecuado al sistema es el electromecánico. Además de contar con las características de los medidores mecánicos, traducen la información mediante un transductor para que pueda ser transmitido al controlador.



Figura 9.3.1.2.1. Medidor de presión electromecánico piezoeléctrico (ref.29).

### 9.3.1.3 Medidores de temperatura

La temperatura es una de las variables de proceso más importantes. Se puede medir con cualquier propiedad física que varíe con ésta. Los más comunes son: termoresistencia, termopar, termómetro, termistor y termografía. En industria se suelen utilizar únicamente los dos primeros.

- Termoresistencia: miden la resistencia de un filamento de metal puro. Ésta aumenta con la temperatura. Tiene buena exactitud y trabaja con un rango de -200 a 600°C.
- Termopar: formado por la unión de dos metales distintos que produce una diferencia de potencial muy pequeña que en función de la diferencia de temperatura entre uno de los extremos (punto caliente) y el otro (punto frío).



Figura 9.2.1.3.1. Medidor de temperatura termopar (ref.30).

Se instalarán sensores de temperatura termopares ya que son más económicos, intercambiables, tienen conectores estándar y trabajan con un amplio rango de temperaturas.

### 9.3.1.4 Medidores de nivel

La medida del nivel de un líquido dentro de un recipiente es imprescindible para controlar el proceso y operarlo de forma segura.

- Inspección visual: tubo transparente montado lateralmente y con una escala graduada.
- Flotadores: consiste en un flotador ubicado dentro del tanque. Éste está unido con un cable a una aguja que se mueve en una escala indicando la altura del flotador.
- Ultrasonidos: Se tienen que instalar por encima del nivel máximo del líquido. Miden el tiempo que un haz tarda en volver al emisor al rebotar en la superficie del líquido.

- **Radar:** Se instalan por encima del nivel máximo del líquido. Tienen el mismo funcionamiento que los ultrasonidos, pero por medio de radiación de microondas.

Para este proyecto, en la columna de absorción, se ha decidido instalar un medidor de nivel tipo radar ya que éstos son fiables en casos de líquido-gas. Los ultrasonidos no son adecuados ya que dependen de la velocidad del sonido del aire y en los gases varía.

Además, los medidores de radar al ser instalados por encima del nivel de líquido, no presentan elementos mecánicos en contacto directo con el fluido, evitando así la posible corrosión de éstos.



Figura 9.3.1.4.1. Medidor de nivel radar (ref.31).

### 9.3.2. Transmisores

Los transmisores tienen como función codificar señales óptimas, mecánicas o eléctricas, amplificarlas y emitir las como ondas electromagnéticas a través de una antena o por medios de conducción, por ejemplo, empalmes de cables a una sala de control.

Existen varios tipos de señales de transmisión, entre ellos destacan los transmisores neumáticos, digitales y electrónicos.

#### 9.3.2.1 Transmisores neumáticos

Los transmisores neumáticos es un dispositivo mecánico que convierte un desplazamiento mecánico en variaciones proporcionales de presión. Se basan en un sistema tobera-obturador, que convierte el movimiento del elemento de medición en una señal neumática.

Generan una señal neumática variable lineal de 3 a 15 psi para el campo de medida de 0-100% de la variable. Según la presión de salida se transmitirá un valor de la variable.

### 9.3.2.2 Transmisores digitales

Los transmisores digitales emiten una señal digital, que consiste en una serie de pulsos en forma de bits. Cada uno de ellos consistirá en dos signos, el 0 y el 1, que corresponden al paso o no de corriente.

Su principal ventaja es que su señal de salida puede ser recibida directamente por un procesador.

### 9.3.2.3 Transmisores electrónicos

Los transmisores electrónicos son más precisos y de respuesta más rápida que los mecánicos. Esto es debido a la precisión de los circuitos electrónicos y en parte a los pequeñísimos movimientos que se necesitan en los elementos elásticos para obtener el cambio eléctrico.

Generan una señal estándar de 4-20 mA c.c a distancias de 200m a 1km. Si existen problemas de suministro electrónico, la señal es sustituida por un voltaje de 1-5V para poder transmitirla de forma eléctrica.

Es por ello que se ha decidido instalar elementos de transmisión electrónicos, por su precisión, por su campo amplio de medida y su bajo coste de mantenimiento.

### 9.3.3. Controladores

El controlador debe generar una señal de control de manera que el sistema se comporte adecuadamente.

Para los controladores de este proyecto se ha seleccionado la acción PID, la compuesta de proporcional-integral-derivativo, ya que es el más completo y preciso a la hora de minimizar la señal de error.

#### 9.3.3.1 Controlador de acción proporcional-integral-derivativo (PID)

Es un mecanismo de control que a través de un lazo de retroalimentación permite regular la velocidad, temperatura, presión y flujo entre otras variables del proceso. El controlador PID calcula la diferencia entre nuestra variable real contra la variable deseada.

El algoritmo del control PID consta de tres parámetros distintos: el proporcional, que depende del error actual; el integral, que depende de los errores pasados; y el derivativo, que es una predicción de los errores futuros. La suma de estas tres acciones es usada para ajustar el proceso por medio de un elemento de control.

Ajustando estas tres variables en el algoritmo de control del PID, el controlador puede proveer una acción de control adaptada a los requerimientos del proceso en específico.

### 9.3.4. Actuadores

Un actuador o elemento final de control es un mecanismo que altera el valor de la variable manipulada en respuesta a una señal de salida desde el dispositivo de control automático. Constan de dos partes: el actuador que convierte la señal de controlador en un comando para el dispositivo generador y un mecanismo para ajustar la variable manipulada.

El elemento final de control puede ser una válvula de control, variadores de frecuencia, motores eléctricos, servo válvulas, relés o calefactores con carácter eléctrico.

- Válvula de control: varía el flujo de material o energía a un proceso, ajustando una abertura a través de la cual fluye el material. Representan un 95% o más de todas las aplicaciones en que interviene un actuador.
- Variador de frecuencia: sistema para el control de la velocidad rotacional de un motor de corriente alterna por medio del control de la frecuencia de alimentación suministrada al motor.
- Motor eléctrico: transforma la energía eléctrica en mecánica por medio de la acción de los campos magnéticos generados en sus bobinas.
- Servo válvulas: accionadores de tipo neumático o hidráulico. Tienen la posibilidad de controlar la presión o el caudal.
- Relé: funcionan como un interruptor controlado por un circuito eléctrico en el que accionan un juego de uno o varios contactos que permiten abrir o cerrar otros circuitos eléctricos.
- Calefactores con carácter eléctrico: producen energía calorífica a partir de eléctrica.

En este proyecto se ha decidido implantar las válvulas de control como actuadores, ya que son las más usadas en la industria y se adecuan perfectamente a las necesidades.

Se instalarán válvulas de control reguladoras automáticas para poder controlar así el porcentaje de apertura según el caso desde el panel de control.

Tabla 9.2.1. Especificación elementos instrumentación.

Referencia	Equipo/línea	Lazo de control	Tipo	Descripción	Unión	Rango			Material	Temperatura de trabajo		Presión de trabajo	
						Mínimo	Máximo	Unidades		Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo
FIC 1021	Entrada STEAM	VR-102	PID	Controlador y indicador de caudal entrada STEAM	Bridada	0	100	%	Stainless Steel	0	150	-1	10
FT 1022	Entrada STEAM	-	Electrónico	Transmisor de caudal entrada STEAM	Bridada	1.000	40.000	kg/h	Stainless Steel	0	150	-1	10
TT 1023	19	-	Electrónico	Transmisor de temperatura salida intercambiador E-201	Bridada	-200	800	°C	Stainless Steel	0	100	-1	10
TIC 1024	19	-	PID	Transmisor y controlador de temperatura salida intercambiador E-201	Bridada	0	100	°C	Stainless Steel	0	100	-1	10
PIT 1025	20	-	Electrónico	Transmisor e indicador de presión entrada líquido columna T-201	Bridada	0	2.000	bar	Stainless Steel	0	200	-1	10
TIT 1026	20	-	Electrónico	Transmisor e indicador de temperatura entrada líquido columna T-201	Bridada	-200	800	°C	Stainless Steel	0	100	-1	10
FIC 1028	20	VR-208	PID	Controlador e indicador de caudal entrada líquido columna T-201	Bridada	0	100	%	Stainless Steel	0	150	-1	10
FT 1027	20	-	Electrónico	Transmisor de flujo entrada líquido columna T-201	Bridada	1.000	40.000	kg/h	Stainless Steel	0	150	-1	10
AT 1029	21	-	Electrónico	Transmisor de concentración acetona en salida gas columna T-201	Bridada	0	100	% acetona	Stainless Steel	0	150	-1	10
AIC 1030	21	-	PID	Controlador e indicador de concentración acetona en salida gas columna T-201	Bridada	0	100	% acetona	Stainless Steel	0	150	-1	10
PIC 1031	21	VR-404	PID	Controlador e indicador de presión salida gas columna T-201	Bridada	0	2.000	%	Stainless Steel	0	200	-1	10
PIT 1032	16	-	Electrónico	Transmisor e indicador de presión entrada gas columna T-201	Bridada	0	2.000	bar	Stainless Steel	0	200	-1	10
TIT 1033	16	-	Electrónico	Transmisor e indicador de temperatura entrada gas columna T-201	Bridada	-200	800	°C	Stainless Steel	0	100	-1	10
PT 1034	T-201	-	Electrónico	Transmisor de presión columna T-201	Bridada	0	2.000	bar	Stainless Steel	0	200	-1	10
TIT 1035	T-201	-	Electrónico	Transmisor e indicador de temperatura columna T-201	Bridada	-200	800	°C	Stainless Steel	0	100	-1	10
TIT 1036	T-201	-	Electrónico	Transmisor e indicador de temperatura columna T-201	Bridada	-200	800	°C	Stainless Steel	0	100	-1	10
TIT 1037	T-201	-	Electrónico	Transmisor e indicador de temperatura columna T-201	Bridada	-200	800	°C	Stainless Steel	0	100	-1	10
LT 1038	T-201	-	Electrónico	Transmisor de nivel columna T-201	Bridada	0	100	%	Stainless Steel	0	150	-1	10
LIC 1039	22	VR-503	PID	Controlador e indicador de nivel en salida líquido columna T-201	Bridada	0	100	%	Stainless Steel	0	150	-1	10
PSV1	T-201	-	-	Válvula de seguridad de presión	Bridada	5,5	6	bar	Stainless Steel	0	150	-1	10
FIC 1040	Reflujo	VR-601	PID	Controlador e indicador de caudal de reflujo	Bridada	0	100	%	Stainless Steel	0	150	-1	10
FT 1041	20	-	Electrónico	Transmisor de caudal salida P-101	Bridada	1.000	40.000	kg/h	Stainless Steel	0	150	-1	10

## **10. DISPOSICIÓN DE LA PLANTA**

Para realizar un *layout* (ref.32) de la planta, se tienen en cuenta varios aspectos para permitir maximizar la seguridad, facilitar las operaciones y el mantenimiento, considerar futuras expansiones de la planta y reducir los costes. A continuación, se explican las consideraciones de diseño que se han tenido en cuenta para realizar el *layout* en este trabajo.

### **10.1. Consideraciones generales**

- Los equipos deben estar dispuestos de tal forma que minimizan los recorridos de las tuberías (en particular, para tuberías de gran tamaño y tuberías de aleación) en la medida de lo posible.
- Se tienen que proporcionar vías de acceso despejadas que tengan un ancho mínimo de 600 mm para que los operarios puedan acceder a los equipos.
- Se tiene que dejar espacio para la provisión de futuros equipos de repuesto o para una posible expansión de la planta.
- A las unidades de proceso que requieran un mantenimiento que se realice apartado de otros equipos, se les tiene que dejar al menos 6 metros.

### **10.2. Consideraciones de proceso**

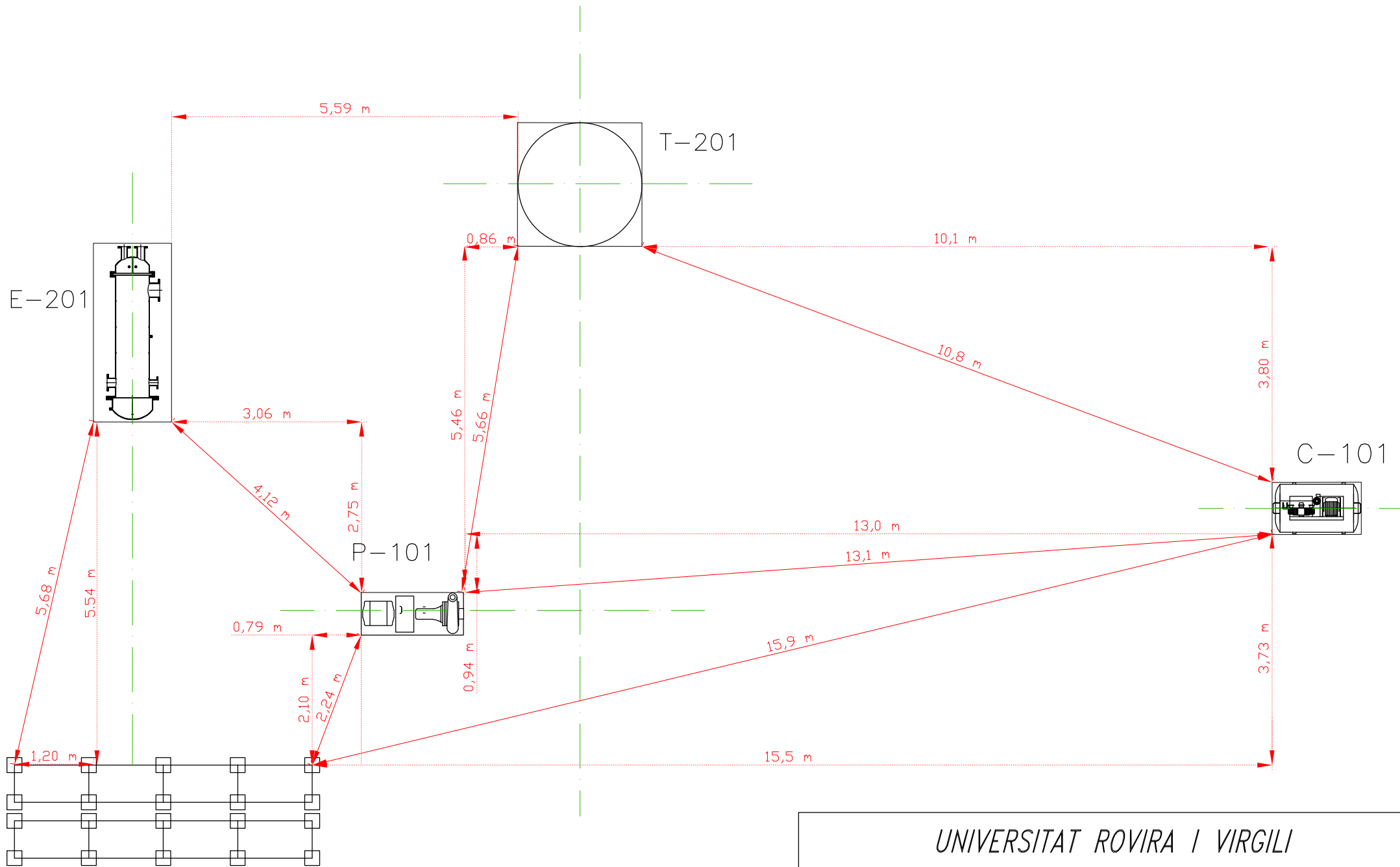
Los equipos se tienen que distribuir siguiendo el orden que tienen en el diagrama de flujo del proceso. El parámetro que se pretende resaltar en este estudio es el distanciamiento entre los diferentes equipos/elementos del proceso.

Para ello, se toma como referencia las siguientes distancias mínimas para los diferentes equipos in-scope de este trabajo (ref.33). Dichas referencias se han extraído de la figura que se puede ver en los anexos A.5.

- Entre el compresor y la columna de absorción, se requiere una distancia mínima de 10 m.
- Del intercambiador de calor al compresor, debe haber una distancia mínima de 10 m.
- Entre la bomba y el compresor debe haber una distancia mínima de 10 m.
- Entre la bomba y la columna de absorción, debe haber una distancia mínima de 5 m.
- Entre el intercambiador de calor y la bomba, siendo esa una bomba de proceso con productos a temperatura menor que la de autoignición, se requiere una distancia mínima de 3 m.
- Entre el intercambiador de calor y la columna de absorción, se requiere una distancia mínima de 2 m.
- La distancia mínima entre las vías de tuberías internas y el compresor es de 15 m.
- La distancia mínima entre las vías de tuberías internas y la bomba es de 2 m.
- La distancia mínima entre las vías de tuberías internas y la columna de absorción es de 2 m.
- La distancia mínima entre las vías de tuberías internas y el intercambiador de calor es de 5 m.

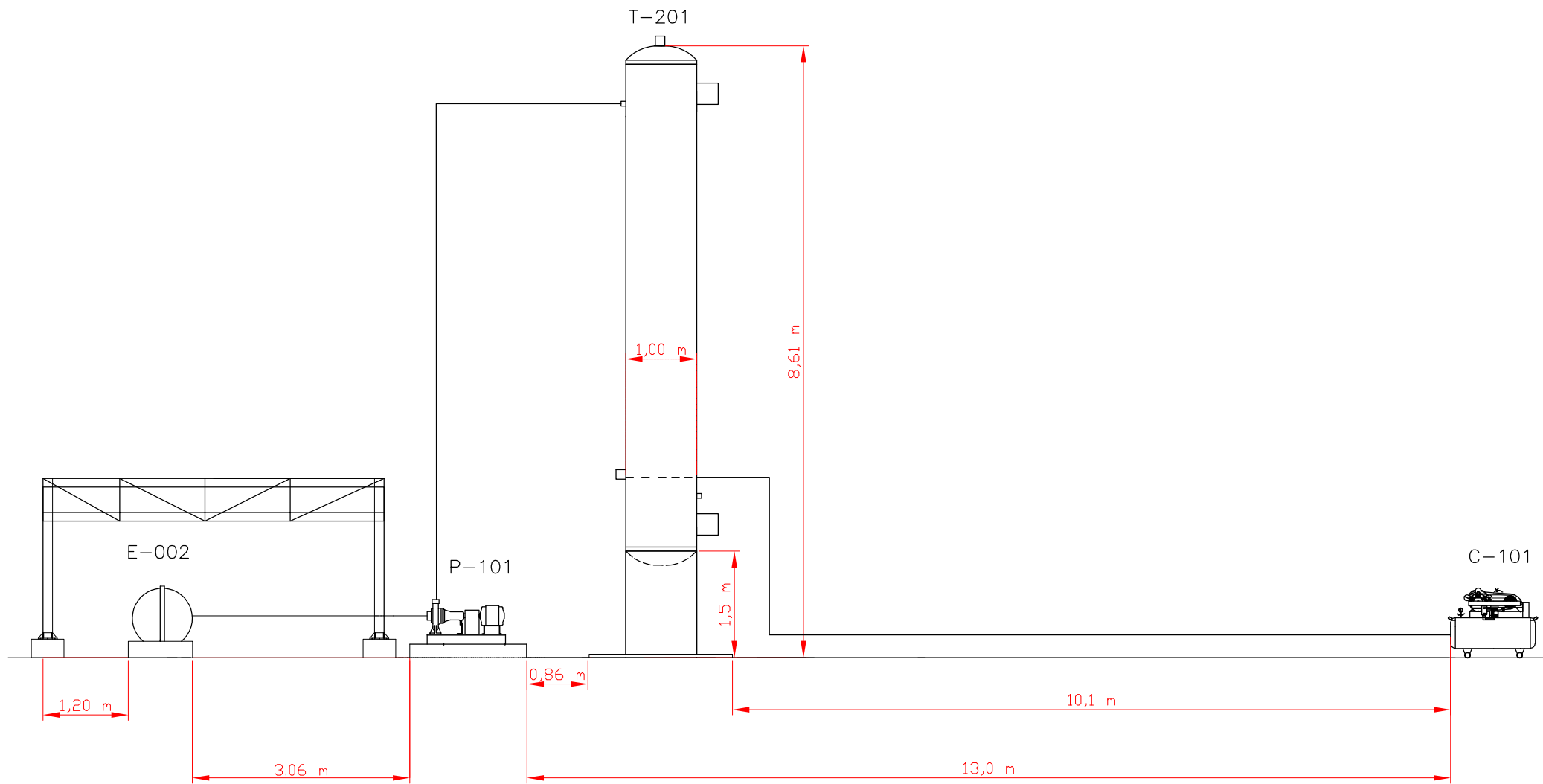
### **10.3. Layout**

A continuación, se muestra la distribución final de los equipos en la planta.



Piperack

<i>UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI</i>	
<i>LAYOUT IN-SCOPE VISTA ÀEREA</i>	<i>Nº3</i>
	<i>Dibujado por: Fatima E. Ouedghiri</i>
<i>ESCALA 1:60</i>	<i>Fecha: Junio 2021</i>



UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI

LAYOUT IN-SCOPE VISTA LATERAL

Nº4

Dibujado por: Fatima E. Ouedghiri

ESCALA 1:60

Fecha: Junio 2021

## 11. MANUAL DE OPERACIÓN

### 11.1. Puesta en marcha

En primer lugar, para la puesta en marcha de la columna se requiere de un procedimiento especial de puesta en marcha de los equipos previos, es decir, el intercambiador y la bomba que envía la corriente de ácido acético a la misma.

En cuanto a las *utilities*, la electricidad proviene de los transformares que se activarán previamente al inicio del proceso de puesta en marcha y se abrirá, también, el circuito de agua de refrigeración para enviar al intercambiador.

A continuación, se muestran los pasos a seguir para la puesta en marcha del absorbedor:

1. Para empezar, se colocan y se comprueba que todas las válvulas de control estén en posición manual. En la siguiente tabla se define la posición de éstas antes de la puesta en marcha.

Tabla 11.1.1. Posición válvulas puesta en marcha T-201.

Válvulas	Posición
VR-102	Cerrada
VR-206	Cerrada
VR-404	Cerrada
VR-503	Cerrada
VR-601	Abre

2. Las válvulas de aislamiento (mantenimiento) del intercambiador se abren.
3. Se llena el intercambiador con un corriente externo con tal de eliminar todo el gas, ya que si este entra a la bomba se tendría cavitación de la misma.
4. Se observa la línea de purga situada encima del intercambiador hasta que empiecen a salir las primeras gotas de líquido.
5. Cuando empieza a salir líquido, se considera que el intercambiador ya se encuentra lleno, por tanto, se cierra la válvula instalada en la línea de purga. Se empieza a purgar la bomba y alimentarla.
6. Se abre la válvula de compuerta de aspiración y se cierra la válvula de descarga de impulsión con tal de arrancar la bomba.
7. Se comprueba que los indicadores de presión, temperatura y flujo de la bomba estén activados.
8. Se comprueba que la bomba esté cebada, así que se llena de ácido acético toda la tubería de aspiración y el rodete, pues si tienen aire no pueden empezar a funcionar.
9. También, se activa la recirculación de líquido que va des de la salida de la bomba hacia la entrada del equipo anterior, el intercambiador, a través de la línea de mínimo flujo.
10. Se activa el modo automático del controlador de caudal de mínimo flujo obteniéndose dicho caudal.
11. Una vez alcanzado este caudal, se empieza a abrir la válvula de descarga de impulsión hacia la columna, y automáticamente el controlador mínimo de flujo empezará a cerrar la cantidad recirculada.
12. Se asegura que los controles e indicadores de la columna estén en funcionamiento.
13. Se empieza a añadir la corriente del absorbente, ácido acético, a la columna.

14. Cuando la columna alcanza un nivel superior al 20% en fondos, se empieza a añadir el corriente de gas por fondos de columna.  
Cabe destacar que, en el momento de la inyección del corriente de gas, el controlador de presión de la columna debe estar cerrado con tal de subir la presión de la misma y obtener el punto de trabajo óptimo. Además, el controlador de nivel de fondos se mantiene cerrado hasta alcanzar el 20%, y en este momento se coloca en automático con tal de que dicho nivel quede controlado.
15. Una vez alcanzado el punto de presión y temperatura óptimo, el resto de las válvulas controladoras se colocan en automático.
16. Empieza el proceso de absorción, y la operación normal de trabajo de la columna.

Todos los controladores se colocan en modo manual con tal de poder controlar cualquier variable si hay un fallo durante la puesta en marcha. Posteriormente, como se ha dicho antes, en el instante en que se consigue el punto de operación óptimo, pasan a colocarse en modo automático, y trabajan como en el caso de una operación normal, que se explica detalladamente en el siguiente apartado.

### **11.2. Operación normal**

En el caso de que la columna esté en una operación normal, es decir, cuando esté trabajando en sus condiciones óptimas de operación establecidas previamente, no se tiene que seguir ningún procedimiento especial de pasos establecido.

Se deben revisar a menudo los datos que muestran los indicadores de nivel, temperatura y presión de la columna. En caso de falta de señal de alguno de ellos o fallo de electricidad, se procede a intervenir.

### **11.3. Parada**

Por último, se muestran los pasos a seguir para realizar una parada de la columna de absorción:

1. Cerrar la válvula de entrada de gas.
2. Cerrar la válvula de entrada de líquido.
3. Asegurarse que se ha vaciado la columna por cabeza y por fondos, y cerrar entonces ambas válvulas.  
Hay que tener en cuenta que si la parada es corta por un problema/fallo, no interesa perder la presión ni el nivel, por tanto, simplemente se aísla la columna, pero sin vaciar totalmente la misma. En cambio, si lo que se quiere realizar es un mantenimiento de la columna entonces se procede a vaciar ésta al 100%.
4. Cortar corriente de *utility* de agua de refrigeración.
5. Apagar los equipos auxiliares: bomba y compresor.

## 12. ESTUDIO ECONÓMICO

### 12.1. Cálculo costes

A continuación, se muestra un análisis económico donde se proporciona el presupuesto, así como el VAN del proyecto.

En primer lugar, se ha calculado el coste de los equipos principales y auxiliares del proyecto que están dentro del alcance de éste, así como el coste de su instalación. En este caso, el equipo principal es la columna de absorción (T-201) y los equipos auxiliares son: el intercambiador de calor (E-201), la bomba rotatoria (P-101) y el compresor (C-101).

En la tabla 12.1.1 se muestran los resultados obtenidos a partir del simulador *Aspen Hysys*.

Tabla 12.1.1. Coste de los equipos.

Equipo	Coste equipo (USD)	Coste instalación (USD)
E-201	60.700	178.500
P-101	5.700	42.100
C-101	1.175.800	1.368.500
T-201	54.400	217.700

Con estos resultados, y partir de los datos extraídos del simulador *Aspen Hysys* se obtiene el coste capital total de la planta teniendo en cuenta estos equipos. Este *capital cost* tiene un valor de 4.532.340 USD.

En segundo lugar, se procede a calcular los costes variables del proceso.

En la tabla 12.1.2. se muestran los resultados obtenidos a partir del simulador *Aspen Hysys* del coste de las *utilities*. Éstas son el agua de refrigeración necesaria para el intercambiador y la electricidad necesaria para equipos como la bomba o el compresor.

Tabla 12.1.2. Coste de las *utilities*.

<i>Utilities</i>	Cantidad	Coste (USD/h)	Coste (USD/año)
Electricidad	606,71 kW	47,02	411.895,2
Agua de refrigeración	25.422,75 kg/h	0,81	7.095,6

Los costes de las *utilities* acaban siendo de un total de 419.242 USD/año.

Seguidamente, en la tabla 12.1.3. se muestran los resultados obtenidos al calcular el gasto de los dos reactivos utilizados: ácido acético y acetona. Los precios de éstos se han obtenido bibliográficamente del libro *Turton et al* (ref.7).

Tabla 12.1.3. Coste de reactivos.

Reactivo	Cantidad (kg/h)	Precio (USD/kg)	Coste (USD/año)
Ácido acético	170,69	1,09	1.607.461,9
Acetona	1,59	0,948	13.001,4

Por último, se ha calculado el coste de los operadores (tabla 12.1.4), teniendo en cuenta los necesarios para cada equipo y el salario anual medio obtenido del *Turton et al* (ref.7).

Tabla 12.1.4. Coste de los operadores.

Operarios	Sueldo (USD/año)	Coste (USD/año)
12	66.910	802.920

## 12.2. Resultados finales

Finalmente, teniendo en cuenta todos los costes calculados anteriormente, se ha hecho el estudio de ambos costes: fijos y variables (ref.7).

Tabla 12.2.1. Costes del proyecto.

	Coste	Valor (USD)
Costes variables	<i>Direct Manufacturing Costs (DMC)</i>	3.609.156
Costes fijos	<i>Fixed Manufacturing Costs (FMC)</i>	876.666
	<i>General Manufacturing Expenses (GE)</i>	1.069.998

Una vez calculados estos costes se procede a hacer la evaluación económica del proyecto usando la metodología de calcular el VAN, la TIR y el *Payback* para así poder evaluar la viabilidad del proyecto.

En este caso, se ha hecho un estudio económico basado en las pérdidas, es decir, la diferencia de pérdidas que se tienen sin el absorbedor y en presencia de este. En la siguiente tabla se observan los valores considerados para el cálculo.

Tabla 12.2.2. Tabla comparativa de la empresa sin y con el absorbedor.

	SIN ABSORBEDOR	CON ABSORBEDOR
Inversión inicial	-	4.532.340 USD
Vida útil	-	10 años
Amortización	-	453.234 USD
Pérdidas	-33.516.881 USD	-2.344.619 USD
Costes fijos	0 USD	1.946.664 USD
Costes variables	0 USD	3.609.156 USD

Después de tener la tabla comparativa se hace el estudio. Se ha determinado una tasa impositiva del 35% y un tipo de interés del 17%, el cual es típico de aplicar en procesos químicos industriales.

Tabla 12.2.3. Tabla financiera del proyecto.

	SIN ABSORBEDOR	CON ABSORBEDOR
Pérdidas	-33.516.881 USD	- 2.344.619 USD
Costes	0 USD	5.555.821 USD
Amortización	0 USD	453.234 USD
Pérdidas antes de impuestos	-33.516.881 USD	-8.353.674 USD
Impuestos	-11.730.908 USD	-2.923.786 USD
Pérdidas después de impuestos	-21.785.973 USD	-5.429.888 USD
Cash Flow	-21.785.973 USD	-4.974.654 USD

Por último, en la siguiente tabla se muestran los resultados finales de los parámetros calculados: VAN, TIR y *Payback*.

Tabla 12.2.4. Resultados finales del proyecto.

Datos	Valor
VAN	73.775.615 USD
TIR	370,9%
<i>Payback</i>	0,3 años

Como se observa en la tabla anterior, sí que es rentable invertir en este proyecto ya que el VAN es significativamente grande y positivo.

Por otro lado, el hecho que salga una TIR tan alta indica que este proyecto es muy rentable. Normalmente, los proyectos son de rentabilidad media o baja, pero en este caso se están evaluando los beneficios como el ahorro que se consigue añadiendo un equipo intermedio, así que es por esto que la TIR y el VAN obtienen valores tan elevados.

El *Payback* es de 0,3 años, ya que la inversión se recupera rápidamente debido a la alta rentabilidad del proyecto por lo comentado anteriormente.

Por lo tanto, teniendo en cuenta todos estos valores obtenidos, se puede concluir diciendo que este proyecto no es que sea rentable, sino que es necesario, ya que, se ha comprobado que no se puede prescindir de añadir este equipo a la planta de producción de anhídrido acético.

### **13. CONCLUSIONES**

Se ha conseguido simular el proceso de síntesis del anhídrido acético propuesto en el Trabajo de Fin de Grado mediante el simulador *Aspen Hysys*. Las simulaciones se han llevado a cabo con el modelo *NRTL-HOC* y se han obtenido los datos necesarios para determinar el punto de operación óptimo de la columna.

Por otro lado, se ha comprobado que el caudal de anhídrido acético cumple con la especificación de producción de este trabajo. Siendo éste, de 79.180 kg/h con una pureza del 38%.

Se ha diseñado correctamente la columna de absorción con 5 etapas de separación, 3,8 bar de presión y 25°C de temperatura. Además, se han diseñado los equipos auxiliares: intercambiador de calor, bomba y compresor. Cabe destacar que el diseño del intercambiador se ha hecho con el simulador *Aspen Exchanger Design and Rating*.

Se ha completado la especificación final de construcción del equipo objetivo, con el listado de tuberías y válvulas. En cuanto a las tuberías, se ha determinado el diámetro nominal junto con el espesor del aislante necesario y en cuanto a las válvulas, los diferentes tipos usados en el proyecto.

Se ha implementado un sistema de control e instrumentación para el proceso tanto para el correcto funcionamiento como para la seguridad.

Se ha elaborado un manual de operación para la puesta en marcha y parada del equipo y para la operación normal del proceso.

Se ha realizado el estudio de la evaluación económica del proyecto. Éste determina la alta rentabilidad y necesidad de la instalación de la columna. El coste de inversión inicial para este proyecto es de 4.532.340 USD con un periodo *payback* de retorno de 0,3 años. El VAN y la TIR de esta inversión son 73.775.615 USD y 370,9 % respectivamente. Los costes de operación fijos anuales son de 1.946.664 USD y los costes variables son de 3.609.156 USD.

## 14. REFERENCIAS

- [1] <https://www.expertmarketresearch.com/pressrelease/global-acetic-anhydride-market>
- [2] <https://www.jubilantpharmova.com/pdf/JLL-Investor-Presentation-June-2019.pdf>
- [3] The Polymerization and Thermal Decomposition of Ketene. Arthur T. Williamson.
- [4] THERMAL CRACKING OF ACETONE – I. Influence of the process variables on the product distribution. G. FROMENT, H. PIJCKE and G. GOETHALS
- [5] McKetta, J., & Cunningham, W. (1976). Encyclopedia of Chemical Processing and Design. Marcel Dekker Inc.
- [6] <http://sites.poli.usp.br/d/pqi2408/physpropmodels.pdf>
- [7] Turton, R., Shaeiwitz, J. A., Bhattacharyya, D., & Whiting, W. B. (2018). Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes (5th Edition) (International Series in the Physical and Chemical Engineering Sciences) (5.a ed.). Recuperat de <https://learning-oreilly-com.sabidi.urv.cat/library/view/analysis-synthesis-and/9780134177502/ch01.xhtml>
- [8] [https://www.chemistryscl.com/ask\\_questions/chemical-engineering/high-temperature-effects-absorption-column/index.php](https://www.chemistryscl.com/ask_questions/chemical-engineering/high-temperature-effects-absorption-column/index.php)
- [9] [http://www.diquima.upm.es/old\\_diquima/Investigacion/proyectos/chevic/catalogo/COLUMNAS/Platos.htm](http://www.diquima.upm.es/old_diquima/Investigacion/proyectos/chevic/catalogo/COLUMNAS/Platos.htm)
- [10] [http://www.diquima.upm.es/old\\_diquima/Investigacion/proyectos/chevic/catalogo/COLUMNAS/Relleno.htm](http://www.diquima.upm.es/old_diquima/Investigacion/proyectos/chevic/catalogo/COLUMNAS/Relleno.htm)
- [11] Kohl, A., & Nielsen, R. (1997). Gas purification (5.a ed.). Houston, Texas: Gulf Publishing Company.
- [12] Kister, H. Z. (1992). *Distillation design*. New York, Estados Unidos: McGraw-Hill, Inc.
- [13] Kister, H. Z. (1992b). *Distillation operation*. New York, Estados Unidos: McGraw-Hill, Inc.
- [14] Packed Tower Internals Guide. NorPro
- [15] <https://koch-glitsch.com/technical-documents/brochures/metal-random-packing>
- [16] <https://www.cis-inspector.com/asme-code-calculation-allowable-stresses-high-alloy.html>
- [17] <https://www.azom.com/properties.aspx?ArticleID=863>
- [18] <https://fondeyur.com/fondos/fondo-flanged-dished-asme/>
- [19] Diseño en ingeniería química. Towler & Sinnott
- [20] <https://nptel.ac.in/content/storage2/courses/103103027/pdf/mod6.pdf>
- [21] [https://www.academia.edu/24927689/Tabla\\_de\\_tuberias\\_segun\\_schedule](https://www.academia.edu/24927689/Tabla_de_tuberias_segun_schedule)

[22] <https://www.boe.es/buscar/pdf/2007/BOE-A-2007-15820-consolidado.pdf>

[23] <https://cadeengineering.com/es/introduccion-a-clasificacion-y-diseno-de-intercambiadores-de-calor-segun-tema/>

[24]

[https://www.inoxpa.es/uploads/document/Fitxa%20tecnica/Components/Bombes/HCP/FT.HCP.2\\_ES.pdf](https://www.inoxpa.es/uploads/document/Fitxa%20tecnica/Components/Bombes/HCP/FT.HCP.2_ES.pdf)

[25] Branan, C. R. (s. f.). Rules of Thumb for Chemical Engineers (3.a ed.). Houston, Texas: Gulf Publishing Company.

[26] <https://www.directindustry.es/prod/grasso-international/product-17563-2085789.html> (tornillo)

[27] <https://www.directindustry.es/prod/wenzhou-aea-valve-co-ltd/product-224439-2312140.html>

[28] <https://www.directindustry.es/prod/arthur-grillo-gmbh/product-34316-2379812.html>

[29] <https://www.directindustry.es/prod/baumer-group/product-179-1789134.html>

[30] <https://www.directindustry.es/prod/conax-technologies/product-7421-169063.html>

[31] <https://www.directindustry.es/prod/endress-hauser-ag/product-4726-2306786.html>

[32] KLM Technology Group Project Engineering Standard. LAYOUT AND SPACING (PROJECT STANDARDS AND SPECIFICATIONS).

[33] <https://unefmdisenodeplantas.files.wordpress.com/2017/03/separacion-entre-equipos-e-instalaciones.pdf>

# ANEXOS

## A. ANEXOS

### A.1. Planificación del proyecto

A continuación, se muestra la tabla con las tareas realizadas con su periodo de ejecución.

Tabla A.1.1. Tareas realizadas en el proyecto.

Tarea	Fecha inicio	Fecha fin
Búsqueda de información	10-mar-21	14-mar-21
Dibujo diagrama de bloques	15-mar-21	17-mar-21
Dibujo PFD	17-mar-21	19-mar-21
Leyenda PFD	20-mar-21	21-mar-21
Revisión PFD	22-mar-21	22-mar-21
Desarrollo proceso en simulador Aspen	22-mar-21	05-abr-21
Cálculo corriente alimentación absorbedor	06-abr-21	13-abr-21
Cálculo temperatura óptima absorbente	13-abr-21	04-may-21
Determinación presión y número de etapas óptimos	13-abr-21	04-may-21
Cálculo del coste mínimo	13-abr-21	04-may-21
Revisión simulación Aspen	04-may-21	09-may-21
Revisión condiciones óptimas	04-may-21	09-may-21
Decisión columna de platos o relleno	10-may-21	17-may-21
Definir tipo de relleno	10-may-21	17-may-21
Comprobación criterios hidráulicos	10-may-21	17-may-21
Cálculo elementos internos de la columna	10-may-21	17-may-21
Definir material de construcción	10-may-21	17-may-21
Cálculo espesor de la columna	10-may-21	24-may-21
Diseño de los cabezales	10-may-21	24-may-21
Diseño del soporte	10-may-21	24-may-21
Refuerzo de las acometidas	10-may-21	24-may-21
Instrumentación	10-may-21	17-may-21
Control del absorbedor	10-may-21	17-may-21
Dibujo P&ID	10-may-21	17-may-21
Leyenda P&ID	17-may-21	18-may-21
Revisión P&ID	18-may-21	18-may-21
Especificación conducciones	17-may-21	31-may-21
Especificación del intercambiador de calor	17-may-21	31-may-21
Especificación bomba	17-may-21	31-may-21
Especificación del compresor	17-may-21	31-may-21
Especificación válvulas	17-may-21	31-may-21
Revisión especificaciones	31-may-21	31-may-21
Disposición de la planta	18-may-21	23-may-21
Dibujo Layout	23-may-21	24-may-21
Revisión Layout	25-may-21	25-may-21
Avaluación económica	25-may-21	31-may-21
Valoración del presupuesto	25-may-21	31-may-21
Revisión económica	31-may-21	31-may-21
Redacción informe final	31-may-21	07-jun-21
Revisión general	07-jun-21	08-jun-21

## A.2. Resultados obtención configuración óptima

A continuación, se muestran todos los resultados de los estudios realizados para definir las condiciones óptimas de operación de la columna. Los datos extraídos para cada *case study* han sido obtenidos con el simulador *Aspen Hysys*.

Primeramente, se realiza un estudio para determinar cuál es la temperatura óptima. En la siguiente tabla se muestran los resultados obtenidos para una columna de 5 platos, donde se observa claramente que el caudal mínimo corresponde a la temperatura de 25°C.

Tabla A.2.1. Estudio de la temperatura.

Temperatura (°C)	Caudal ácido acético (kmol/h)
25	434,1
26	438,7
27	444,6
28	448,7
29	454,1
30	458
31	461,4
32	468,2
33	475,1
34	480,9
35	486,9

Seguidamente, se muestran los diferentes estudios hechos para cada número de etapa de separación en las siguientes tablas con tal de determinar la presión óptima de operación de la columna y el número de etapas de separación de la misma.

En estas tablas se observan todos los datos extraídos del simulador y los costes para cada equipo, así como para las *utilities* y los reactivos. Los rangos de presión se han establecido en de 1 bar a 5 bar, y las etapas de separación de 3 a 8.

Hay que destacar que en la tabla correspondiente a las 7 etapas de separación se ha descartado el valor mínimo por fallo de cálculo del simulador, ya que este rompe con la tendencia de la curva a aumentar el coste. Se ha cogido como mínimo el segundo valor más pequeño de la columna de costes, que corresponde a los 3,6 bar.

Tabla A.2.2. Resultados estudio 3 de etapas de separación.

State	P kPa	P bar	T C	20 kgmole/h	22 kgmole/h	22 PM	22 kg/m3	22 cP	22 cSt	21 kgmole/h	Frac Acetone	Frac AA	21 kg/m3	Power PUMP kW	Power COMP kW	Power COND kW	Power REB kW	Power HEX kW	Delta T HEX C	E-201 m2	Diametro m	Altura m	Volumen m3 carcasa	Volumen m3 relleno	FIJOS (euros)							VARIABLES (euros/año)			
																									Bomba	Compresor	Carcasa	Relleno	Hex	Cond	Reboiler	Coste AA	Coste Acetona	TOTAL	
Case 1	100	1	25	1445	1521	59.8	1034	0.8294	0.8024	275.1	0.0001	0.0539	0.5823	0	1.664	2717	8174	4537	-90.51	250.64	1.34	4.37	6.12	1.92	0.00	298192.35	67013.05	30610.65	22195.26	348235.95	3.14E+06	6.74E+06	0.57	1.03E+07	
Case 2	110	1.1	25	1361	1439	59.78	1030	0.8077	0.7839	273.8	0.0001	0.0495	0.6317	0.2825	33.6	2632	7712	4193	-88.93	235.75	1.31	4.37	5.86	1.84	34732.42	101682.75	65610.33	29497.12	22128.37	337341.46	2.96E+06	6.16E+06	0.57	9.49E+06	
Case 3	120	1.2	25	1288	1366	59.75	1027	0.7855	0.7649	272.8	0.0001	0.0457	0.681	0.5345	63.25	2557	7301	3894	-87.48	222.57	1.28	4.37	5.62	1.76	39859.65	184972.42	64343.35	28492.51	22062.61	327728.77	2.81E+06	5.67E+06	0.57	8.83E+06	
Case 4	130	1.3	25	1222	1302	59.73	1023	0.7645	0.747	271.9	0.0001	0.0425	0.7303	0.761	90.95	2495	6934	3646	-86.42	210.95	1.26	4.37	5.41	1.70	43824.99	296903.87	63263.84	27628.31	21998.83	319782.27	2.66E+06	5.25E+06	0.56	8.28E+06	
Case 5	140	1.4	25	1169	1249	59.71	1020	0.7461	0.7311	271.3	0.0001	0.0397	0.7796	0.9704	116.9	2447	6636	3403	-84.54	201.27	1.23	4.37	5.23	1.64	47140.65	435148.27	62326.00	26871.76	21940.97	313630.15	2.55E+06	4.90E+06	0.56	7.82E+06	
Case 6	150	1.5	25	1121	1202	59.69	1017	0.7286	0.7161	270.7	0.0001	0.0374	0.8289	1.163	141.5	2405	6368	3196	-82.34	192.67	1.21	4.37	5.06	1.59	49975.15	599921.89	61497.39	26197.04	21885.57	308247.04	2.45E+06	4.60E+06	0.56	7.43E+06	
Case 7	160	1.6	25	1082	1163	59.67	1015	0.7127	0.7024	270.2	0.0001	0.0353	0.8782	1.347	164.7	2372	6146	3033	-81.7	185.62	1.20	4.37	4.92	1.54	52533.28	788973.22	60677.34	25595.73	21837.01	304017.46	2.36E+06	4.34E+06	0.56	7.10E+06	
Case 8	170	1.7	25	1045	1127	59.65	1012	0.6974	0.6892	269.8	0.0001	0.0334	0.9273	1.519	186.7	2343	5941	2905	-81.04	179.23	1.18	4.37	4.78	1.50	54816.53	1001648.48	60134.92	25065.34	21790.38	300300.55	2.28E+06	4.10E+06	0.56	6.80E+06	
Case 9	180	1.8	25	1010	1092	59.64	1009	0.6833	0.677	269.4	0.0001	0.0317	0.9765	1.677	207.7	2310	5743	2751	-79.59	172.82	1.16	4.37	4.66	1.46	56836.22	1237302.32	59544.11	24568.70	21740.82	296070.96	2.21E+06	3.88E+06	0.56	6.53E+06	
Case 10	190	1.9	25	981.8	1064	59.62	1007	0.6692	0.6643	269.1	0.0001	0.0303	1.026	1.834	227.8	2291	5582	2618	-78.05	167.71	1.15	4.37	4.54	1.43	58779.39	1497099.34	59021.46	24121.67	21639.18	293635.75	2.14E+06	3.71E+06	0.56	6.31E+06	
Case 11	200	2	25	957.8	1040	59.61	1004	0.6571	0.6544	268.7	0.0001	0.0289	1.075	1.988	247	2276	5445	2511	-77.16	163.36	1.14	4.37	4.44	1.39	60630.82	1777239.70	58607.46	23748.42	21662.11	291713.21	2.09E+06	3.53E+06	0.56	6.11E+06	
Case 12	210	2.1	25	931.8	1015	59.59	1002	0.6444	0.6433	268.4	0.0001	0.0278	1.124	2.127	265.5	2255	5297	2420	-75.92	158.72	1.12	4.37	4.34	1.36	62260.64	2079636.51	58169.37	23365.46	21620.83	289021.65	2.04E+06	3.39E+06	0.56	5.94E+06	
Case 13	220	2.2	25	911.8	995.1	59.58	999.4	0.6335	0.6339	268.1	0.0001	0.0266	1.173	2.271	283.2	2242	5184	2346	-75.56	155.24	1.11	4.37	4.26	1.34	63911.73	2400633.83	57832.03	23048.73	21588.65	287355.45	1.99E+06	3.24E+06	0.56	5.78E+06	
Case 14	230	2.3	25	893.2	976.7	59.56	997.2	0.623	0.6247	267.8	0.0001	0.0256	1.221	2.409	300.2	2232	5077	2250	-74.12	151.78	1.10	4.37	4.18	1.31	65461.47	2739989.52	57527.37	22756.37	21555.52	286073.76	1.95E+06	3.12E+06	0.56	5.64E+06	
Case 15	240	2.4	25	874	957.8	59.55	995	0.6125	0.6156	267.6	0.0001	0.0247	1.27	2.539	316.7	2219	4968	2188	-73.69	148.46	1.09	4.37	4.10	1.29	66894.63	3100167.95	57219.73	22465.84	21522.61	284407.56	1.91E+06	3.00E+06	0.55	5.52E+06	
Case 16	250	2.5	25	854.7	938.6	59.54	992.7	0.6021	0.6065	267.4	0.0001	0.0239	1.319	2.66	332.6	2206	4858	2090	-72.11	144.92	1.08	4.37	4.02	1.26	68206.96	3477535.97	56922.41	22185.11	21486.26	282741.36	1.87E+06	2.91E+06	0.55	5.42E+06	
Case 17	260	2.6	25	840.3	924.4	59.52	990.7	0.5931	0.5987	267.2	0.0001	0.0231	1.368	2.79	348	2200	4775	2030	-71.32	142.32	1.07	4.37	3.96	1.24	69595.29	3872842.96	56692.29	21948.18	21458.71	281972.34	1.83E+06	2.81E+06	0.55	5.33E+06	
Case 18	270	2.7	25	826.9	911.3	59.51	988.7	0.5846	0.5912	266.9	0.0001	0.0224	1.417	2.917	362.9	2192	4698	1974	-70.55	139.90	1.07	4.37	3.89	1.22	70931.36	4284594.54	56489.45	21730.42	21432.43	280946.99	1.81E+06	2.72E+06	0.55	5.25E+06	
Case 19	280	2.8	25	813.6	898.2	59.5	986.8	0.5762	0.584	266.7	0.0001	0.0217	1.465	3.039	377.4	2185	4621	1919	-69.77	137.52	1.06	4.37	3.84	1.20	72197.20	4741217.27	56304.09	21525.66	21405.89	280049.81	1.78E+06	2.63E+06	0.55	5.18E+06	
Case 20	290	2.9	25	800.7	885.5	59.49	984.8	0.5681	0.5769	266.5	0.0001	0.0211	1.514	3.157	391.4	2179	4547	1866	-68.98	135.26	1.05	4.37	3.78	1.19	73406.06	5157283.85	56124.93	21327.00	21379.94	279280.79	1.75E+06	2.56E+06	0.55	5.12E+06	
Case 21	300	3	25	786.8	871.8	59.47	982.8	0.5598	0.5696	266.4	0.0001	0.0205	1.563	3.265	405.1	2171	4467	1808	-68.09	132.77	1.04	4.37	3.72	1.17	74499.85	5618854.07	55936.75	21255.35	21350.67	278255.44	1.72E+06	2.48E+06	0.55	5.06E+06	
Case 22	310	3.1	25	777.8	863	59.46	981.1	0.5528	0.5635	266.2	0.0001	0.0199	1.612	3.389	418.3	2170	4415	1786	-68.06	131.21	1.03	4.37	3.67	1.15	75417.57	6090814.27	55819.88	20967.80	21331.95	278127.27	1.70E+06	2.41E+06	0.55	5.01E+06	
Case 23	320	3.2	25	768.6	853.9	59.45	979.4	0.5462	0.5577	266	0.0001	0.0194	1.66	3.508	431.2	2167	4361	1735	-66.97	129.54	1.03	4.37	3.62	1.14	76919.77	6578851.16	55715.55	20819.44	21311.49	277742.76	1.68E+06	2.35E+06	0.55	4.97E+06	
Case 24	330	3.3	25	755.3	840.7	59.44	977.4	0.5383	0.5508	265.9	0.0001	0.019	1.709	3.604	443.8	2158	4285	1677	-65.96	127.12	1.02	4.37	3.57	1.12	77861.08	7082041.70	55554.43	20639.83	21281.26	276589.24	1.65E+06	2.30E+06	0.55	4.95E+06	
Case 25	340	3.4	25	746.6	832.3	59.43	975.7	0.5319	0.5451	265.7	0.0001	0.0185	1.757	3.718	456.1	2156	4234	1641	-65.35	125.55	1.01	4.37	3.53	1.11	78668.75	7593933.10	55470.47	20506.82	21261.17	276332.90	1.63E+06	2.23E+06	0.55	4.92E+06	
Case 26	350	3.5	25	737.5	823.2	59.42	974	0.5254	0.5395	265.6	0.0001	0.0181	1.806	3.825	468.1	2153	4181	1603	-64.67	123.94	1.01	4.37	3.49	1.09	79998.80	8129846.67	55373.54	20367.89	21240.05	275946.39	1.61E+06	2.19E+06	0.55	4.90E+06	
Case 27	360	3.6	25	728.6	814.5	59.41	972.3	0.5192	0.534	265.5	0.0001	0.0177	1.854	3.93	479.8	2150	4130	1566	-64	122.34	1.00	4.37	3.45	1.08	81000.94	8672261.88	55294.74	20240.94	21218.85	275563.88	1.59E+06	2.14E+06	0.55	4.88E+06	
Case 28	370	3.7	25	720.2	806.3	59.4	970.7	0.5132	0.5287	265.3	0.0001	0.0173	1.902	4.035	491.2	2148	4082	1531	-63.36	120.82	1.00	4.37	3.41	1.07	81994.83	9225520.54	55225.02	20120.61	21198.17	275307.54	1.57E+06	2.09E+06	0.55	4.87E+06	
Case 29	380	3.8	25	715.2	801.4	59.39	969.1	0.5073	0.5235	265.2	0.0001	0.017	1.951	4.155	502.4	2155	4051	1497	-62.45	119.86	0.99	4.37	3.37	1.06	83121.01	9793511.90	55202.38	20028.42	21184.34	276204.73	1.56E+06	2.05E+06	0.55	4.86E+06	
Case 30	390	3.9	25	707.4	793.8	59.37	967.7	0.5026	0.5194	265	0.0001	0.0166	1.999	4.257	513.3	2149	4006	1478	-62.35	118.52	0.99	4.37	3.34	1.05	84070.46	10370232.46	55146.12	19918.31	21166.37	275435.71	1.54E+06	2.00E+06	0.55	4.84E+06	
Case 31	400	4	25	703.2	789.7	59.36	966.4	0.4978	0.5151	264.8	0.0001	0.0162	2.047	4.377	524	2153	3980	1461	-62.01	117.80	0.98	4.37	3.31	1.04	85178.63	10959978.87	55149.39	19843.38	21156.19	275348.39	1.53E+06	1.95E+06	0.55	4.82E+06	
Case 32	410	4.1	25	695.1	781.8	59.35	964.9	0.4926	0.5105	264.7	0.0001	0.0159	2.095	4.471	534.5	2147	3933	1427	-61.33	116.34	0.98	4.37</													

Tabla A.2.4. Resultados estudio 5 de etapas de separación.

Table with 35 columns: State, P (kPa), P (bar), T (C), 20 (kgmole/h), 22 (kgmole/h), 22 (PM), 22 (kg/m3), 22 (cP), 21 (kgmole/h), Frac Acetone, Frac AA, 21 (kg/m3), Power PUMP (kW), Power COMP (kW), Power COND (kW), Power REB (kW), Power HEX (kW), Delta T HEX E-201 (C), Diametro (m), Altura (m), Volumen (m3 carcasa), Volumen (m3 relleno), Fijos (euros) (Bomba, Compresor, Carcasa, Relleno, Hex, Cond, Reboiler), Variables (euros/año) (Cost AA, Cost Acetona, TOTAL).

Tabla A.2.5. Resultados estudio 6 de etapas de separación.

Table with 35 columns: State, P (kPa), P (bar), T (C), 20 (kgmole/h), 22 (kgmole/h), 22 (PM), 22 (kg/m3), 22 (cP), 21 (kgmole/h), Frac Acetone, Frac AA, 21 (kg/m3), Power PUMP (kW), Power COMP (kW), Power COND (kW), Power REB (kW), Power HEX (kW), Delta T HEX E-201 (C), Diametro (m), Altura (m), Volumen (m3 carcasa), Volumen (m3 relleno), Fijos (euros) (Bomba, Compresor, Carcasa, Relleno, Hex, Cond, Reboiler), Variables (euros/año) (Cost AA, Cost Acetona, TOTAL).

Tabla A.2.6. Resultados estudio 7 de etapas de separación.

State	P kPa	P bar	T C	20					21					Frac Acetone	Frac AA	21	Power PUMP	Power COMP	Power COND	Power REB	Power HEX	Delta T HEX	E-201	Diametro	Altura	Volumen	Volumen	FIJOS (euros)					VARIABLES (euros/año)				
				kgmole/h	kgmole/h	PM	kg/m <sup>3</sup>	cP	cSt	kgmole/h	kgmole/h	PM	kg/m <sup>3</sup>															cP	cSt	m <sup>3</sup> carcasa	m <sup>3</sup> relleno	Bomba	Compresor	Carcasa	Relleno	Hex	Cond
Case 1	100	1	25	571.70	641.00	53.74	930.50	0.62	0.63	282.00	0.0002	0.0594	0.59	0.00	1.66	1613.00	3394.00	870.60	-46.26	94.10	1.22	6.20	7.26	3.75	0.00	238192.35	73176.64	57807.42	20762.58	206737.00	1.30E+06	7.62E+06	1.17	9.17E+06			
Case 2	110	1.1	25	555.50	626.00	53.73	986.00	0.60	0.61	280.80	0.0001	0.0543	0.64	0.12	33.60	1619.00	3296.00	807.30	-44.24	91.24	1.20	6.20	7.01	3.62	30781.59	101682.75	72008.53	56183.25	20705.78	207506.01	1.27E+06	6.33E+06	0.58	8.43E+06			
Case 3	120	1.2	25	541.00	612.00	53.72	982.00	0.58	0.59	280.00	0.0001	0.0504	0.69	0.22	33.60	1624.00	3211.00	750.50	-42.32	88.67	1.18	6.20	6.78	3.50	33401.92	185143.93	70958.73	54717.97	20652.55	208146.86	1.23E+06	6.42E+06	0.58	7.83E+06			
Case 4	130	1.3	25	525.20	597.20	53.70	977.50	0.56	0.58	279.30	0.0001	0.0476	0.74	0.33	30.95	1623.00	3117.00	686.80	-39.99	85.87	1.16	6.20	6.56	3.39	35708.61	236903.87	63992.93	53368.41	20592.19	208018.69	1.20E+06	6.04E+06	0.58	7.50E+06			
Case 5	140	1.4	25	514.90	587.60	53.69	973.90	0.55	0.56	278.60	0.0001	0.0443	0.79	0.43	116.90	1629.00	3052.00	646.40	-38.45	84.06	1.14	6.20	6.38	3.30	37790.88	239303.87	63922.76	52255.22	20551.60	208787.70	1.17E+06	5.61E+06	0.58	7.05E+06			
Case 6	150	1.5	25	528.50	601.60	53.69	971.10	0.53	0.55	278.20	0.0001	0.0433	0.84	0.55	141.47	1631.49	3102.10	704.15	-40.71	86.48	1.13	6.20	6.26	3.23	40113.12	593705.15	68830.71	51583.50	20605.46	216796.97	1.19E+06	5.48E+06	0.58	6.96E+06			
Case 7	160	1.6	25	494.20	567.90	53.67	966.70	0.52	0.54	277.60	0.0002	0.0401	0.89	0.62	164.70	1647.00	2932.00	563.00	-35.02	80.38	1.12	6.20	6.06	3.13	41323.88	777293.70	67847.90	50262.59	20465.67	21094.75	1.13E+06	5.06E+06	0.58	6.50E+06			
Case 8	170	1.7	25	486.40	560.60	53.66	963.50	0.51	0.53	277.10	0.0001	0.0380	0.94	0.71	186.70	1647.00	2877.00	532.40	-33.69	79.01	1.10	6.20	5.92	3.06	42908.89	100648.48	67294.41	49431.67	20432.32	21094.75	1.11E+06	4.79E+06	0.57	6.22E+06			
Case 9	180	1.8	25	479.71	554.55	53.65	960.58	0.50	0.52	276.50	0.0001	0.0353	0.99	0.80	207.74	1653.36	2834.39	511.72	-32.86	77.87	1.09	6.20	5.80	2.99	44400.42	1238377.60	66835.01	48713.95	20403.82	211903.29	1.09E+06	4.44E+06	0.67	5.88E+06			
Case 10	190	1.9	25	471.60	546.70	53.64	957.60	0.49	0.51	276.20	0.0001	0.0340	1.04	0.88	227.80	1653.00	2785.00	473.80	-31.01	76.39	1.08	6.20	5.67	2.93	45749.50	1497093.34	66353.29	47980.69	20366.26	218663.77	1.07E+06	4.27E+06	0.57	5.72E+06			
Case 11	200	2	25	462.30	537.80	53.63	954.60	0.48	0.50	275.80	0.0001	0.0323	1.09	0.96	247.00	1652.00	2731.00	436.50	-29.19	74.77	1.07	6.20	5.56	2.87	46967.00	1777293.70	65905.08	47292.41	20323.73	211735.60	1.05E+06	4.05E+06	0.57	5.51E+06			
Case 12	210	2.1	25	460.20	530.95	53.62	951.90	0.47	0.50	275.60	0.0001	0.0316	1.14	1.05	265.50	1670.00	2710.00	428.20	-28.77	74.42	1.06	6.20	5.46	2.82	48333.96	2079636.51	65583.93	46748.18	20314.38	214042.64	1.04E+06	3.96E+06	0.57	5.44E+06			
Case 13	220	2.2	25	454.90	535.95	53.61	949.29	0.46	0.49	275.30	0.0001	0.0303	1.19	1.13	283.18	1677.14	2677.23	407.09	-27.70	73.47	1.05	6.20	5.36	2.77	49535.00	2400177.39	65255.96	46204.17	20288.89	214958.10	1.03E+06	3.79E+06	0.75	5.29E+06			
Case 14	230	2.3	25	449.80	525.70	53.61	946.70	0.46	0.48	275.10	0.0001	0.0295	1.24	1.21	300.20	1684.00	2643.00	383.10	-26.42	72.50	1.04	6.20	5.27	2.72	50669.37	2739989.52	64936.38	45674.77	20262.34	215837.01	1.02E+06	3.69E+06	0.57	5.21E+06			
Case 15	240	2.4	25	444.80	521.30	53.60	944.20	0.45	0.47	274.80	0.0001	0.0283	1.28	1.29	316.70	1689.00	2613.00	366.40	-25.55	71.70	1.03	6.20	5.18	2.67	51782.14	3100167.95	64682.67	45221.01	20240.09	216477.86	1.00E+06	3.54E+06	0.57	5.08E+06			
Case 16	250	2.5	25	430.30	517.00	53.59	941.90	0.44	0.47	274.60	0.0001	0.0274	1.33	1.37	332.60	1696.00	2584.00	348.20	-24.56	70.89	1.02	6.20	5.10	2.63	52844.22	3477535.97	64431.56	44775.12	20217.07	217375.04	9.93E+05	3.42E+06	0.57	5.00E+06			
Case 17	260	2.6	25	436.00	513.00	53.58	939.60	0.43	0.46	274.40	0.0001	0.0265	1.38	1.45	348.00	1700.00	2556.00	331.10	-23.60	70.15	1.02	6.20	5.02	2.59	53872.27	3872842.96	64206.83	44361.83	20195.88	217887.72	9.82E+05	3.31E+06	0.57	4.91E+06			
Case 18	270	2.7	25	431.00	508.10	53.57	937.20	0.43	0.46	274.30	0.0002	0.0262	1.43	1.52	362.90	1702.00	2524.00	310.60	-22.42	69.27	1.01	6.20	4.95	2.55	54829.54	4284594.54	63971.31	43941.88	20170.28	218444.06	9.70E+05	3.27E+06	1.14	4.90E+06			
Case 19	280	2.8	25	427.20	504.40	53.57	935.00	0.42	0.45	274.10	0.0002	0.0255	1.48	1.60	377.40	1709.00	2500.00	295.00	-21.51	68.57	1.00	6.20	4.88	2.52	55796.63	4714217.27	63785.30	43577.65	20149.73	219041.24	9.61E+05	3.18E+06	1.14	4.85E+06			
Case 20	290	2.9	25	424.00	501.50	53.56	932.90	0.42	0.45	273.90	0.0001	0.0247	1.53	1.67	391.40	1716.00	2478.00	279.50	-20.54	68.04	0.99	6.20	4.81	2.48	56760.75	5157283.85	63637.76	43257.51	20133.75	219938.43	9.52E+05	3.08E+06	0.57	4.78E+06			
Case 21	300	3	25	421.60	499.30	53.55	931.00	0.41	0.44	273.60	0.0001	0.0234	1.58	1.75	405.10	1725.00	2461.00	273.20	-20.20	67.62	0.99	6.20	4.75	2.45	57734.72	5618854.07	63509.61	42960.66	20121.26	221091.93	9.46E+05	2.91E+06	0.57	4.66E+06			
Case 22	310	3.1	25	417.60	495.40	53.55	928.90	0.41	0.44	273.50	0.0001	0.0232	1.63	1.82	418.30	1727.00	2436.00	256.70	-19.18	66.32	0.98	6.20	4.69	2.42	58596.19	6090814.27	63347.18	42631.98	20099.77	221348.29	9.36E+05	2.88E+06	0.57	4.67E+06			
Case 23	320	3.2	25	414.50	492.40	53.54	926.90	0.40	0.43	273.40	0.0001	0.0227	1.68	1.89	431.20	1735.00	2416.00	244.00	-18.38	66.38	0.98	6.20	4.63	2.39	59470.55	6578851.16	63242.49	42355.46	20083.05	222373.64	9.28E+05	2.82E+06	0.57	4.65E+06			
Case 24	330	3.3	25	412.10	490.30	53.53	925.10	0.40	0.43	273.10	0.0001	0.0218	1.72	1.97	443.80	1741.00	2400.00	234.90	-17.81	65.95	0.97	6.20	4.58	2.36	60363.88	7082041.70	63127.32	42092.22	20069.64	223242.66	9.22E+05	2.71E+06	0.57	4.58E+06			
Case 25	340	3.4	25	409.12	487.46	53.53	923.14	0.39	0.43	273.01	0.0001	0.0213	1.77	2.04	456.11	1746.30	2380.94	222.82	-17.03	65.43	0.96	6.20	4.53	2.34	61204.07	7599871.99	63033.31	41841.90	20053.31	223621.81	9.15E+05	2.64E+06	0.69	4.56E+06			
Case 26	350	3.5	25	406.50	485.00	53.52	921.30	0.39	0.42	272.90	0.0001	0.0208	1.82	2.11	468.10	1753.00	2363.00	210.80	-16.22	64.98	0.96	6.20	4.48	2.31	62040.03	8129846.67	62946.90	41602.53	20039.18	224680.69	9.08E+05	2.58E+06	0.57	4.54E+06			
Case 27	360	3.6	25	403.90	482.50	53.51	919.60	0.38	0.42	272.70	0.0001	0.0203	1.87	2.18	479.80	1756.00	2346.00	202.00	-15.66	64.50	0.95	6.20	4.43	2.29	62849.57	8672261.88	62871.83	41377.17	20023.62	225065.20	9.01E+05	2.52E+06	0.57	4.53E+06			
Case 28	370	3.7	25	400.40	479.00	53.51	917.60	0.38	0.41	272.70	0.0001	0.0203	1.92	2.24	491.20	1758.00	2324.00	187.10	-14.84	63.90	0.95	6.20	4.38	2.26	63582.10	9225520.54	62784.61	41142.00	20004.34	225321.54	8.93E+05	2.52E+06	0.57	4.58E+06			
Case 29	380	3.8	25	398.20	477.00	53.50	915.90	0.38	0.41	272.60	0.0001	0.0198	1.97	2.31	502.40	1765.00	2309.00	178.40	-14.05	63.43	0.94	6.20	4.33	2.24	64386.63	9793511.90	62733.75	40945.56	19990.84	226216.72	8.87E+05	2.45E+06	0.57	4.57E+06			
Case 30	390	3.9	25	395.30	474.10	53.49	914.10	0.37	0.41	272.50	0.0001	0.0197	2.02	2.38	513.30	1768.00	2290.00	166.20	-13.19	63.00	0.94	6.20	4.29	2.21	65104.80	10370232.46	62666.75	40735.23	19974.82	227603.23	8.80E+05	2.44E+06	0.56	4.60E+06			
Case 31	400	4	25	394.60	473.70	53.49	912.70	0.37	0.40	272.20	0.0001	0.0195	2.06	2.46	524.00	1775.00	2285.00	164.30	-13.07	62.85	0.93	6.20	4.25	2.19	65971.45	10959978.87	62										

### A.3. Gráficas elementos internos columna

En el eje X se representa el caudal de líquido y en el eje Y el caudal de vapor, ambos en kg/h. También se observa la pérdida de carga en cada etapa expresada en mbar/m.

En las gráficas A.3.3 y A.3.4, que corresponden a las etapas de separación 4 y 5, se puede observar como el punto de operación se encuentra al límite de la curva con caída de presión de 6,64 mbar/m por lo que no se puede representar la siguiente curva de 16,81 mbar/m en el gráfico.

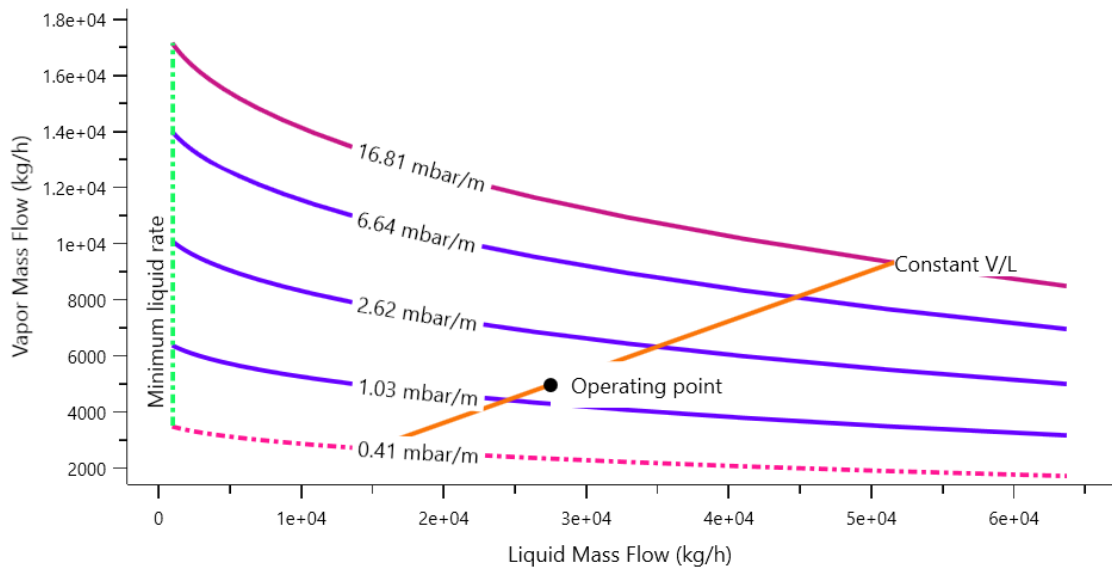


Figura A.3.1. Etapa de separación 2.

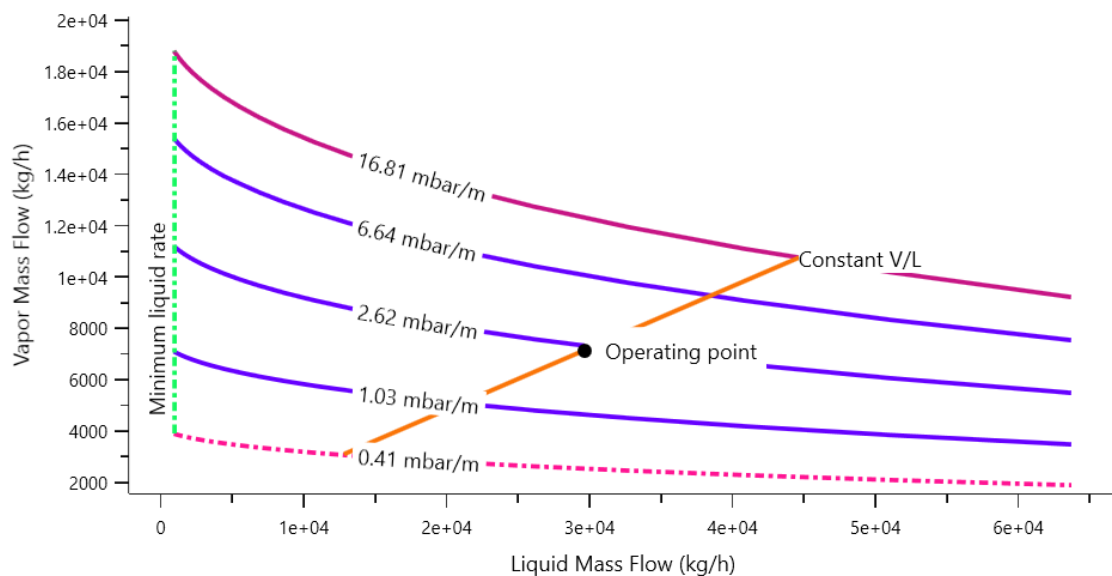


Figura A.3.2. Etapa de separación 3.

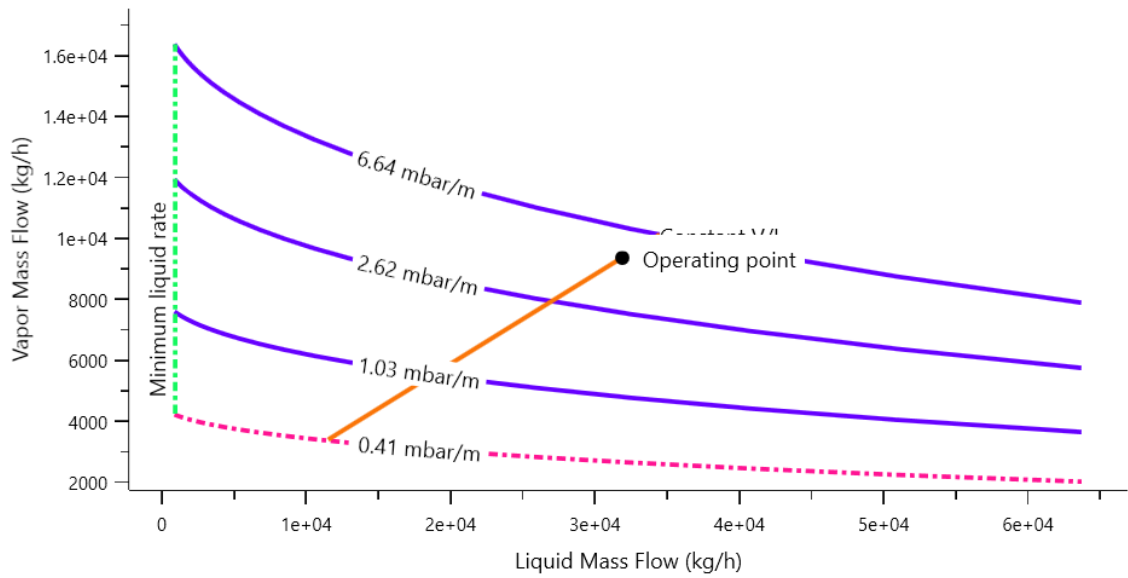


Figura A.3.3. Etapa de separación 4.

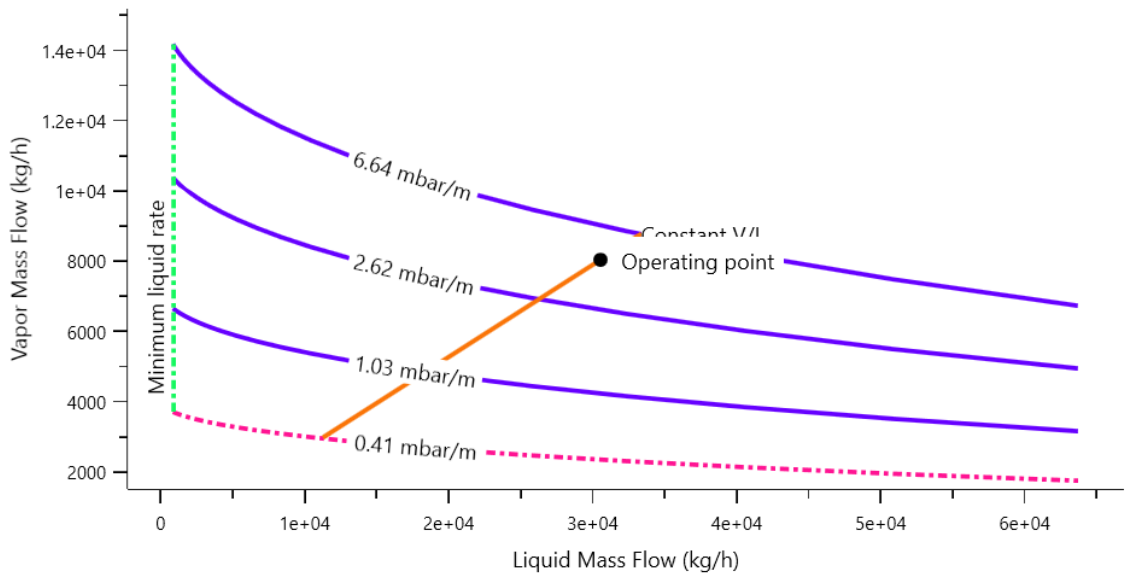


Figura A.3.4. Etapa de separación 5.

## A.4. Especificaciones

### A.4.1. Intercambiador

En las siguientes figuras se muestran la distribución de tubos del intercambiador, así como la vibración en estos.

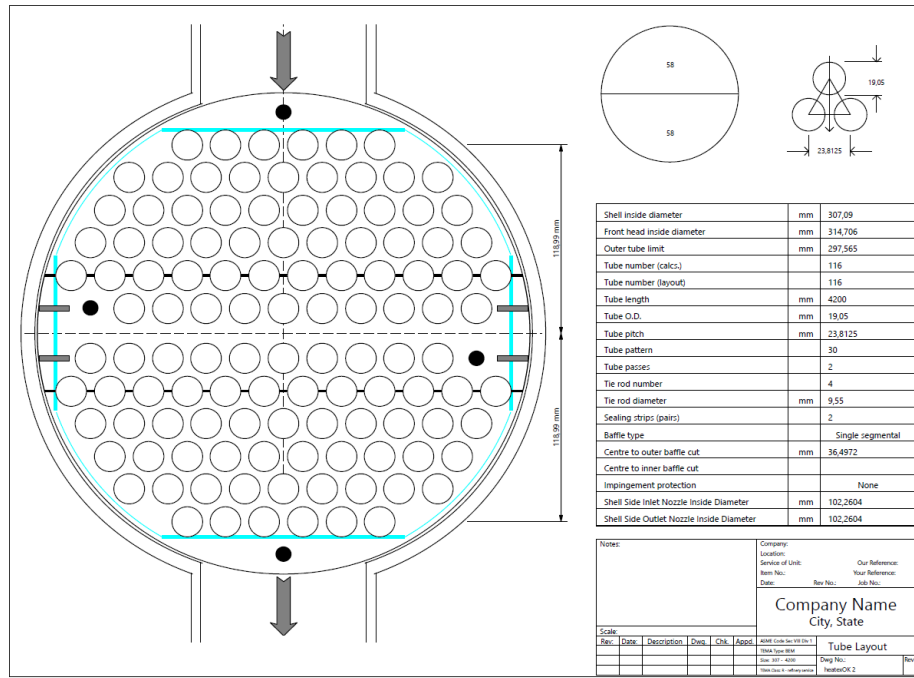


Figura A.4.5. Especificación tubos intercambiador.

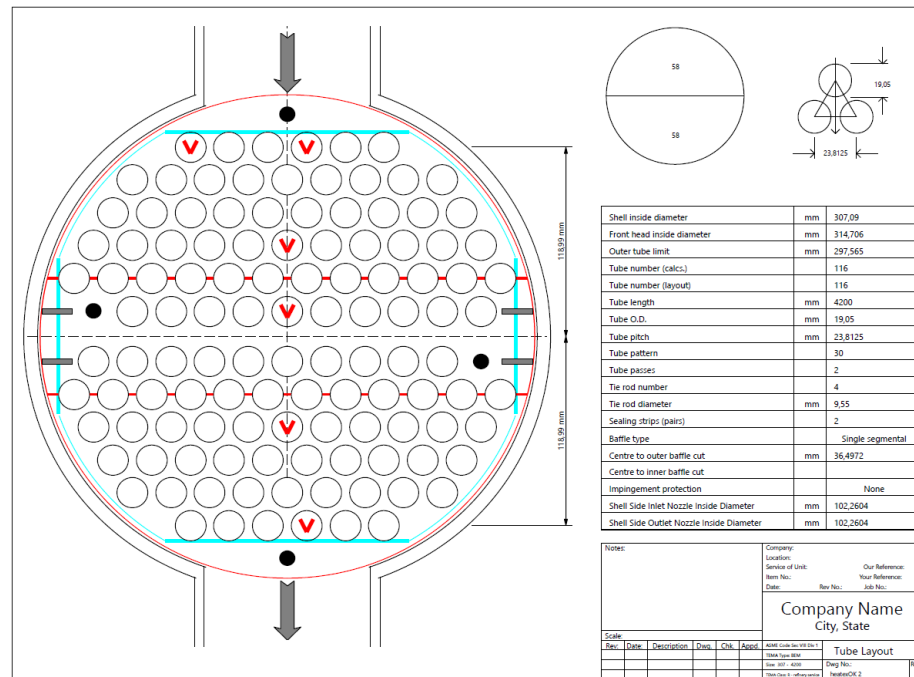


Figura A.4.5. Especificación vibraciones intercambiador.

## A.4.2. Hoja técnica bomba

Bomba Centrífuga
**Prolac HCP**

**I Especificaciones técnicas**

<b>Acabados superficiales:</b>		
Externo	Mate	
Interno	Pulido brillante Ra<0,8 μm	
<b>Conexiones:</b>		
	DIN 11851	
	Brida aséptica DIN 11864	
	CLAMP	
	SMS	
	(disponibles otras conexiones bajo pedido)	
<b>Límites de operación:</b>		
Presión nominal	1600 kPa (16 bar)	232 PSI
Rango de temperaturas	-10°C a +120 °C	14 °F a 248 °F
	+140°C (SIP, máximo 30 min.)	284 °F
Caudal máximo	220 m <sup>3</sup> /h	968 US GPM
Altura diferencial máxima	140 m	459 ft
Velocidad máxima	3600 rpm	



**I Motor**

Motor trifásico de inducción con brida B5 y patas B3, según el estándar IEC, 2 polos = 3000/3600 rpm, clase de eficiencia según reglamento CE, con protección IP 55 y aislamiento clase F.

3 fases, 50 Hz, 230 V Δ / 400 V Y, ≤ 4 kW  
 3 fases, 50 Hz, 400 V Δ / 690 V Y, ≥ 5,5 kW

**I Opciones**

Cuerpo con drenaje.  
 Cuerpo con cámara de calefacción.  
 Distintos tipos de conexiones.  
 Cierre mecánico en SiC/SiC o TuC/SiC.  
 Cierre mecánico doble.  
 Juntas de FPM o FFKM.  
 Motor con otras tensiones, frecuencias, protecciones mecánicas, eficiencias.  
 Carretilla y/o cuadro eléctrico.  
 Certificación ATEX.

**I Opciones de las bombas autorizadas para incorporar el símbolo 3-A**

Conexiones: CLAMP-OD, CLAMP-DIN, DIN11864.  
 Obturación: cierre mecánico simple.  
 Materiales del cierre mecánico: C/SiC y SiC/SiC.  
 Juntas tóricas: EPDM y FPM.  
 Drenaje: vertical Clamp-OD.



Standard Number 02-11

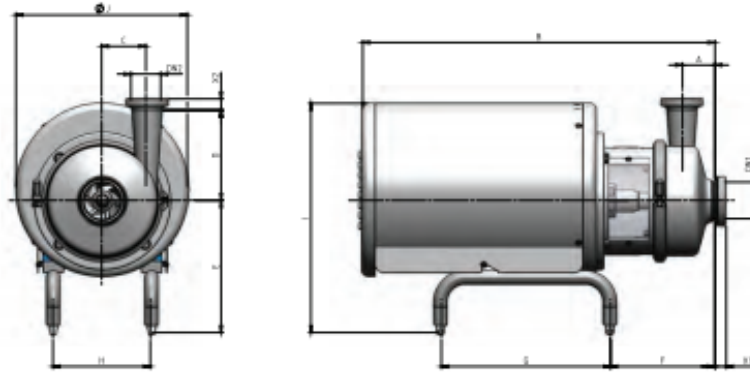


FT/NOXPA\_08\_1017

Información orientativa. Reservámonos el derecho de modificar cualquier material o característica sin previo aviso.  
 Fotos no contractuales. Para más información consulte nuestra página web. [www.inoxpa.com](http://www.inoxpa.com)

2

Figura A.4.2.1. Ficha técnica bomba *Prolac HCP*.



	KW	MOTOR	DN1	DN2	A	B	C	D	E	F	G	H	I	ØJ	KG
HCP 40-110	0,37 <sub>(n)</sub>	71	50	40	39	439	53	130	203	119	250	112	331	220	18
	0,55	71	50	40	39	439	53	130	203	119	250	112	331	220	19
	0,75	80	50	40	39	514	53	130	217	140	275	132	376	270	26
HCP 40-150	0,75 <sub>(n)</sub>	80	50	40	46,5	539	76	140	217	165	275	132	376	270	30
	1,1	80	50	40	46,5	539	76	140	217	165	275	132	376	270	32
	1,5	90	50	40	46,5	539	76	140	227	171	275	132	386	270	36
	2,2	90	50	40	46,5	539	76	140	227	171	275	132	386	270	35
HCP 40-205	1,5 <sub>(n)</sub>	90	50	40	45	539	109	175	227	171	275	132	386	270	42
	2,2	90	50	40	45	539	109	175	227	171	275	132	386	270	41
	3	100	50	40	45	617	109	175	266	169	325	175	451	330	52
	4	112	50	40	45	617	109	175	278	175	325	175	463	330	58
	5,5	132	50	40	45	749	109	175	293	199	375	216	508	380	77
	1,5	132	50	40	45	749	109	175	293	199	375	216	508	380	86
HCP 50-150	0,75 <sub>(n)</sub>	80	65	50	56	540	72	170	217	166	275	132	376	270	30
	1,5	90	65	50	56	540	72	170	227	172	275	132	386	270	36
	2	90	65	50	56	540	72	170	227	172	275	132	386	270	35
	3	100	65	50	56	618	72	170	266	170	325	175	451	330	47
	4	112	65	50	56	618	72	170	278	176	325	175	463	330	52
HCP 50-190	1,5 <sub>(n)</sub>	90	65	50	59	542	105	210	227	174	275	132	386	270	42
	3	100	65	50	59	620	105	210	266	172	325	175	451	330	52
	4	112	65	50	59	620	105	210	278	178	325	175	463	330	57
	5,5	132	65	50	59	752	105	210	293	202	375	216	508	380	77
	7,5	132	65	50	59	752	105	210	293	202	375	216	508	380	85
HCP 50-260	5,5 <sub>(n)</sub>	132	65	50	72	788	148	250	293	238	375	216	508	380	92
	7,5	132	65	50	72	788	148	250	293	238	375	216	508	380	101
	11	160	65	50	72	1018	148	250	367	283	475	267	642	465	180
	15	160	65	50	72	1018	148	250	367	283	475	267	642	465	189
	18,5	160	65	50	72	1018	148	250	367	283	475	267	642	465	208
	22	180	65	50	72	1018	148	250	387	324,5	475	267	662	465	261

Famiq S.R.L | Información orientativa | V4.2019  
 Reservado el derecho de modificar cualquier material o característica sin previo aviso | www.famiq.com.ar



Figura A.4.2.2. Dimensiones bomba Prolac HCP.

**A.5. Tabla referencia Layout**

LETRAS DE REFERENCIAS	TIPO DE EQUIPO O EDIFICACION															SEPARACION BASICA (m)
	COMPRESORES DE GAS															10
	COMPRESORES ACC. POR MUEBOS POR A TURBINAS A VAPOR O MOTOR ELECTRICO															15
	EDIFICIO SALA DE CONTROL CENTRAL															30
	SALA DE CONTROL DE UNA UNIDAD DE PROCESO															15
	ENFRIADORES POR AGUA															5
	TORRES DE ENFRIAMIENTO															15 A 30
	TANQUES Y CALDEROS															5
	SUB-ESTACIONES ELECTRICAS															15
	CUBICULOS DE INTERRUPTORES ELECTRICOS CRITICOS															5
	VALV. DE BLOQUEO DE EMERG. MAYOR O IGUAL QUE LA DE AUTOMELAMACION															15
	VALV. DE SISTEMA DE AGUA															5
	RETRICAB. QUE OPERAN A TEMP. MENOR QUE LA DE AUTOMELAMACION															1.5
	VALV. O PRUAL QUE LA DE AUTOMELAMACION															5
	BIFENCAS. QUE OPERAN A TEMP. MENOR QUE LA DE AUTOMELAMACION															15
	EQUIPOS CON FUREOS (PORNOS Y CALDERAS)															5
	BOMBAS DE PROCESO CON PRODUCTOS A TEMP. MAYOR O IGUAL QUE LA DE AUTOMELAMACION															5
	EQUIPOS QUE MARLEN PRODUCTOS A TEMP. MENOR QUE LA DE AUTOMELAMACION															3
	REACTORES CON TEMP. MAYOR A PRESEN EN AREAS DE CON AISLAMIENTO EXTERNO															5
	REACTORES CON TEMP. MAYOR A PRESEN EN AREAS DE CON AISLAMIENTO EXTERNO															5
	RECIPIENTES DE ALMACENAMIENTO (SOLUBAS - TORRES - SEPARADORES)															5
	RECIPIENTES DE PROCESO (SOLUBAS - TORRES - SEPARADORES)															5
	TANQUES DE CURSA Y DRENAJE DE AGUA															7.5
	VAS DE TUBERIAS INTERNAS															5

Figura A.5.1. Separación referencial entre diferentes equipos típicos dentro de una misma área (ref.33).