

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN	7
2. ETAPA PRELIMINAR	7
2.1. Alcance	7
2.2. Descripción del proyecto	7
2.3. Análisis de alternativas	9
2.4. Planificación	11
3. BASES DE DISEÑO	15
3.1. Especificación de la materia primera	15
3.2. Servicios disponibles y condiciones	15
3.3. Factor de servicio	15
3.4. Normas de diseño	15
3.5. Datos climatológicos	15
3.6. Efluentes de agua.....	16
3.7. Aislamiento térmico	16
3.8. Protección contra el fuego	16
3.9. Especificación de bombas	16
4. ENGINYERIA BÁSICA.....	17
4.1. Balance de materia	17
4.2. Diagramas.....	19
4.3. Listas	26
4.3.1. Listado de tuberías.....	26
4.3.2. Listado de instrumentación.....	29
4.4. Diseño.....	32
4.4.1. Descripción general del proceso	32
4.4.2. Simulación de la columna de destilación actual	32
4.4.3. Optimización de la columna actual	34
4.4.4. Columna de destilación nueva	34
4.4.5. Diseño del <i>reboiler</i> termosifón.....	42
4.4.6. Diseño del condensador aerorefrigerante	43
4.4.7. Diseño de las bombas de reflujo	43
4.4.8. Diseño del acumulador de reflujo.....	44
4.4.9. Diseño de válvulas de control.....	45
4.4.10. Diseño de válvulas de seguridad	45
4.4.11. Diseño de tuberías	46

4.4.12. Aislamiento térmico	46
4.4.13. Espesor de la columna	49
4.4.14. Peso de la columna	50
4.4.15. Hojas de especificación	52
5. MANUAL DE OPERACIÓN.....	60
5.1. Sistema de control	60
5.2. Puesta en marcha	60
5.2.1. Preparación para puesta en marcha	60
5.2.2. Puesta en marcha de la columna.....	61
5.2.3. Funcionamiento en estado estacionario	62
5.3. Parada del equipo	62
5.3.1. Parada normal de la columna.....	62
5.3.2. Parada de emergencia de la columna.....	63
5.3.3. Riesgos específicos.....	63
5.3.4. Puesta en marcha y parada de la bomba P-1001 A/B.....	64
6. ANÁLISIS DE SEGURIDAD	64
6.1. HAZOP del proceso	64
7. MANUAL DE MANTENIMIENTO	73
7.1. Mantenimiento predicativo.....	73
7.1.1. Procedimiento para su aplicación	73
7.2. Mantenimiento preventivo	73
7.2.1. Procedimiento para su aplicación	73
7.3. Mantenimiento correctivo	74
7.3.1. Procedimiento para su aplicación	74
7.4. Mantenimiento de equipos a presión.....	74
8. ESTUDIO MEDIOAMBIENTAL	75
8.1. Inventario.....	75
8.2. Análisis de los impactos ambientales	75
8.3. Conclusión.....	77
9. EVUALUACIÓN ECONÓMICA.....	77
9.1. Inversión inicial	77
9.2. Estimación de los beneficios	78
9.3. Estimación de los costes de producción	78
9.3.1. Costes de producción variables	78
9.3.2. Costes de producción fijos	79
9.4. Cuenta resultados	79

9.5. VAN	80
9.6. TIR	81
9.7. Payback	81
9.8. Conclusiones	81
10. BIBLIOGRAFÍA	82
A.1. Volumen del sumidero de la columna nueva	84
A.2. Cálculo manual de la hidrodinámica de la columna actual	84
A.2.1. Cálculo del diámetro.....	84
A.2.2. Cálculo del área activa.....	85
A.2.3. Altura de la cresta del líquido sobre el vertedero how	86
A.2.4. Pérdida de carga por el efecto de la tensión superficial $h\sigma$	87
A.2.5. Altura del líquido claro hLIQ	87
A.2.6. Altura de espuma hf.....	87
A.2.7. Gradiente hidráulico del líquido hg	88
A.2.8. Velocidad mínima en las perforaciones vHm.....	88
A.2.9. Velocidad máxima en las perforaciones vHmax	89
A.2.10. Velocidad de operación vH	89
A.2.11. Cálculo del área perforada AH	89
A.2.12. Pérdida de carga del plato seco ho.....	89
A.2.13. Pérdida de carga total ht	90
A.2.14. Altura del líquido en el vertedero hd	90
A.2.15. Tiempo de residencia del líquido en el vertedero	90
A.2.16. Arrastre	90
A.2.17. Cálculo de la relación p/dH	90
A.2.18. Anchura de la caída de líquido en el bajante wt	91
A.2.19. Flexibilidad del plató	91
A.3. Bombas de reflujo.....	91
A.4. Acumulador de reflujo.....	92
A.5. Hojas de Seguridad de los compuestos	94

1. INTRODUCCIÓN

Título	Revamping Depropanizer
Identificador	TFGEQ_1812
Tutor	Josep Maria Chillida
Día	11/06/2018
Autores	Esteban Blanc (color azul) Chaimae Mssiad (color rojo)

Queríamos dar las gracias a todas las personas, familia y profesores, que han estado a nuestro lado en todos estos años de carrera. Especialmente a nuestro tutor Josep Maria Chillida, por habernos ayudado en la realización del proyecto.

Actualmente, una empresa petroquímica situada en el Polígono Sur de Tarragona, que tiene por objeto la fabricación de propileno a partir propano y su posterior comercialización, utiliza propano con un contenido máximo en butanos del 4% en peso.

La planta, de deshidrogenación de propano, que en adelante se llamará planta de PDH, utiliza el proceso de UOP denominado OLEFLEX.

La compañía tiene la posibilidad de acceder a una fuente alternativa de propano a un precio más competitivo, pero que contiene hasta un 20% en peso de butanos, concentración para la cual no está dimensionada la instalación actual.

Se trata de determinar y diseñar los cambios necesarios para que la planta de PDH pueda utilizar la nueva materia prima.

Para ello básicamente debe rediseñarse la primera etapa de la planta constituida por el sistema de separación en el que el propano y los componentes volátiles que le acompañan, se separan de los componentes más pesado: C4 y C4+.

El elemento principal del sistema a rediseñar es la columna de destilación denominada despropanizadora (“depropanizer”).

2. ETAPA PRELIMINAR

2.1. Alcance

Se trata de llevar a cabo el proyecto a nivel de la ingeniería básica, concentrándose únicamente en los cambios necesarios dentro del límite de batería de la planta. El proyecto incluirá también los aspectos relativos a operación de la instalación, seguridad, medio ambiente y evaluación económica de la inversión.

2.2. Descripción del proyecto

Se llevará a cabo la sustitución del actual sistema de separación de propano y butano de una planta productora de propileno del polígono industrial de Tarragona, donde se utiliza propano como materia prima. Esta sustitución deberá realizarse en un periodo de dos años como máximo.

El consumo anual de propano del 4% es de 450.000 t/año, y se produce 350.000 t/año de propileno.

Primero se han estudiado varias alternativas para la separación de la nueva alimentación de contenido de butano del 20%, que son la construcción de una columna que reemplace la columna existente, la construcción de una columna que trabaje en serie con la columna existente, sin realizar cambios en esta, la construcción de una columna que trabaje en serie con la columna existente, realizando cambios en esta y finalmente la construcción de una columna que trabaje en serie con la existente, pero que pueda trabajar por si sola en el caso de que la antigua quede fuera de servicio. Para elegir la mejor opción, se realizó una evaluación de estas

alternativas mediante un método numérico, donde son considerados una serie de factores, teniendo en cuenta la importancia de cada uno. Como resultado del estudio, la mejor alternativa es la construcción de una columna que trabaje en serie con la columna existente, sin realizar cambios en esta, y con la capacidad de trabajar por si sola. Sin embargo, en el proyecto en sí se mostrará solo la columna nueva trabajando sola, que sería el escenario futuro de la misma, y por ende el más exigente para la columna.

Seguidamente, se realizó la simulación de la columna existente, el diseño de la columna nueva y los equipos secundarios asociados a esta (intercambiadores, acumuladores y bombas centrífugas), y se han realizado todos los diagramas necesarios para llevar a cabo el proyecto (PFD, P&ID, diagrama de control y *layout*). Finalmente se han hecho estudios de seguridad, control, medioambiente y una evaluación económica del proceso.

2.3. Análisis de alternativas

Las alternativas posibles en el presente proyecto están relacionadas con la mejor opción para separar la nueva alimentación de contenido de butano del 20%. Las alternativas a considerar se pueden ver en la tabla 2.1.

Tabla 2.1. Alternativas a considerar

	Descripción
A	Construir una columna que sustituya la columna existente, con la capacidad de destilar todas las impurezas.
B	Construir una columna que solo pueda trabajar en serie con la columna existente, sin realizar cambios en esta última.
C	Construir una columna que solo pueda trabajar en serie con la columna existente, y realizar cambios en esta última con el objetivo de optimizarla.
D	Construir una columna que pueda trabajar tanto en serie con la columna existente, como sola, con la capacidad de destilar todas las impurezas, sin realizar cambios en la columna existente

Para elegir la mejor opción, se han considerado una serie de factores, teniendo en cuenta la importancia de cada uno. La descripción de estos factores puede verse en la tabla 2.2. Luego se puntúa cada alternativa en el factor correspondiente, con valores del 1 al 9. La alternativa con el mayor puntaje será la elegida. Los resultados pueden verse en la tabla 2.3.

Tabla 2.2. Descripción de los factores a considerar en la elección de alternativas.

	Descripción
Dificultad de instalación	Dificultad de puesta en marcha con tal de llegar al estado estacionario.
Coste de instalación	Coste involucrado tanto en ingeniería como en materiales y obra civil.
<i>Business interruption</i>	Cantidad de días en el que el proceso quede detenido por la instalación
Mantenimiento	Dificultad y coste del mantenimiento de la instalación.
Inversión futura	Posibles inversiones que tengan que realizarse en el caso de falla de algún equipo, o si algún equipo quedara fuera de servicio.

Tabla 2.3. Ponderación de las alternativas general

	Importancia [%]	A	B	C	D
Dificultad de instalación	15	1	9	3	9
Coste de instalación	20	1	3	3	1
<i>Business interruption</i>	25	1	9	3	9
Mantenimiento	20	9	1	3	1
Inversión futura	20	9	1	1	6
TOTAL		4.2	4.6	2.6	5.6

Se han seguido los siguientes criterios

- Dificultad de instalación: la opción A implica derribar la columna actual, mientras que en la C es necesario cambiar equipos periféricos.
- Coste de instalación: la opción A es la más costosa debido a la necesidad de derribar la columna actual, y de no poder usar la primera columna como un separador intermedio. La opción C conlleva el gasto de los equipos, pero la mejora en la destilación implicaría construir una columna más pequeña. Por lo tanto, la opción B y C se consideran igualmente costosas. La opción D tiene el costo añadido de diseñar la columna de tal forma que pueda trabajar sola.
- *Business interruption*: la opción A implica esperar a que la columna vieja sea derribada, y la columna nueva sea operable. La opción C tiene el añadido de cambiar equipos periféricos, lo que atrasaría la puesta en marcha con respecto a la opción B y D.
- Mantenimiento: una única columna es más fácil de mantener que dos columnas. Las otras tres opciones implican el mantenimiento de una columna que ya perdió su amortización.
- Inversión futura: la opción A presenta el mejor escenario ya que la columna es nueva y no representa grandes peligros de falla. La opción D ya tiene en cuenta que la columna existente podría quedar fuera de servicio en el futuro. Las opciones B y C implicarían construir una nueva columna si la columna existente quedara fuera de servicio.

Luego de realizar el análisis, se concluye que la mejor opción es la D.

2.4. Planificación

En la figura 2.1 a 2.3 se puede ver el diagrama de Gantt del proyecto. Se han incluido revisiones periódicas del proyecto, y así cotejar que cualquier cambio realizado en algún área del proyecto se traslade a las demás áreas.

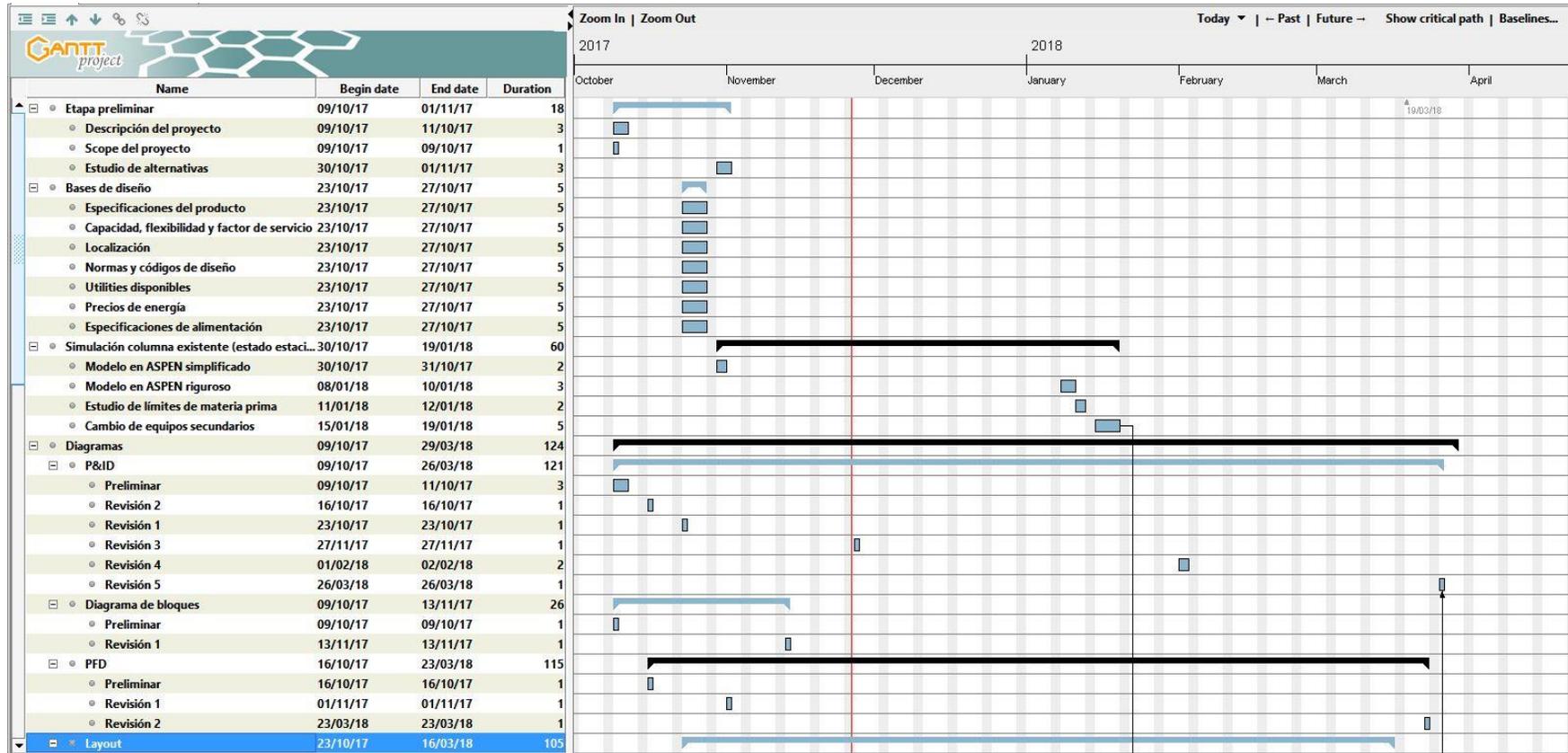


Figura 2.1. Diagrama de Gantt del proyecto.

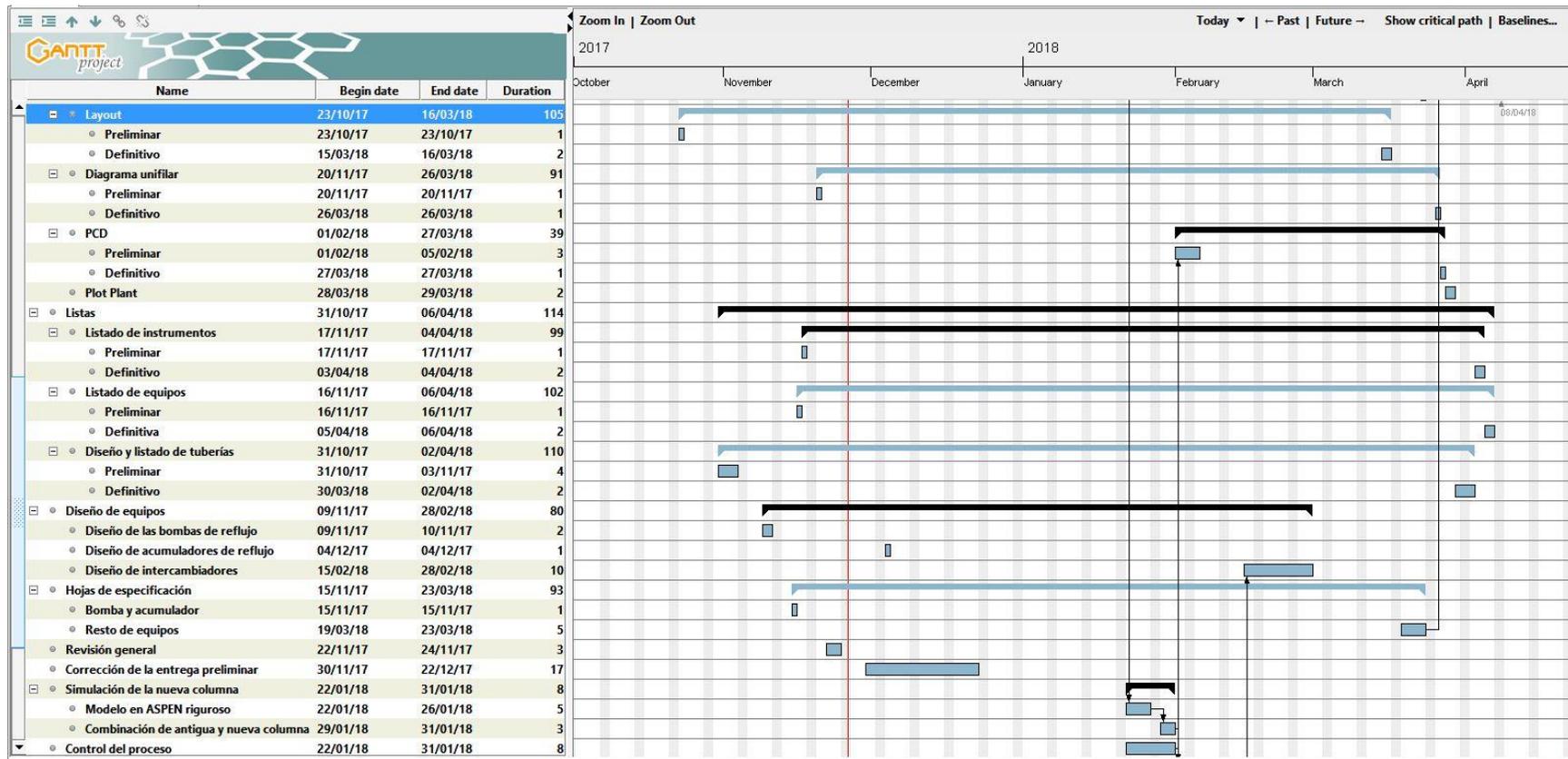


Figura 2.2. Diagrama de Gantt del proyecto.

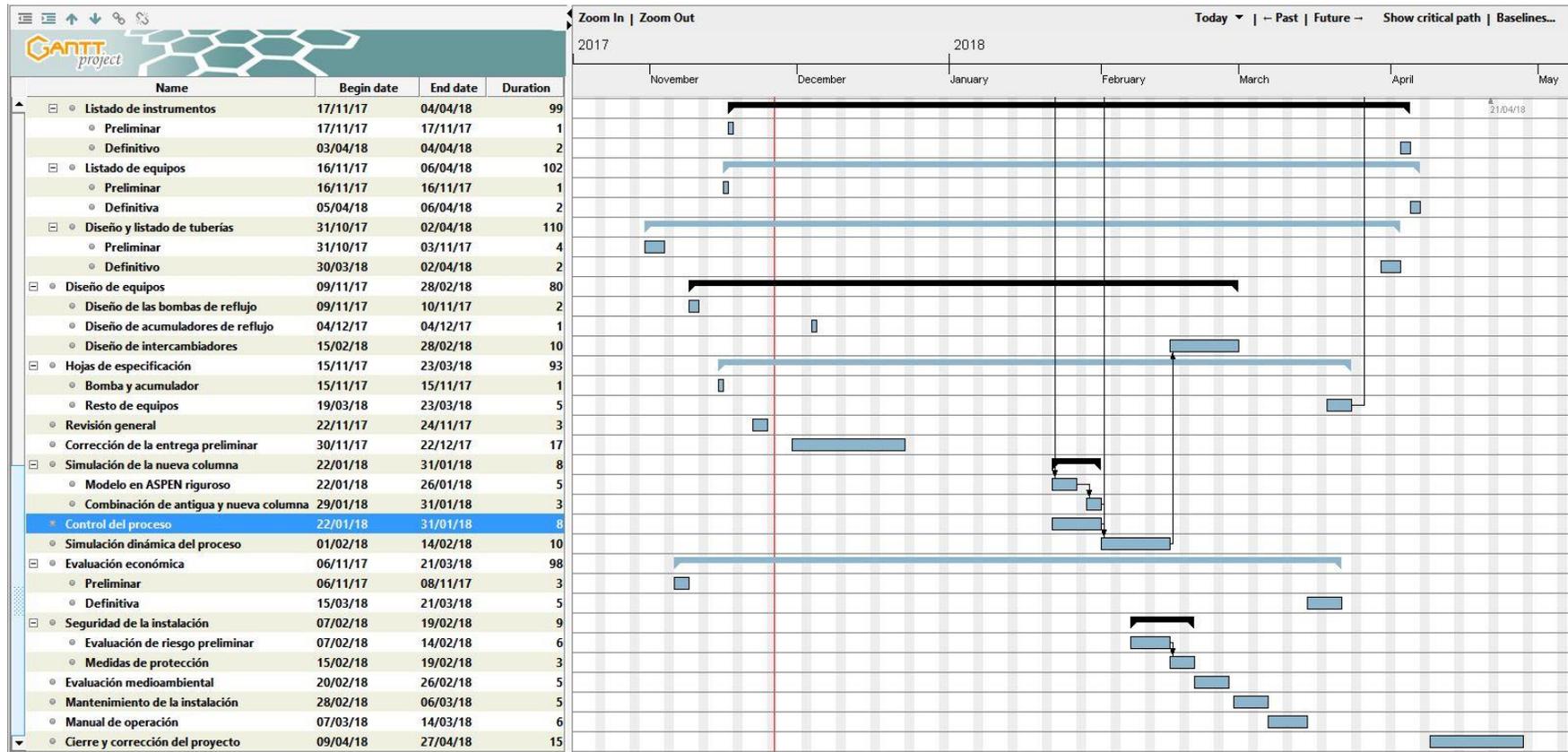


Figura 2.3. Diagrama de Gantt del proyecto.

En la figura 2.4 puede verse el avance del proyecto. Se puede observar que alrededor de la semana 17 el rendimiento bajó considerablemente. Esto se debió a ciertos problemas en el diseño de los equipos, que provocó un retraso en las demás tareas.

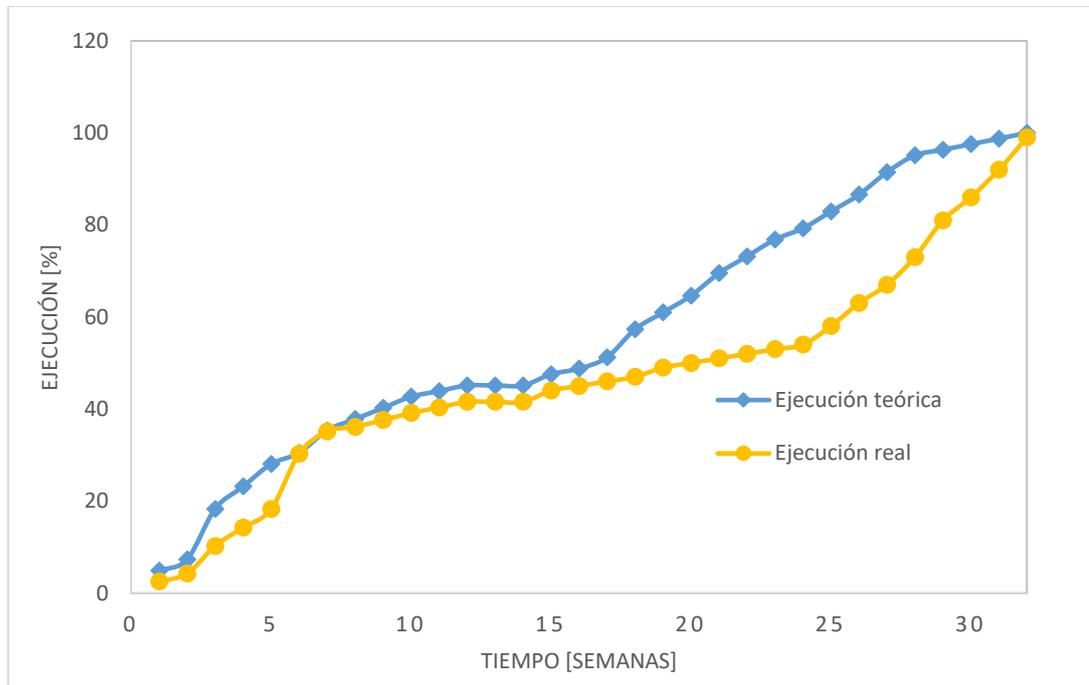


Figura 2.4. Ejecución del proyecto.

3. BASES DE DISEÑO

3.1. Especificación de la materia primera

La corriente de entrada a la columna de separación propano-butano es de 63435 kg/h que equivale a 532845 t/año.

Tabla 3.1. Especificaciones de la corriente de entrada

Componentes	Composición, % másica
Propano	78,16
Etano	1,8
iso-Butano	17
n-Butano	3
Metano	0,014

3.2. Servicios disponibles y condiciones

En la tabla 3.2 se pueden ver los servicios utilizados.

Tabla 3.2 Servicios utilizados.

Servicios	Valor	Unidades
Vapor	Presión	4 barg
	Temperatura	140 °C
Aire de instrumentación	Presión	7 barg
	Punto de rocío	-40 °C
	Concentración total de aceite	0,1 mg/m ³
Electricidad	Tensión	25000 V
		690 V
		380 V
	Frecuencia	50 Hz
	Fases	3

3.3. Factor de servicio

La planta está diseñada para trabajar 8000h/año. En la realidad la planta opera en promedio unas 8400 h/año, así que se tiene un factor de servicio de 0.96.

3.4. Normas de diseño

Tabla 3.3. Normas de diseño

Equipo	Norma
Intercambiadores	TEMA
Equipos a presión	ASME Sección VII división I

3.5. Datos climatológicos

Tabla 3.4. Parámetros climatológicos

Parámetro	Condición
Vientos predominantes	Verano: dirección sureste suroeste

Sismicidad	Invierno: dirección oeste suroeste La zona no presenta peligros de sismicidad
Temperatura ambiente	Mínima: -5 °C Máxima: 30 °C

3.6. Efluentes de agua

Tabla 3.5. Tipos de efluentes líquidos

Efluente	Conducir a
Agua de lluvia	Red de recogida de agua de lluvia
Agua no contaminada	Red normal
Agua contaminada	Conducir al tratamiento de aguas residuales

Tabla 3.6. Límites para el agua no contaminada

Parámetro	Valor
pH	5,50-9,50
DQO	200 mg/L
DBO ₅	87,50 mg/L
Sólidos en suspensión	75 mg/L

3.7. Aislamiento térmico

Se han calorifugado todas aquellas tuberías que superen una temperatura de 50 °C. Previamente a aplicar el aislamiento térmico, se aplica una pintura con elevado contenido de polvo de zinc a todas las tuberías de acero al carbono, para así evitar problemas de corrosión.

3.8. Protección contra el fuego

Para la protección contra el fuego se seguirá la reglamentación específica del Real Decreto 513/2017.

3.9. Especificación de bombas

Se seguirá la norma API610, 8ª edición. Para el cierre mecánico se seguirá la norma DIN 24960.

4. INGENIERIA BÁSICA

4.1. Balance de materia

Tabla 4.1. Balance de materia

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8
Temperatura [°C]	29,00	39,59	49,25	48,39	48,39	48,39	48,39	48,39
Presión [Barg]	17,00	17,00	17,00	16,64	16,60	18,84	17,00	17,00
Propano [t/h]	49,58	109,61	237,97	237,97	237,97	237,97	159,19	79,32
Etano [t/h]	1,16	0,00	2,54	2,54	2,54	2,54	1,16	0,85
i-butano [t/h]	10,78	0,012	0,063	0,063	0,063	0,063	0,055	0,021
n-butano [t/h]	1,91	0,040	9,49E-03	9,49E-03	9,49E-03	9,49E-03	0,0084	3,16E-03
Proileno [t/h]	3,58E-04	0,27	0,43	0,43	0,43	0,43	0,27	0,14
Ciclopropano [t/h]	0,00	0,010	0,016	0,016	0,016	0,016	0,0104	5,41E-03
Propadieno [t/h]	0,00	6,62E-04	1,09E-03	1,09E-03	1,09E-03	1,09E-03	6,62E-04	3,63E-04
t-2-buteno [t/h]	0,00	0,047	0,011	0,011	0,011	0,011	0,0093	3,64E-03
1-buteno [t/h]	0,00	0,042	0,016	0,016	0,016	0,016	0,013	5,23E-03
Isobutileno [t/h]	0,00	0,027	0,011	0,011	0,011	0,011	0,00903	3,53E-03
c-2-buteno [t/h]	1,02E-04	0,031	5,76E-03	5,76E-03	5,76E-03	5,76E-03	0,0049	1,92E-03
Metano [t/h]	0,0088	0,00	0,036	0,036	0,036	0,036	0,0088	0,012
Benceno [t/h]	0,00	0,21	7,73E-07	7,73E-07	7,73E-07	7,73E-07	9,16E-07	2,58E-07
i-pentano [t/h]	2,04E-04	0,0025	1,02984E-05	1,02984E-05	1,02984E-05	1,02984E-05	1,13E-05	3,43E-06
n-pentano [t/h]	0,00	0,0030	2,83E-06	2,83E-06	2,83E-06	2,83E-06	3,10E-06	9,44E-07
Agua [t/h]	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Caudal	63,44	110,30	208,96	208,96	208,96	208,96	160,74	48,22
TOTAL [t/h]								
Fracción líquida [masa]	1,00	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

Tabla 4.1. Continuación

Corriente	9	10	11	12	13	14	15
Temperatura [°C]	94,45	93,22	94,45	143,49	142,38	-----	-----
Presión [Barg]	16,85	17,00	17,00	3,90	3,86	-----	-----
Propano [t/h]	3,05E-04	3,05E-04	1,24E-05	0,00	0,00	-----	-----
Etano [t/h]	6,51E-17	6,51E-17	0,00	0,00	0,00	-----	-----
i-butano [t/h]	199,86	199,86	10,73	0,00	0,00	-----	-----
n-butano [t/h]	36,15	36,15	1,94	0,00	0,00	-----	-----
Proileno [t/h]	1,27E-09	1,27E-09	0,00	0,00	0,00	-----	-----
Ciclopropano [t/h]	1,92E-07	1,92E-07	0,00	0,00	0,00	-----	-----
Propadieno [t/h]	4,96E-12	4,96E-12	0,00	0,00	0,00	-----	-----
t-2-buteno [t/h]	0,73	0,73	0,038	0,00	0,00	-----	-----
1-buteno [t/h]	0,54	0,54	0,028	0,00	0,00	-----	-----
Isobutileno [t/h]	0,34	0,34	0,018	0,00	0,00	-----	-----
c-2-buteno [t/h]	0,51	0,51	0,026	0,00	0,00	-----	-----
Metano [t/h]	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-----	-----
Benceno [t/h]	2,89	2,89	0,208	0,00	0,00	-----	-----
i-pentano [t/h]	0,041	0,041	0,0027	0,00	0,00	-----	-----
n-pentano [t/h]	0,045	0,045	0,0030	0,00	0,00	-----	-----
Agua [t/h]	0,00	0,00	0,00	23,23	23,23	-----	-----
Caudal TOTAL [t/h]	597,02	597,02	13,00	23,23	23,23	-----	-----
Fracción líquida [masa]	0,65	1,00	1,00	0,00	1,00	-----	-----

4.2. Diagramas

En este apartado se mostrarán los diferentes diagramas del proyecto. El orden de los diagramas es el siguiente:

- BFD (*Block Flow Diagram*) p20
- PFD (*Process Flow Diagram*) p21
- P&ID (*Piping and Instrumentation Design*) p21-22
- Simbología del P&ID p23
- CFD (*Control Flow Diagram*) p24
- *Layout* p25

4.3. Listas**4.3.1. Listado de tuberías**

Tabla 4.2. Listado de tuberías

Línea	Tamaño nominal.	Fluido	Fase	Schedule	Material	Temperatura	Presión	De	Hacia
[-]	[pulgadas]	[-]	[-]	[-]	[-]	[°C]	[barg]	[-]	[-]
P-1001-10"-**	10	Proceso	Líquido	20	EN 1.0345/ ASTM A106	29,00	17,00	FEED	T-1001
P-1002-8"-**	8	Proceso	Líquido	20	EN 1.0345/ ASTM A106	29,59	17,00	RECYCLE	T-1001
P-1003-14"-**	14	Proceso	Gas	10	EN 1.0345 / ASTM A106	49,25	17,00	T-1001	E-1001
P-1004-14"-**	14	Proceso	Líquido	10	EN 1.0345 / ASTM A106	48,39	16,64	E-1001	V-1001
P-1005-14"-**	14	Proceso	Líquido	10	EN 1.0345 / ASTM A106	48,39	16,60	V-1001	P-1001A/B
P-1006-14"-**	14	Proceso	Líquido	10	EN 1.0345 / ASTM A106	48,39	18,84	P-1001A/B	P-1008-10"-**
P-1007-12"-**	12	Proceso	Líquido	20	EN 1.0345 / ASTM A106	48,39	17,00	P-1006-14"-**	REACTION STAGE
P-1008-10"-**	10	Proceso	Líquido	20	EN 1.0345 / ASTM A106	48,39	17,00	P-1006-14"-**	T-1001
P-1009-18"-83	18	Proceso	Líq/Gas	10	EN 1.0345 / ASTM A106	94,45	16,85	E-1002A/B	T-1001
P-1010-14"-63	14	Proceso	Líquido	10	EN 1.0345 / ASTM A106	93,22	17,00	T-1001	E-1002A/B

P-1011-4"-57	4	Proceso	Líquido	40	EN 1.0345 ASTM A106	/	104,06	17,00	T-1001	BUTANE TANKS
V-1012-12"-114	1	Vapor de agua	Gas	20	EN 1.0345 ASTM A106	/	143,49	4,00	LPS SYSTEM	E-1002A/B
V-1013-3 1/2"-102	3 1/2	Agua	Líquido	40	EN 1.0345 ASTM A106	/	142,38	3,86	E-1002A/B	LPS SYSTEM
P-1014-14"-**	14	Proceso	Líquido	10	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	P-1006-14"-**	V-1001
P-1015-3"-**	3	Proceso	Gas	20	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	V-1001	VENT COLECTOR
T1001-1-8"	8	Proceso	Gas	20	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	T-1001	PSV1
T1001-1-10"	10	Proceso	Gas	20	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	-----	-----
V1001-1-8"	8	Proceso	Gas	20	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	V-1001	PSV1
V1001-1-10"	10	Proceso	Gas	20	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	-----	-----
V1002-1-3/4"	3/4	Barrera	Líquido	40	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	P-1001A	V-1002
V1002-2-3/4"	3/4	Barrera	Líquido	40	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	V-1002	P-1001A
V1002-3-1"	1	Barrera	Líquido	40	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	LIQUID BARRIER SYSTEM	V-1002
V1002-4-1"	1	Nitrógeno	Gas	40	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	N2 SYSTEM	CV201
V1002-5-1"	1	Nitrógeno	Gas	40	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	CV201	V-1002

V1002-6-3/4"	3/4	Nitrógeno	Gas	40	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	V1002-5-1"	PSV3
V1002-7-1"	1	Nitrógeno	Gas	40	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	-----	-----
V1002-8-1"	1	Agua de refrigeración	Líquido	40	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	V-1002	CW SYSTEM
V1002-9-1"	1	Agua de refrigeración	Líquido	40	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	CW SYSTEM	V-1002
V1003-1-3/4"	3/4	Barrera	Líquido	40	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	P-1001B	V-1003
V1003-2-3/4"	3/4	Barrera	Líquido	40	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	V-1003	P-1001B
V1003-3-1"	1	Barrera	Líquido	40	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	LIQUID BARRIER SYSTEM	V-1003
V1003-4-1"	1	Nitrógeno	Gas	40	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	N2 SYSTEM	CV202
V1003-5-1"	1	Nitrógeno	Gas	40	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	CV202	V-1003
V1003-6-3/4"	3/4	Nitrógeno	Gas	40	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	V1003-5-1"	PSV4
V1003-7-1"	1	Nitrógeno	Gas	40	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	-----	-----
V1003-8-1"	1	Agua de refrigeración	Líquido	40	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	V-1003	CW SYSTEM
V1003-9-1"	1	Agua de refrigeración	Líquido	40	EN 1.0345 ASTM A106	/	-----	-----	CW SYSTEM	V-1003

4.3.2. Listado de instrumentación

Tabla 4.3. Listado de instrumentación

Ítem	P&ID	Descripción	Línea	Señal	Presión de operación [barg]	Medida mínima	Medida máxima	Unidades
FIT101	1	Transmisor de caudal	P-1001- 10"-**	AI101	17,00	44,41	53,92	m3/h
FIT102	1	Transmisor de caudal	P-1002-8"- **	AI104	17,00	77,21	93,76	m3/h
FIT103	1	Transmisor de caudal	P-1007- 12"-**	AI117	17,00	112,5	136,6	m3/h
FIT104	1	Transmisor de caudal	P-1008- 10"-**	AI116	17,00	33,75	40,99	m3/h
FIT105	1	Transmisor de caudal	V-1012- 12"-114	AI118	4,00	16,26	19,76	m3/h
FIT106	1	Transmisor de caudal	P-1011-4"- 57	AI121	17,00	9,10	14,95	m3/h
PIT101	1	Transmisor de presión	T-1001	AI108	17,00	17,00	19,00	barg
PIT102	1	Transmisor de presión	V-1001	AI110	17,00	17,00	19,00	barg
PIT103	1	Transmisor de presión	P-1006- 14"-**	AI114	18,84	18,00	20,00	barg
PIT201	2	Transmisor de presión	V-1002	AI202	-----	-----	-----	barg
PIT202	2	Transmisor de presión	V-1003	AI204	-----	-----	-----	barg
TIT101	1	Transmisor de temperatura	P-1001- 10"-**	AI102	17,00	29,00	33,35	°C

TIT102	1	Transmisor de temperatura	P-1002-8"-**	AI103	17,00	27,71	45,53	°C
TIT103	1	Transmisor de temperatura	T-1001	AI105	17,00	66,11	108,6	°C
TIT104	1	Transmisor de temperatura	T-1001	AI106	17,00	45,53	66,11	°C
TIT105	1	Transmisor de temperatura	P-1003-14"-**	AI107	17,00	34,48	56,64	°C
TIT106	1	Transmisor de temperatura	P-1008-10"-**	AI115	17,00	33,87	55,65	°C
TIT107	1	Transmisor de temperatura	V-1012-12"-114	AI119	4,00	100,4	165,0	°C
TIT108	1	Transmisor de temperatura	P-1011-4"-57	AI120	17,00	66,11	108,6	°C
TIT201	2	Transmisor de temperatura	V-1002	AI203	-----	33,87	55,65	°C
TIT202	2	Transmisor de temperatura	V-1003	AI206	-----	33,87	55,65	°C
LIT101	1	Transmisor de nivel	T-1001	AI106	17,00	0,00	3,00	m
LIT102	1	Transmisor de nivel	V-1001	AI111	17,00	0,00	3,00	m
LIT201	2	Transmisor de nivel	V-1002	AI201	-----	-----	-----	m
LIT202	2	Transmisor de nivel	V-1003	AI205	-----	-----	-----	m
V-101	1	Válvula automática	P-1001-10"-**	DO201 (FC)	17,00	-----	-----	Abierto/cerrado
V-102	1	Válvula de control	P-1001-10"-**	AO301 (FC)	17,00	50	70	%de abertura

V-103	1	Válvula de control	P-1002-8"-**	AO302 (FC)	17,00	70	100	%de abertura
V-104	1	Válvula automática	P-1002-8"-**	DO202 (FC)	17,00	-----	-----	Abierto/cerrado
V-105	1	Válvula automática	P-1004-14"-**	DO203 (FC)	16,84	-----	-----	Abierto/cerrado
V-106	1	Válvula de control	P-1015-3"-**	AO306 (FC)	17,00	-----	100	%de abertura
V-107	1	Válvula de control	P-1014-12"-**	AO307 (FC)	17,00	-----	100	%de abertura
V-108	1	Válvula automática	P-1008-10"-**	DO204 (FC)	17,00	-----		Abierto/cerrado
V-109	1	Válvula de control	P-1007-12"-**	AO303 (FC)	17,00	-----	100	%de abertura
V-110	1	Válvula automática	P-1007-12"-**	DO205 (FC)	17,00	-----	-----	Abierto/cerrado
V-111	1	Válvula de control	V-1012-12"-114	AO304 (FC)	4,00	-----	100	%de abertura
V-112	1	Válvula automática	V-1012-12"-114	DO206 (FC)	4,00	-----	-----	Abierto/cerrado
V-113	1	Válvula automática	P-1011-4"-57	DO207 (FC)	17,00	-----	-----	Abierto/cerrado
V-114	1	Válvula de control	P-1010-14"-63	AO304 (FC)	17,00	50	70	%de abertura
V-115	1	Válvula de control	P-1011-4"-57	AO305 (FC)	17,00	40	60	%de abertura

4.4. Diseño

4.4.1. Descripción general del proceso

Seguidamente, se explicará el proceso de sustitución del sistema de separación en la planta existente de deshidrogenación de propano, en la cual, antes de introducir la materia primera al reactor, se han de eliminar los hidrocarburos que se encuentran como impurezas (donde los butanos conforman las impurezas mayoritarias). El proceso de separación se llevará a cabo en dos columnas de destilación que pueden purificar una corriente de propano que como máximo contenga un 20% de butano. La primera columna (la antigua) puede optimizarse para separar entre un 10-15% de impurezas, así que para separar el restante se ha construido una columna que trabaje en serie con la columna existente y que elimine el resto del butano.

Esta nueva columna fue diseñada para poder separar la totalidad de las impurezas, en el caso de que la primera columna se elimine del proceso. Todos los cálculos de diseño del presente proyecto (balances, diagramas de flujo, etc) se han realizado suponiendo que la columna nueva trabajará sola, ya que esta es la condición de mayor exigencia para el equipo. Mientras la nueva columna trabajará a menor carga (diferente reflujo, caudal de fondos, etc) en serie con la columna antigua, donde la antigua va primero y luego la nueva. De esta forma, si la columna antigua queda fuera de servicio, no será necesario construir una nueva columna. Se puede leer más sobre la elección de esta alternativa en el apartado 2.3.

Para alcanzar una pureza del 99% de la materia primera (propano), se introduce el propano con el 20% del butano en la columna T-1001 y la recirculación de la corriente proveniente del *splitter*, de un 99% de pureza en propano. Esta columna opera a 17 barg. El caudal que sale por cabeza de columna se introduce en el condensador aerorefrigerante E-1001, donde se condensa la totalidad de la corriente. Luego el caudal pasa al acumulador de reflujo V-1001. El reflujo vuelve a la columna mientras que el destilado se envía a la zona de reacción. La corriente de fondo se evapora en un 35% mediante dos *reboilers* termosifón en paralelo E-1002AB. El caudal de residuo rico en hidrocarburos pesados y benceno se envía a almacenaje en los tanques de butano.

4.4.2. Simulación de la columna de destilación actual

La columna nueva ha sido diseñada para separar impurezas de hasta un 20% en peso de la corriente de propano. Para lograr este objetivo se realizó una simulación de la columna existente en el software *ASPEN PLUS*, con el fin de obtener los mismos resultados en el balance de masa de la simulación que los que se obtienen de los estudios de laboratorio (provistos por el tutor), verificando que el modelo termodinámico a utilizar represente fielmente los datos reales realidad. Los datos de la columna existente, como número de platos o reflujo, fueron provistos por el tutor del proyecto. Se utilizaron los datos de composición de alimentación y de operación de un mismo día, o en su defecto del día más cercano, para asegurarse que las composiciones de salida corresponden a las condiciones impuestas en la columna ese mismo día. La comparación de resultados del balance de masa de la simulación y los datos de laboratorio pueden verse en la tabla 4.4, donde la alimentación es del 4% de butanos.

Para la simulación se ha utilizado el modelo Rad-frac, que permite la modelización rigurosa de columnas multicomponente. El modelo termodinámico utilizado fue el HYSR, siendo el que mejor representa los resultados reales de la columna.

Debido a que el software utilizado no permite utilizar *reboilers* internos (que es el utilizado por la columna existente), se ha optado por usar un *reboiler* de tipo *kettle*. Se pueden ver todos los parámetros utilizados en la tabla 4.5.

En la simulación no se ha considerado la hidrodinámica de la columna, ya que el objetivo de esta simulación era obtener un modelo que simule las composiciones de las corrientes de salida de la columna existente.

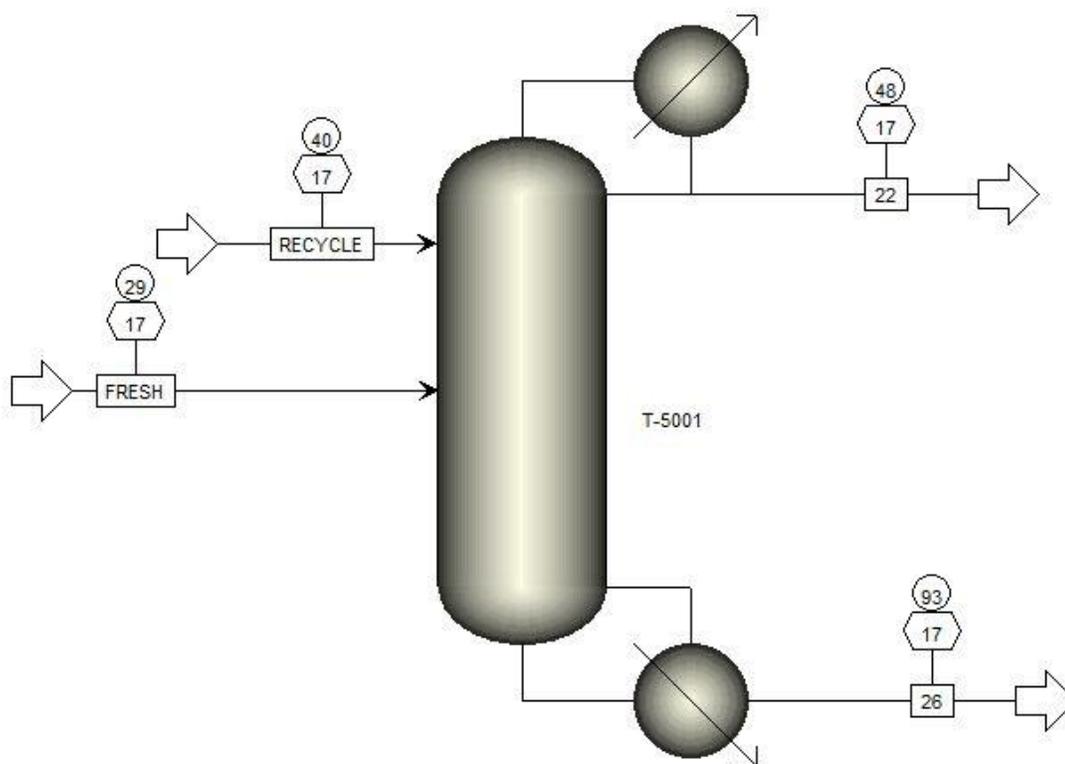


Figura 4.1. Esquema de la simulación de la columna existente

Tabla 4.4. Comparación entre la simulación de la columna existente y los resultados reales

Compuestos	Composición de corriente de fondo [% en peso]	
	Columna real	Simulación
Propano	18,27	17,32
C2	0,0026	2,04E-11
C3(exceptuando propano)+C4+C5	59,26	54,91
Benceno	22,46	27,77

Tabla 4.5. Características de la simulación de la columna existente

Parámetro	Unidad	Valor
Número de platos	[-]	40
Plato de alimentación FEED	[-]	20
Plato de alimentación RECYCLE	[-]	29
Método termodinámico	[-]	HYSR
Reboiler	[-]	Kettle
Condensación	[-]	Total

Como se observa en la tabla 4.4, la simulación representa de manera correcta los resultados de la columna real.

4.4.3. Optimización de la columna actual

Si bien la nueva columna tendrá la capacidad de separar la totalidad de las impurezas, mientras la columna existente siga en operación la nueva columna trabajará en serie con la existente. Por esta razón se han estudiado los posibles cambios de bajo coste que se puedan realizar a la columna existente, con el objetivo de maximizar la cantidad de butano que pueda separar.

Las principales alteraciones a la columna que mejoran su rendimiento son el aumento del reflujo y del caudal de fondos. Este aumento requerirá cambiar las tuberías correspondientes debido al aumento del caudal.

Tabla 4.6. Características de la columna optimizada con la nueva alimentación del 20%

Parámetro	Unidad	Valor
Número de platos	[-]	40
Plato de alimentación FEED	[-]	20
Plato de alimentación RECYCLE	[-]	29
Método termodinámico	[-]	HYSR
<i>Reboiler</i>	[-]	<i>Kettle</i>
Condensación	[-]	Total
Reflujo	[-]	1
Caudal de fondos	[kg/h]	4500
Pureza de propano	[% en masa]	94,33
Pérdida de propano en corriente de fondo	[kg/h]	19,17

4.4.4. Columna de destilación nueva

En base a la simulación de la columna existente se diseñó la nueva columna, de tal forma que pueda separar el 20% de butanos existentes en la alimentación. Se utilizó el mismo modelo riguroso Rad-frac, así como el modelo termodinámico de la simulación de la columna existente. De esta forma, se asegura que en la simulación de la columna nueva se obtienen resultados reales.

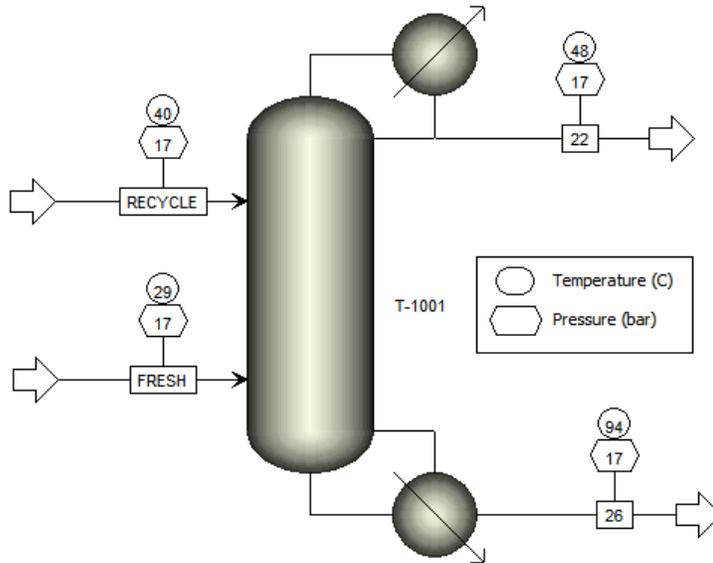


Figura 4.2. Esquema de la simulación de la columna nueva.

En el diseño se tuvieron en cuenta dos parámetros, la pureza del propano en la corriente de producto y la cantidad de propano que se pierde en la corriente de fondo. Para optimizar estos dos parámetros, se ajustaron los parámetros de número de platos, caudal de fondo, reflujo y plato de alimentación de la alimentación principal y de la recirculación del *Splitter*. En el caso del reflujo, se decidió reducirlo lo más posible para disminuir el caudal interno de líquido, facilitando así el diseño del *reboiler*. Las gráficas de estos análisis se pueden ver en las figuras 4.3 a 4.7. Los resultados finales de la nueva columna pueden verse en la tabla 4.7. Los perfiles de presión y temperaturas pueden verse en las figuras 4.8 y 4.9. Algunos de los parámetros usados en la columna no son necesariamente los más óptimos desde el punto de vista de pureza y pérdida de propano, debido a que los más óptimos no permitían tener una hidráulica correcta dentro de la columna, o complicarían demasiado el diseño de los intercambiadores.

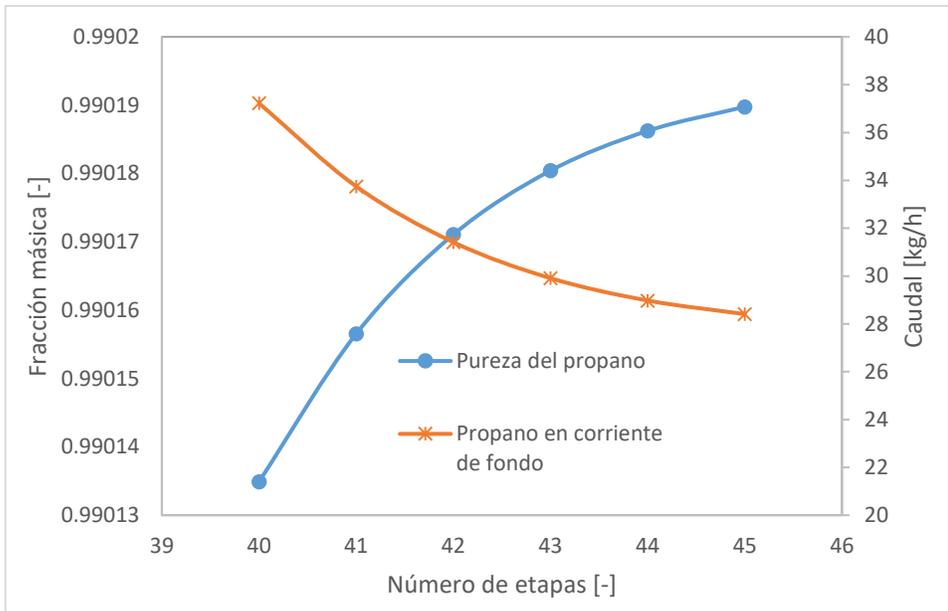


Figura 4.3. Análisis de sensibilidad del número de platos

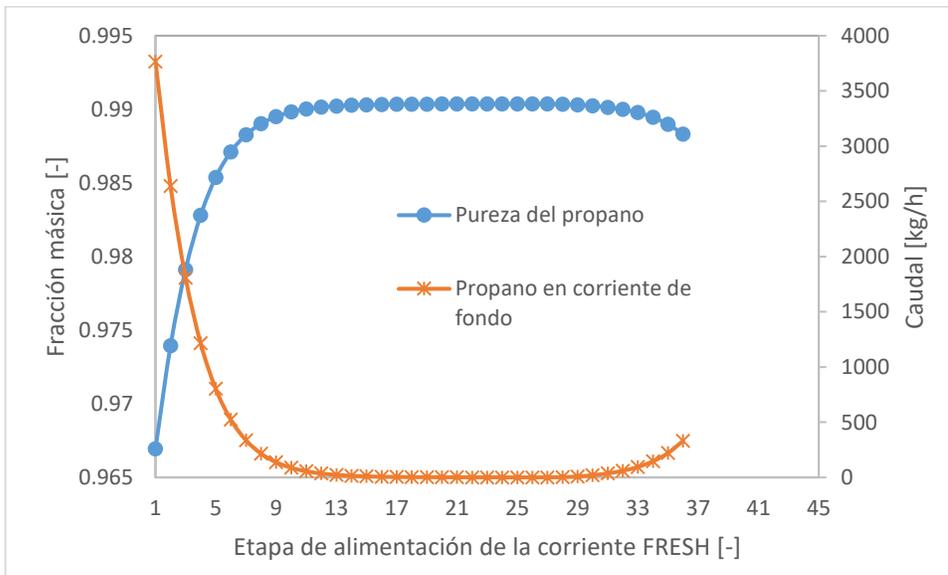


Figura 4.4. Análisis de sensibilidad del plato de alimentación de la corriente FRESH

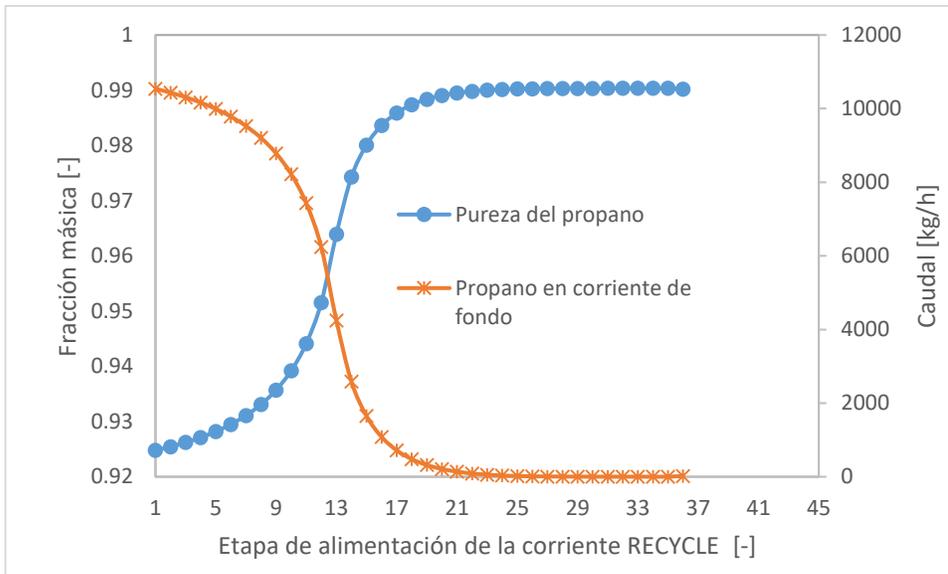


Figura 4.5. Análisis de sensibilidad del plato de alimentación de la corriente RECYCLE

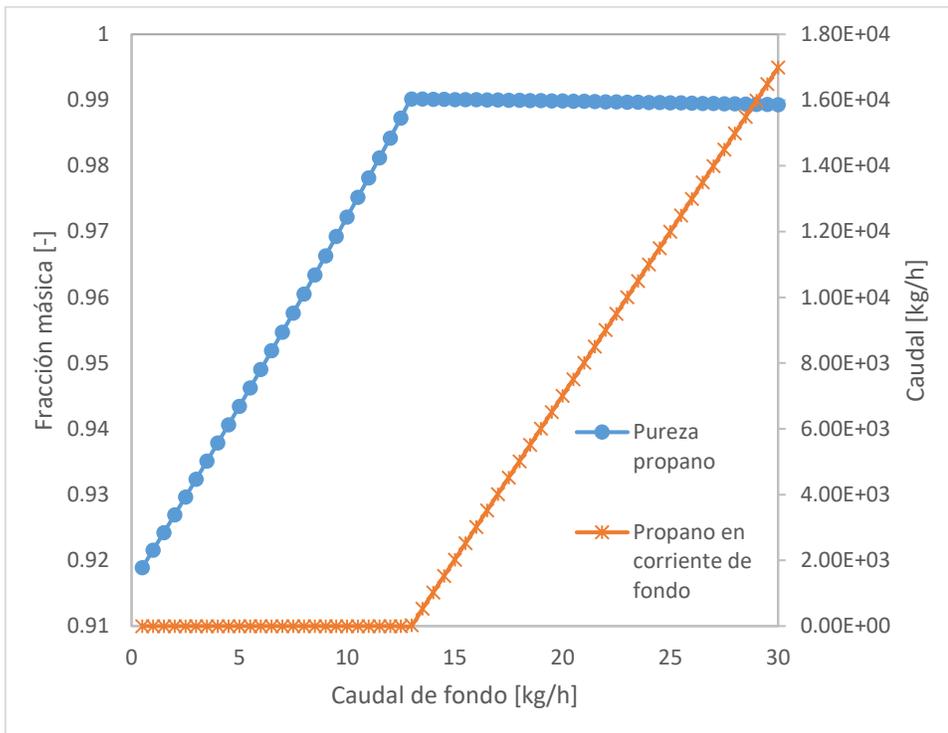


Figura 4.6. Análisis de sensibilidad de la corriente de fondos

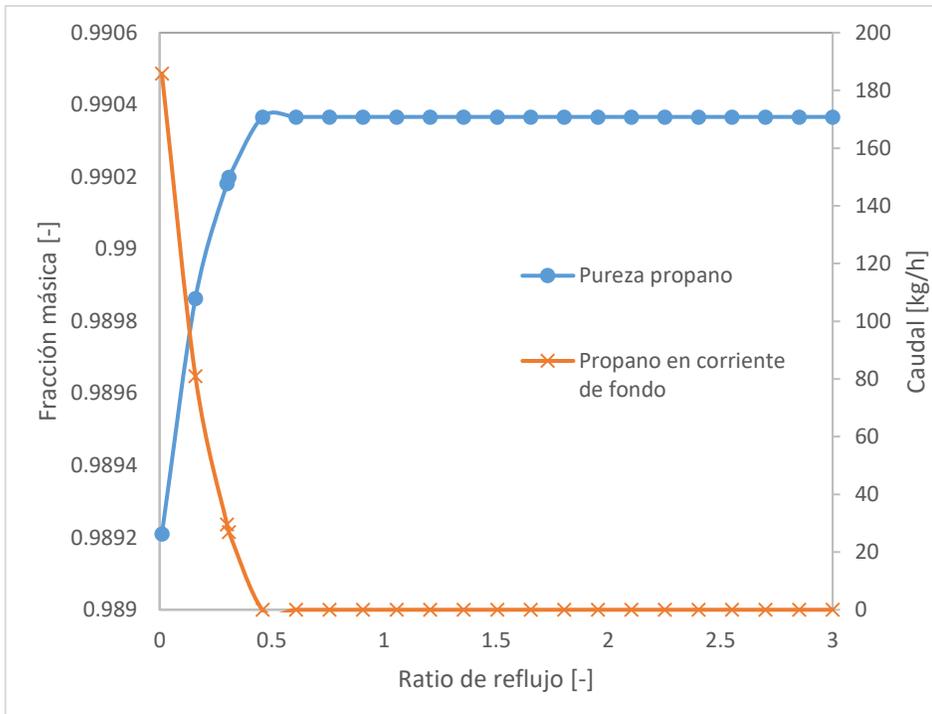


Figura 4.7. Análisis de sensibilidad del reflujo

Tabla 4.7. Resultados de la columna nueva

Parámetro	Unidad	Valor
Número de platos	[-]	45
Plato de alimentación FEED	[-]	36
Plato de alimentación RECYCLE	[-]	25
Método termodinámico	[-]	HYSR
Reboiler	[-]	Termosifón
Condensación	[-]	Total
Reflujo	[-]	0,30
Caudal de fondos	[kg/h]	13.000
Pureza de propano	[% en masa]	99,02
Pérdida de propano en corriente de fondo	[kg/h]	28,40

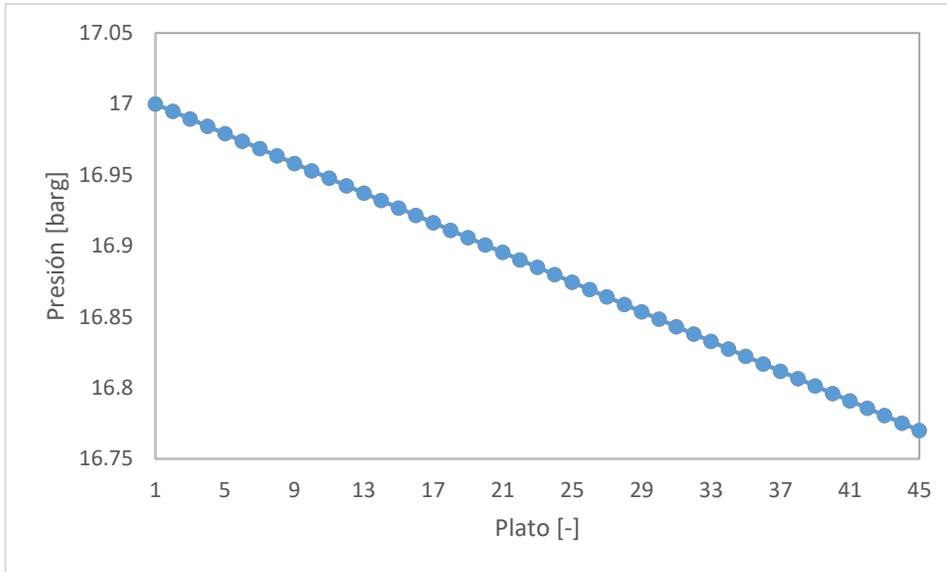


Figura 4.8. Perfil de presiones en la columna nueva

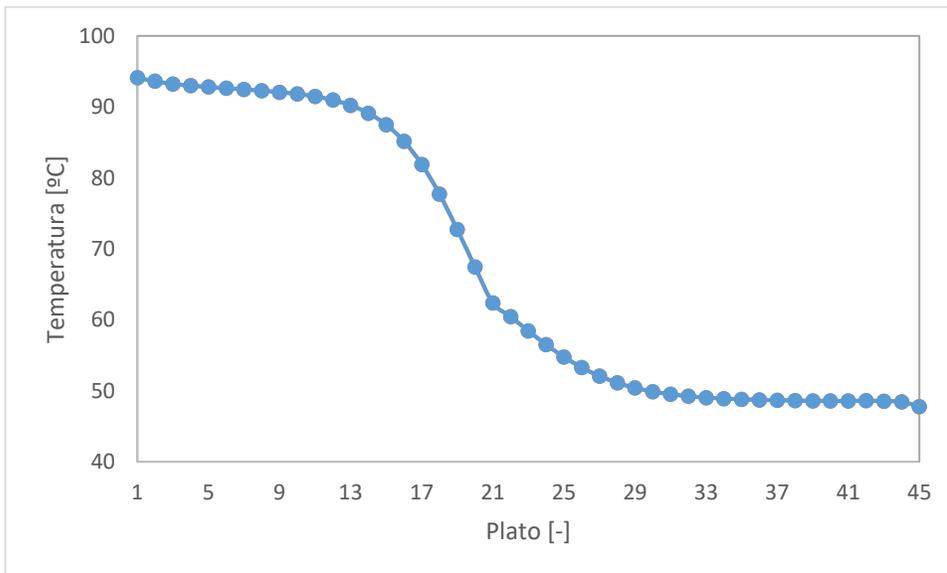


Figura 4.9. Perfil de temperaturas en la columna nueva

El diseño de la hidrodinámica y los componentes internos de la columna también se han considerado en la simulación. Inicialmente se calcularon los parámetros de la columna a través de métodos propuestos por la bibliografía [1] [2] [3], para así comparar los resultados de la simulación con los de la bibliografía. Los resultados pueden verse en la tabla 4.8. Como se puede observar, no existen grandes diferencias entre un método y otro, con lo cual se confirma que los resultados son confiables. Los resultados de la simulación muestran que en cada etapa el punto de operación se sitúa dentro de los límites de operación de caudal de vapor y líquido (figura 4.10). Para más detalles acerca del método bibliográfico, consultar el anexo A2.

Para los platos, se han usado platos de 4 pasos, ya que estos daban mejor resultado en el cálculo hidrodinámico. El esquema de los platos se puede ver en las figuras 4.11 y 4.12, donde “a)” representa el plato de arriba y “b)” el de abajo, en las dos figuras.

Tabla 4.8. Resultados del cálculo de hidrodinámica

Parámetro	Unidad	Método bibliográfico	Simulación
Diámetro de columna	[m]	4,26	4,30
Separación entre platos	[mm]	609,60	609,60
Número de pasos	[-]	4	4
Área total	[m ²]	14,25	12,64
Área activa	[m ²]	10,40	10,76
Altura del rebosadero de salida	[mm]	25,40	50,80
Altura de entrada del plato	[mm]	68,27	38,1
Diámetro de las perforaciones	[mm]	4,97	12,7
Pérdida de carga	[mm]	105,80	131,51
	H ₂ O/plato]		
Altura líquido en el vertedero	[mm]	229,31	80,05
Anchura del vertedero (costado)	[mm]	852,00	311,00
Anchura del vertedero (centro)	[mm]	259,00	218,00
Anchura del vertedero (off-centro)	[mm]	255,00	245,00

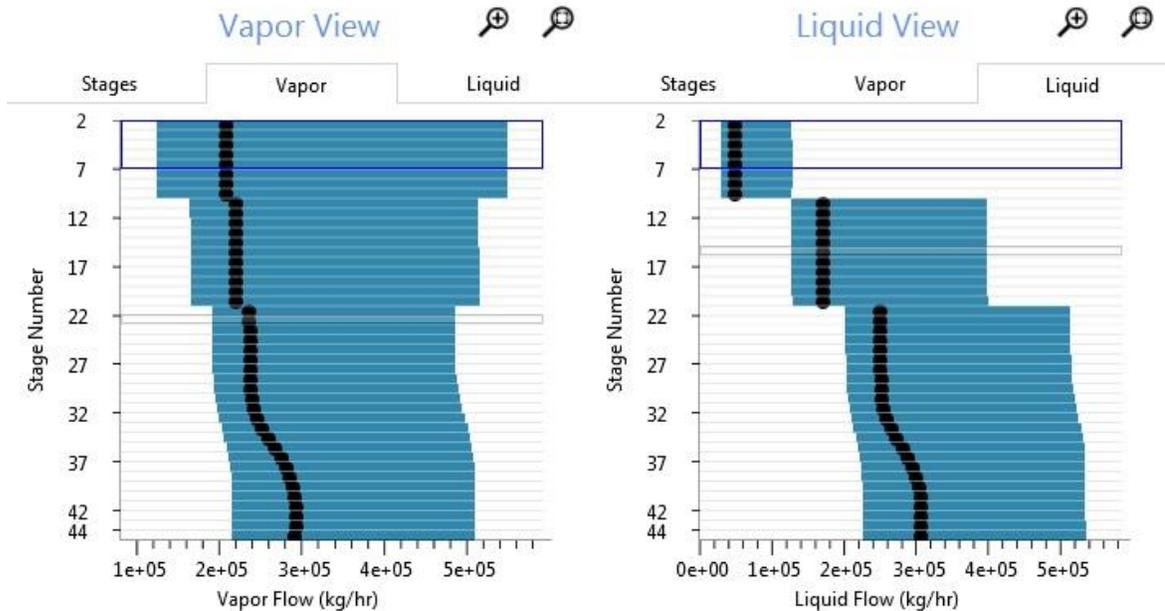


Figura 4.10. Puntos de operación por etapa

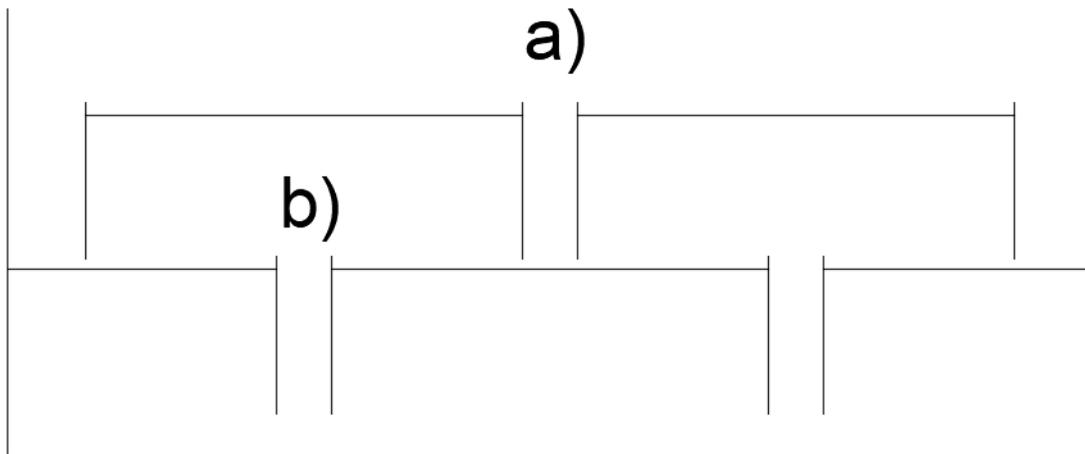


Figura 4.11. Esquema de alzado de los platos de la columna nueva.

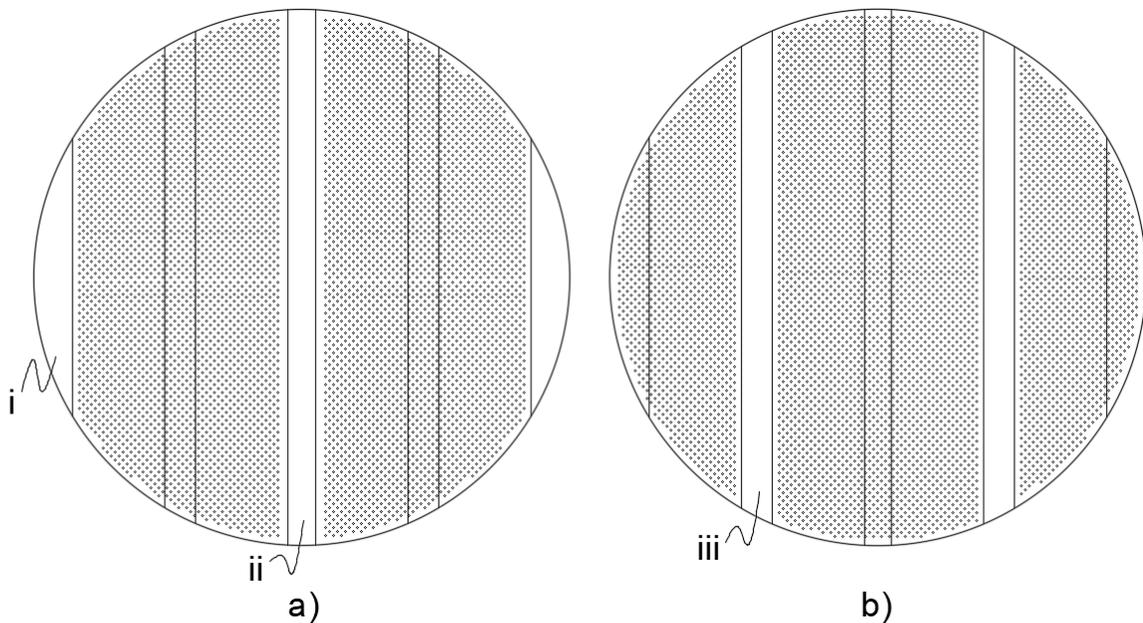


Figura 4.12. Esquema de planta de los platos de la columna nueva. i- costado, ii- centro, iii- off centro.

El sumidero se ha calculado siguiendo las recomendaciones de la bibliografía [4]. Según la fuerza motriz de la corriente de salida, se escoge un tiempo de residencia, que permitirá calcular el volumen del sumidero. Al ser la fuerza motriz la presión, se fijó la altura del sumidero con el objetivo de obtener un tiempo de residencia de aproximadamente 3 minutos. Este tiempo de residencia se calculó a partir de la ecuación 4.1. Para simplificar el cálculo, se supuso que cada volumen del sumidero representa una tercera parte del mismo en vertical.

Al sumidero se le ha agregado un baffle que separa la zona que descarga al *reboiler* de la zona que descarga el producto, como se observa en la figura 4.13. Esto se ha hecho siguiendo las recomendaciones de la bibliografía [4], que recomienda esta configuración para termosifones.

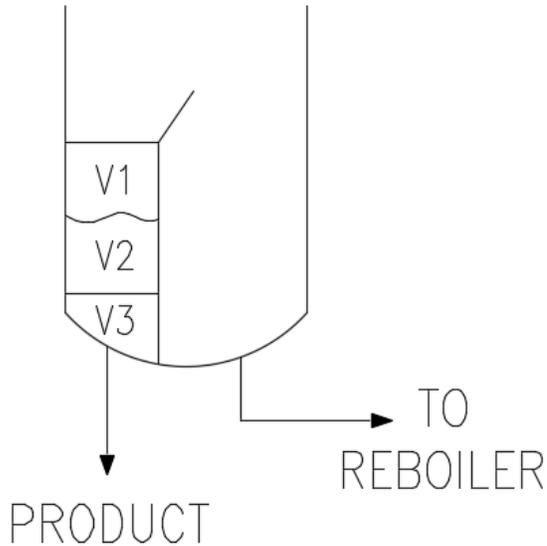


Figura 4.13. Esquema del sumidero de la columna nueva.

$$t_R = \frac{V_1 + V_2}{P} \quad (4.1)$$

t_R : tiempo de residencia [min]
 P : caudal de producto [m^3/min]

El cálculo geométrico del sumidero puede verse en el anexo A1.

4.4.5. Diseño del *reboiler* termosifón

Los intercambiadores de la columna se han diseñado mediante el simulador *Aspen Exchanger Design & Rating*.

Inicialmente se diseñó un *reboiler* de tipo *kettle*, pero daba como resultado altas velocidades de vapor y arrastre de líquido, así que se optó por usar un *reboiler* de tipo termosifón vertical.

Debido a la gran cantidad de caudal a evaporar, se usaron dos termosifones en paralelo, con un porcentaje de evaporación del 35%. Se eligió como fluido caliente vapor de baja presión. Los parámetros generales pueden verse en la tabla 4.9.

Tabla 4.9. Características del *reboiler* termosifón

Parámetro	Unidad	Valor
Caudal de vapor	[kg/h]	23233
Presión de entrada del vapor	[barg]	4,00
Temperatura de entrada del vapor	[°C]	143,49

Diámetro exterior de carcasa	[mm]	1075
Longitud de tubos	[mm]	2250
Número de tubos	[-]	572
Carcasas en paralelo	[-]	2
Fracción de evaporación	[-]	0,35
Calor intercambiado	[kW]	13757,20

4.4.6. Diseño del condensador aerorefrigerante

Inicialmente se diseñó un intercambiador convencional de carcasa y tubos, pero la cantidad de caudal a condensar requería una cantidad de agua de refrigeración que superaba los límites de caudal que podía proporcionar la torre de refrigeración existente. Esto implicaría construir una nueva torre de refrigeración, con todos los costes adicionales que esto involucraría. Por esta razón se optó por un condensador de tipo aerorefrigerante.

Este intercambiador tiene el inconveniente de depender de la temperatura del aire. Se ha considerado una temperatura de diseño de 30°C, que es la temperatura que se esperaría durante el verano. Esto sumado al hecho de que el salto de temperatura para la corriente del aire es bajo (de 30 a 38°C, para mantener un delta de temperatura con respecto a la corriente caliente de 10°C) da como resultado un tamaño del intercambiador más grande del ideal. Este exceso de tamaño solo será necesario durante esta época del año, mientras que en invierno el intercambiador trabajará a menor carga de la total. Los parámetros en estas condiciones pueden verse en la tabla 4.10.

Tabla 4.10. Características del aerorefrigerante

Parámetro	Unidad	Valor
Caudal de aire	[kg/h]	7361352
Temperatura inicial del aire	[°C]	30
Configuración de los ventiladores	[-]	Forzado
Número total de ventiladores	[-]	16
Número de pasos por tubo	[-]	4
Número de tubos	[-]	126
Ancho del intercambiador	[mm]	12855
Largo total del intercambiador	[mm]	41440
Calor intercambiado	[kW]	16741,90
Fracción de condensación	[-]	0,99

4.4.7. Diseño de las bombas de reflujo

Teniendo el caudal volumétrico y las válvulas y elementos entre la bomba y la columna, se ha calculado la altura de columna de líquido que debe mover la bomba.

Los resultados pueden verse en la tabla 4.11. Las bombas serán proporcionadas por la empresa OMEGA. Se pueden ver las curvas de la bomba en la hoja de especificación correspondiente.

Tabla 4.11. Características de las bombas centrífugas escogidas.

Variable	P-1001A		P-1002B	
	Calculado	Catálogo	Calculado	Catálogo
Altura de líquido [m]	33,99	67,5	33,99	67,5
Caudal [m ³ /h]	453,48	600 máximo	453,48	600 máximo
NPSH [m]	78,62	5	78.62	5

Los cálculos de diseño de las bombas pueden verse en el anexo A3.

El motor de la bomba será proporcionado por la empresa OMEC MOTORS. Los requerimientos del motor se han calculado en base a una eficiencia del 56% y rendimiento del motor del 75%. Las características principales del motor pueden verse en la tabla 4.12.

Tabla 4.12. Características de los motores M-1001AB

Parámetro	Unidad	Valor
Modelo	[-]	OMT1-IE3
Tipo de carcasa	[-]	Fundición
Potencia de salida	[kW]	37
Voltaje	[V]	400/690
Polos	[-]	2
Frecuencia	[Hz]	50
Velocidad	[RPM]	2950
Intensidad	[A]	65,00/37,53

4.4.8. Diseño del acumulador de reflujo

Los acumuladores serán diseñados siguiendo el código ASME. Están conformados por un cuerpo cilíndrico con tapas elipsoidales. Para el fondo se ha añadido una extensión por donde circulará el producto, esto permitirá evitar la formación de remolinos en la zona de descarga del acumulador, que podrían introducir aire en las cañerías y dañar la bomba.

El acumulador está diseñado para trabajar a un nivel de llenado aproximadamente la mitad del volumen nominal, y así tener un margen adecuado para el control del nivel

Los cálculos de diseño del acumulador pueden verse en el anexo A4.

Tabla 4.13. Características del acumulador de reflujo

Parámetro	Unidad	Valor
Longitud principal	[m]	4,50
Diámetro principal	[m]	2,50
Longitud del fondo	[m]	1,25
Diámetro del fondo	[m]	0,64
Posición	[-]	Horizontal
Volumen de llenado	[m ³]	15,41
Volumen total	[m ³]	31,00
Tiempo de residencia	[min]	2

4.4.9. Diseño de válvulas de control

Para diseñar las válvulas de control se ha usado el método simplificado de SAMSON de la referencia [5]. Esta metodología sirve para calcular el coeficiente de caudal Cv, y con ésta se puede seleccionar una válvula de control del catálogo [13]. Para llevar a cabo el cálculo, se usan las ecuaciones 4.2 y 4.3, donde la primera ecuación es el cálculo de Kv el coeficiente de caudal en unidades métricas y mediante la segunda ecuación se relaciona Kv y la Cv.

$$Kv = W \cdot \sqrt{\frac{\rho}{1000 \cdot \Delta P}} \quad (4.2)$$

$$Kv = 1,15 \cdot Cv \quad (4.3)$$

Para el vapor de agua se emplea la fórmula 4.4, donde W es el caudal en kg/h y, m y Z, son factores adimensionales que se obtienen mediante tablas.

$$Kv = \frac{W}{m \cdot Z} \quad (4.4)$$

Seguidamente, en la tabla 4.14 se muestran los valores de cada parámetro para cada una de las válvulas estudiadas.

Tabla 4.14. Parámetros de las válvulas de control

Válvulas	W(kg/h)	P(bar)	T(°C)	m	Z	Cv(m ³ /h)	Kv(gpm)
V102	63440	17	29			210,2	241,7
V103	110300	17	39,59			365,4	420,2
V106	160740	17	48,39			531,1	610,7
V107	208900	17	48,39			692,2	796,1
V109	160740	17	48,39			532,5	612,4
V111	23230	3,9	143,49	0,86	36,02	749,9	862,39
V114	597020	17	94,45			1977,7	2274,4

4.4.10. Diseño de válvulas de seguridad

Para diseñar la válvula de seguridad PSV1 situada a la columna T-1001 y PSV2 situada al acumulador de reflujo V-1001 se usa la ecuación 4.5 específica para los gases y vapores, teniendo en cuenta el caudal (W).

$$A = \frac{W}{387,2 \cdot C \cdot P \cdot K \cdot K_1 \cdot K_2} \cdot \sqrt{\frac{Z \cdot T}{M}} \quad (4.5)$$

Dónde:

A: área del orificio (cm²)

W: caudal másico (kg/h)

M: peso molecular;

T: temperatura del vapor (K);

Z: factor de compresibilidad;

C: coeficiente de expansión en función de C_p/C_v (ideal)
 K: coeficiente de descarga.
 K1: coeficiente corrector por contrapresión en válvulas convencionales
 K2: coeficiente corrector por contrapresión en válvulas equilibradas;
 P: presión de descarga (kg/cm^2).

Se han obtenido los valores de K, Z y C del catálogo nacional de referencia [16], los valores de K1 y K2 se han considerado 1 y el resto de los factores se ha obtenido a partir del simulador *Aspen Hysys*. Se calcula la presión de descarga de cada válvula a partir de la fórmula 4.6, donde F es el factor de la sobrepresión, y en el caso de vapores y gases es del 10%.

$$P = P_d \cdot (1 + F) + 1,013 \quad (4.6)$$

En la tabla 4.14 se encuentran los resultados obtenidos.

Tabla 4.14. Especificaciones de las válvulas de seguridad

	W(Kg/h)	C	K	Presión de descarga (Kg/cm ²)	Área del orificio (cm ²)
PSV1	173300	0,635	1,13	22,68	82,68
PSV2	241100	0,635	1,13	22,68	116,63

4.4.11. Diseño de tuberías

Para llevar a cabo el cálculo de los espesores de las tuberías del proceso, se utiliza las ecuaciones 4.7 y 4.8. Para calcularlos, se parte de los caudales de cada fluido.

El material de las tuberías de la planta es de acero al carbono sin costura. Es un acero para servicio de altas temperaturas, que permite el doblado, soldado y bridado entre otras operaciones. Además, presenta una gran resistencia a la tracción.

Los diámetros de las tuberías han sido fijados a partir de la referencia [6], el cual presenta valores estándar. En la tabla 4.2 se presentan las tuberías estudiadas con las características de cada una y el diámetro interno calculado, y también el interno y el externo bibliográficos.

$$A = \frac{Q}{v} \quad (4.7)$$

$$D = \frac{4 \cdot A}{\pi} \quad (4.8)$$

Donde A es el área [m^2]; Q es el caudal [m^3/s] y v es la velocidad [m/s]. Para el cálculo de los espesores se ha considerado una velocidad del gas de 15 m/s y del líquido de 1,5 m/s .

4.4.12. Aislamiento térmico

El aislamiento térmico es una parte vital de cualquier planta de proceso. Se instala de modo que la tubería de acero al carbono entre en contacto con éste y no queden cámaras de

aire, evitando el paso de agua que puede provocar corrosión y también para evitar las pérdidas de calor y la protección contra quemaduras. Las funciones del aislamiento son las siguientes:

- Disminución del gasto energético (calentamiento y enfriamiento).
- Disminución del impacto ambiental: menores emisiones de CO₂.
- Control de las temperaturas superficiales (protección del personal y equipos).
- Mejora de la eficiencia económica en instalaciones industriales.
- Protección contra incendios y explosiones.
- Prevención de la corrosión.

El aislamiento escogido es coquilla 880 de lana de roca [7]. Está especialmente concebida para el aislamiento térmico, aislamiento acústico y para la prevención contra el fuego. También tiene una gran resistencia a la manipulación, facilidad de montaje, es químicamente inerte, y posee prestaciones térmicas sin variación a lo largo del tiempo, además de ser respetuoso con el medio ambiente.

A continuación, se procede a calcular el espesor del aislamiento, aplicando la ley de Fourier de las diferentes tuberías. El transporte de calor se da por conducción, convección y radiación, tal y como se muestra la figura 4.14.

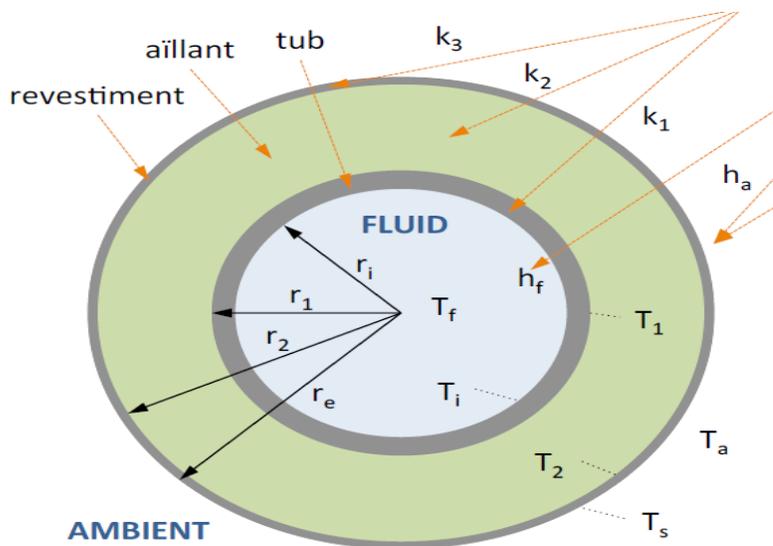


Figura 4.14. Esquema de una tubería aislada [9]

T_f : temperatura del fluido que circula [K].

T_a : temperatura ambiente [K].

T_s : temperatura superficial [K].

R_1 : radio exterior de la tubería [m].

Ri: radio interior del tubo [m].

ha: coeficiente de transporte de calor de la pared exterior al ambiente [$\frac{W}{m^2 \cdot K}$]

K1: conductividad térmica de la tubería [$\frac{W}{m \cdot K}$]

Ki: conductividad térmica del aislamiento térmico [$\frac{W}{m \cdot K}$]

Se aplica esta ley para calcular el espesor del aislamiento térmico para conseguir una temperatura exterior no superior a 50°C, y así evitar accidentes de los trabajadores. Para llevar a cabo los cálculos se usa las ecuaciones 4.9 y 4.10.

$$T_s = \frac{K_r}{2\pi r_2 h_a} (T_f - T_a) + T_a \quad (4.9)$$

$$T_s = \frac{(T_f - T_a)}{r_e \cdot h_a \left(\frac{1}{r_i \cdot h_f} + \frac{\ln\left(\frac{r_1}{r_i}\right)}{K_1} + \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{K_2} + \frac{\ln\left(\frac{r_e}{r_2}\right)}{K_2} + \frac{1}{r_e \cdot h_a} \right)} + T_a \quad (4.10)$$

Para realizar los cálculos se exponen las siguientes aproximaciones:

- Se desprecia el término $\frac{1}{r_i \cdot h_f}$, con lo cual se considera que el fluido de dentro de la tubería se encuentra todo a la misma temperatura y que $T_i = T_f$.

- Se considera la temperatura máxima a la superficie de 50°C

- Se puede despreciar el término de conducción a través del recubrimiento externo, que es $\frac{\ln\left(\frac{r_e}{r_2}\right)}{K_3} = 0$.

Una vez aplicadas estas aproximaciones se calcula el radio exterior (r_2), a partir de la ecuación 4.10, que corresponde al radio exterior del aislamiento térmico. Una vez calculado este radio junto al radio interno, se procede a calcular el grosor del aislamiento térmico. A partir del grosor calculado, se busca el grosor definitivo según el catálogo [8]. La tabla 4.15 se muestra los resultados de estos cálculos para las tuberías que necesitan el aislamiento térmico.

Tabla 4.15. Resultados del cálculo de aislamiento térmico

Tubería	Diámetro exterior [mm]	Grosor del aislamiento térmico calculado [mm]	Grosor del aislamiento térmico seleccionado de catálogo [mm]
P-1009-18"-83	537,20	80,20	83,00
P-1010-14"-63	416,30	60,70	63,00
P-1011-4"-57	170,31	56,01	57,00
P-1012-12"-114	434,40	110,60	114,00
P-1013-2"-102	194,00	92,40	102,00

4.4.13. Espesor de la columna

Se consideran equipos a presión todos aquellos equipos que estén sometidos a una presión máxima admisible superior a 0,5 barg. En nuestro proceso la columna trabaja a 17 bar por lo tanto se ha realizado el diseño mecánico para presión interna y una velocidad de viento de 60 km/h. El diseño se ha realizado según la metodología para torres altas [10].

El grosor de la columna se calcula considerando las costuras largas, como la resistencia entre las costuras circunferenciales y el efecto de flexión del viento.

Primero se calcula la presión empleada para diseñar un recipiente (Presión de diseño), que debe ser mayor que la presión de operación. Esta presión de diseño se obtiene añadiendo 30 psi de presión, o bien un 10% más de la presión de operación.

Seguidamente, en la tabla 4.16 se puede encontrar los datos iniciales y en la tabla 4.17 encuentran las condiciones de diseño.

Tabla 4.16. Datos iniciales para el cálculo de espesor de la columna

P diseño [bar]	Diámetro [m]	Velocidad de viento [km/h]	Altura [m]
19,8	4,3	60	32,7

Tabla 4.17. Condiciones de diseño para el cálculo de espesor de la columna

Parámetro	Valor	Unidad
Tensión admisible del material (S)	120	[MPa]
Altura de la columna (H)	32,70	[m]
Altura del faldón (ht)	5	[m]
Eficiencia de las juntas soladas (E)	0,85	[-]
Fuerza cortante total (V)	5146	[kg]
Corrosión admisible (CA)	3	[mm]
Presión del viento (Pw)	338,89	[N/m ²]

El espesor (t) considerando la resistencia de la costura longitudinal se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad (4.11)$$

Donde P es la presión de diseño, R es el radio de la columna, S es la tensión admisible del material y E es la eficiencia de las juntas soldadas.

El espesor considerando la resistencia de las costuras elipsoidales se calcula a partir de la siguiente ecuación.

$$t_1 = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0,2 \cdot P} \quad (4.12)$$

A partir de las siguientes ecuaciones se calcula el espesor debido al efecto de flexión del viento.

$$t_2 = \frac{M_T}{R^2 \cdot \pi \cdot S \cdot E} \quad (4.13)$$

$$M_T = M - h_t(V - 0,5 \cdot P_W \cdot D_1 \cdot h_t) \quad (4.14)$$

$$M = P_W \cdot D_1 \cdot H = V \cdot \frac{H}{2} \quad (4.15)$$

Donde M_T es el momento en la costura inferior, M es el momento en la base, D_1 es el diámetro de la columna con aislamiento y P_W es la presión del viento. El espesor requerido calculado con la resistencia de la costura circunferencial es la suma de los dos últimos espesores.

$$t = t_1 + t_2 \quad (4.16)$$

Una vez realizado este cálculo, se compara este con el espesor calculado con la resistencia de la costura longitudinal y se elige el espesor más grande. Seguidamente el espesor grande se le añade el margen de corrosión dando un resultado de 47,6 mm.

4.4.14. Peso de la columna

A continuación, se procede a calcular el peso de la columna. Para la parte del cuerpo se ha tenido en cuenta la fórmula del volumen del cilindro (4.17) y para las cabezas de la columna se usa la fórmula del volumen elipsoidal (4.18) tal y como se muestra a continuación.

$$M_{cuerpo} = V_{cilindrio} \cdot \rho_{acero} = \left(\pi \left(\left(\frac{\pi}{2} + t \right)^2 - \left(\frac{D}{2} \right)^2 \right) \cdot h \right) \cdot \rho_{acero} \quad (4.17)$$

$$M_{cabeza} = V_{elipse} \cdot \rho_{acero} = \left(\left(\frac{4 \cdot \pi \cdot (R \cdot t) \cdot (R \cdot t) \cdot (C \cdot t)}{3} \right) \cdot \left(\frac{4 \cdot \pi \cdot R \cdot R \cdot C}{3} \right) \right) \cdot \rho_{acero} \quad (4.18)$$

$$\text{Peso de la columna vacía} = M_{total} \cdot g \quad (4.19)$$

Donde $C = \frac{D}{4}$, D es el diámetro, R es el radio, h es la longitud de la columna, ρ_{acero} es la densidad del material y g es la gravedad.

Para calcular el peso de la columna llena se usa la expresión 4.20. En la tabla 4.18 se muestran los resultados.

$$\text{Peso columna llena} = (V_{\text{columna}} \cdot \rho_{\text{fluido}} \cdot g) + \text{peso de la columna vacía} \quad (4.20)$$

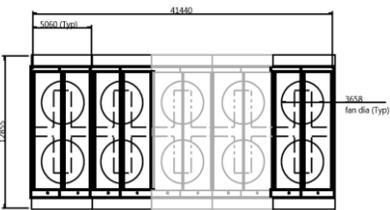
Tabla 4.18. Resultados del peso de la columna

Volumen columna vacía) (m ³)	ρ_{acer} [Kg/m ³]	Peso de columna vacía [N]	Volumen columna llena) [m ³]	ρ_{fluido} [Kg/m ³]	Peso de columna llena [N]
22,88	7850	1.761.887	518,4	450	4.050.548

4.4.15. Hojas de especificación

A continuación, se presentan las hojas de especificación. Estas son, en orden:

- Columna de destilación T-1001 p53
- Condensador aerorefrigerante E-1001 p54
- *Reboiler* termosifón E-1002A/B p55
- Acumulador de reflujo V-1001 p56
- Bomba centrífuga P-1001A/B p57
- Válvula de control V-102 p58
- *Pressure Relief Valve* PSV1 y PSV2 p59

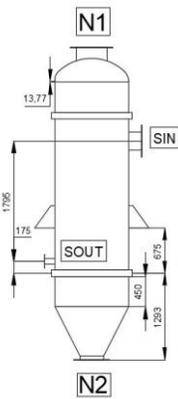
1	ITEM No E-1001					
2	Service:	Process				
3	No. of bundles:	8				
4	Bundle surface (finned/bare):	25,1	m ²			
5	Unit surface (finned/bare):	200,8	m ²			
6						
7	OPERATING CONDITIONS. TUBE SIDE					
8	Fluid:		Inlet	Outlet		
9	Fluid total flow	kg/h	208960			
10	Vapour	kg/h	208960	2052		
11	Liquid	kg/h	0	206908		
12	Steam	kg/h				
13	Noncondensables	kg/h				
14	Temperature	°C	49,05	47,39		
15	Density (L/V)	kg/m ³	/38,42	452,06/37,26		
16	Viscosity (L/V)	cp	/0,0099	0,079/0,0099		
17	Vapour molecular weight		43,95	43,95		
18	Specific Heat (L/V)	kcal/kg.°C	/2,20	3,30/2,18		
19	Thermal Conductivity (L/V)	kcal/h.m.°C	/0,023	0,082/0,022		
20	Latent heat	kcal/kg				
21	Pressure	kg/cm ² (g)	17,335			
22	Velocity (Allowable/Calculated)	m/s	10/3			
23	Pressure Drop (Allowable/Calculated)	kg/cm ²	0,41/0,38			
24	Fouling Resistance (min)	h.m ² .°C/kcal	0,00012			
25	OPERATING CONDITIONS. AIR SIDE					
26	Air Quantity (total/per fan)	(kg/h) (m ³ /s)	7361352/460085			
27	Temperature (in/out)	°C	30	48		
28	Altitude	(m.)	0			
29	Power (total/per Fan)	kW	478,86/29,929			
30	Heat Exchanged:	14395150 (kcal/h)				
31	Heat Transfer Rate		1041,4	(kcal/h.m ² .°C)		
32	DESIGN CONDITIONS					
33	Design Pressure	kg/cm ²	19,37			
34	Design Temperature	°C	69			
35	Corrosion Allowance	mm	2			
36	Applicable Codes:	ASME Code Sec VIII Div 1	Bundle Weight -empty (kg.)	4801,1		
37	Tubes	Fins	Header			
38	No./Bundle: 126	No./inch: 11	Material: Carbon Steel			
39	Material: Carbon steel	Material: Alum. 1060	No. Rows: 3			
40	OD 25,4 mm	OD 57,2 mm	No. Passes: 4	No. Tubes/pass 126/4		
41	Length: 10 m	Thickness: 0,28 mm	No. Tubes 2016			
42	Pitch: 60	Type: G-finned	Nozzles 2/bundle			
43			Size and rating (inlet/outlet)	/		
44	MECHANICAL EQUIPMENT		STEAM COIL			
45	Fans	Drivers	Steam Coil	<input type="checkbox"/> Yes <input checked="" type="checkbox"/> No		
46	No. 16	No. 16	No. tubes/Bundle:	Steam (kg/h)		
47	Draft Forced	Motor type: Electric	Material:	Op. Pressure (kg/cm ²)		
48	Diameter: 3,66 No. Blades 6	Power (kW): 37	OD BWG	Op. Temperature (°C)		
49	Blade material: Alum. 1060	Frequency (Hz): 50	Length:	Design Pressure (kg/cm ²)		
50	Power/fan (kW) 29,93 RPM	Voltage (V): 400/690		Design Temp. (°C)		
51	Variable Speed <input checked="" type="checkbox"/> Yes <input type="checkbox"/> No					
52	SKETCH		NOTES:			
53			Sketch provided by ASPEN Exchanger Design & Rating software			
54					All measures in the sketch are in mm	
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
		30				
		May				
0		2018				
REV	Chaimae Mssiad Esteban David Blanc	DATE	PREP	APPR		



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

1	ITEM No.:	E-1002AB			
2	Service:				
3	Type:	Thermosiphon	Position:	Vertical	Total surface / unit: 205,4 (m ²)
4	No. Shell:	2			
5	PERFORMANCE OF UNIT				
6			Shell side		Tube side
7			Inlet	Outlet	Inlet Outlet
8	Fluid name		Low Pressure Steam		Process
9	Fluid total flow	kg/h	23233		597021
10	Vapour	kg/h	23233	0	0 210762
11	Liquid	kg/h	0	23233	597021 386259
12	Steam	kg/h			
13	Water	kg/h			
14	Temperature	°C	143,49	142,38	93,07 93,26
15	Density (L/V)	kg/m ³	922,26/2,07	923,54/	452,34/ 454,2/46,09
16	Viscosity (L/V)	cP	0,2/0,014	0,21/	0,09/ 0,09/0,011
17	Vapour molecular weight		18,01		58,13
18	Specific heat (L/V)	kcal/kg.°C	1,012/0,55	1,011/	0,81/ 0,81/0,57
19	Thermal conductivity (L/V)	kcal/h.m.°C	0,59/0,025	0,59/	0,051/ 0,051/0,021
20	Latent heat	kcal/kg	508,3	508,58	55,54 55,73
21	Inlet pressure	kg/cm ² (g)	3,98		17,24
22	Velocity (allowable / calculated)	m/s	5,49/15		1,46/4
23	Pressure drop (allowable / calculated)	kg/cm ²	0,141	0,043	0,408 0,096
24	Fouling resistance	h.m ² .°C/kcal	0,00021		0,00021
25	Heat exchanged:	(kcal/h)	11829063		
26	Heat transfer rate (kcal/h.m ² .°C)	Fouled: 1262,4			Clean: 3014,1
27	CONSTRUCTION PER SHELL				
28	Codes: ASME C.S.VIII D 1	Shell side	Tube side		
29	Design pressure	kg/cm ²	6,12	19,37	
30	Design temperature	°C	164	113	
31	No. of passes		1		
32	Stress relief				
33	Radiograph.	Partial			
34	Corrosion allowance	mm	3,18	3,18	
35	Nozzles	Service	Mark	Dia.	Rating
36		Process outlet	N1	457	300
37		Process inlet	N2	356	300
38		Service inlet	SIN	305	300
39		Service outlet	SOUT	89	300
40					
41					
42					
43					
44					
45	MATERIALS				
46		Dia.	Thick. (mm.)	Spec. Mat	
47	Shell:	1101	26	Carb. St	
48	Channel:				
49	Tubesheets:				
50	Baffles: n° / mat.	6			
51	Baffles spacing:	295	mm.		
52					
53	Tubes:				
54	N°	572			
55	OD	1	inches		
56	BWG				
57	Length	2250	mm.		
58	Pitch:	□			
59					
60					
61					
62					
63					
64	NOTES:	All measures in the sketch are in mm			
65					
66					
67					
		30			
		May			
0		2018			
REV	Chaimae Mssiad Esteban Blanc	DATE	PREP.	APPR.	

SKETCH




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

1	GENERAL	Manufacturer:				
2	GENERAL	Item: V-1001				
3	GENERAL	Description: Reflux drum		Position: X	Vertical	
4	OPERATING	Product: Process				
5	OPERATING	Operating Pressure (eff.)	17.3	kg/cm ² g		
6	OPERATING	Operating Temperature	48.4	°C		
7	OPERATING	Liquid Density	455	kg/m ³		
8	DESIGN DATA	Design Pressure (eff.)	19.4	kg/cm ² g		
9		Design Temperature	69	°C		
10		Hidrostatic Test (eff.)	24.5	kg/cm ² g		
11		Corr. Allow. Shell / Heads	2/2	mm		
12		Joint Eff. Shell / Heads	0.85/0.85			
13		Code: ASME Code Sec VIII Div 1				
14	Radiograph: Partial					
15	Stress Relieve:		Yes	X	No	
16	Seismic:					
17	Wind Load:			N/m ²		
18	Hidrostatic Test (eff.)			kg/cm ² g		
19	MATERIALS	Thickness	Mat'l Class			
20		Shell	22 mm	A-516 ASME		
21		Heads	25 mm	A-516 ASME		
22		Lining	mm	A-516 ASME		
23		Nozzle Necks		A-516 ASME		
24	Flanges		A-516 ASME			
25	CONSTRUCTION	Dia.	L / H	Material		
26		Shell	2500 mm	4500	Carbon steel	
27		Heads	2500 mm	831	Carbon steel	
28		Insulation:		Yes	No	
29		Fireproofing:		Yes	No	
30		Sandblast:		Yes	No	
31	Paint:	X	Yes	No		
32	Wt. Empty:			9965	kg	
33	Wt. Full Water:			16928	kg	
34	NOZZLE SCHEDULE	Service	Mark	Nº	Size	Rating
35		Process inlet	N1	1	14"	300
36		Process inlet	N2	1	14"	300
37		Process outlet	N3	1	14"	300
38		Measure equipment	PT	1	1"	300
39		Relief valve	PSV	1	8"	300
40		Measure equipment	SP1	1	1"	300
41		Measure equipment	SP2	1	2"	300
42		Measure equipment	SP3	1	1"	300
43		Measure equipment	SP4	1	2"	300
44		Manhole	MH	1	24"	300
45		Measure equipment	LT1	1	1"	300
46	Measure equipment	LT2	1	1"	300	
47	Vent	VNT	1	3"	300	
48	Drain	D1	1	1"	300	
49						

DRUM SKETCH

NOTES: All measures from the sketch are in mm.

REV.	DATE	PREP.	APPR.
0	30/5/2018	Chaimae Mssiad	Esteban Blanc

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

PUMP CALCULATION SUMMARY SHEET					
1	Nº OF PUMPS	RUN:	SPARE:		
2	SERVICE	Process			
3					
4					
5	FLUID PUMPED	Propane			
6	OPER. TEMP	48,39	°C		
7	DENSITY	455	kg/m ³		
8	VISCOSITY	0,08	cP		
9	VAPOR PRESS.	13	bar		
10	NORM.CAPACITY	453,48	m ³ /h		
11	MAX.CAPACITY	600	m ³ /h		
12					
13	SUCTION CONDITIONS				
14	TOTAL SUCT.PR.,	17,14	kg/cm ² g		
15	NPSH (m.w.c.)	75,73	m		
16					
17	DISCHARGE CONDITIONS				
18	LIQUID HEAD	33,98	m		
19	TOTAL DISCH.PR.,	18,84	kg/cm ² g		
20	DIFF.PRESSURE	1,7	kg/cm ²		
21	DIFF.HEAD (m.w.c.)	1700	m		
22	PUMP REQUIREMENTS				
23	TYPE PUMP	Centrifugal			
24	ESTIMATED EFF.	56 %			
25	ESTIMATED Rot.freq.	s-1			
26	ESTIMATED Power	34,5 kW			
27	TYPE DRIVER				
28	STEAM (abs.)	kg/cm ² g °C			
29	ELECTRICITY	V: 400	PH: 50 Hz		
30					
31					
32	PUMP MATERIALS				
33	CASE	Cast iron			
34	IMPELLER	Channel			
35	SHAFT	Cardan			
36	SHAFT SLEEVE				
37	SEAL/PACKING				
38	PISTON				
39					
40	Nozzles	Mark	Nº	Dia.	Rating
41	Suction	S	1	410	
42	Discharge	D	1	200	
43					
44					
45	0	30/05/2018			
46	REV.	DATE	PREP.	APPR.	
47					

Pump Curve

C-200/410
IMP. 1474 1450 RPM
50 HZ

Gen.Arr.Drawin

Curve and drawing provided by the pump company.

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

GENERAL DATA									
1									
2	TAG	V 102		INSTALLATION LINE AND APPLICABLE LAW					
3	SERVICE	Proces flow to column		DN & RATING		150	150 #		
4	LINE/EQUIPMENT	P-1001-8"-CS		MTL & SCHEDULE		A-600-75		20	
5	DIAGRAM	PI&D-01		INSULATION AND THICKNESS		-			
6	AREA CLASSIFICATION			EEx REGULATION					
7	PROCESS DATA								
8	FLOW	PHASE	Mostly propene	Liquid	Data	U.I	Mfn.	Normal	Max.
9	Cp/Cv	Z	1.6794		Inlet Flow m3/h		98.7	140.9	162.12
10	D kg/m3	Viscosity cP	450	0.08	Inlet Pressure bar		17	17	19
11	P crit. bar	T crit. K	17	302	Pressure Drop bar				
12	TIGHTNESS				T operation	K	315	450	450
13	FIRE SECURITY DIST.				Vapor Pres.	bar			
14	OTHERS				Cv calculated		169.16	241.68	169.16
15					Cv required				
16					Opening				70%
17	BODY, INTERNAL AND ACTUATOR								
18	BODY, BIRETTA AND PACKING		INTERNAL						
19	Body Type	Globe	Types (1)	STD	Escape Types			-	
20	Vapor Mantle	-	Row	-	Noise (dB)			-	
21	DN & Rating	20	Guidance	-	MTL Guidance			A-600-75	
22	Line Conection	Flange	Holder	-	MTL Holder			A-600-75	
23	MTL Body & Casing	A-600-75	Nominal Cv	266	MTL Actuator			A-600-75	
24	MTL Body Line	A-600-75	Character	-	MTL Nozzle			A-600-75	
25	MTL Outlet Line	A-600-75	PNEUMATIC ACTUATOR						
26	Flow tends to	-	Service	-	Feed/Rang			-	
27	Biretta Type	A-600-75	Type	Diaphragm	Wheel			-	
28	Packing	A-600-75	Air	-	Travel Limit mm			50.8	
29	Shutting Bellow	-	Max. ΔP (2) bar	-	XLOCK System			-	
30	ACCESSORIES AND PURCHASE DATA								
31	POSITIONATOR AND FILTER		SOLENOID VALVE (3)			TRAVEL ENDS (3)			
32	Positioner Type	Digital	Valve Type	Double Stage Anti-Cavitation Trim	Sensors Type				
33	SMART Capacity		Feed		Service				
34	PST/Regulation		Reset Type		Assembly & Connec.				
35	Electrical Connection		Electrical Connec.		EEx Protection				
36	Pneumatic Connection		Pneumatic Connec.		NOTES AND ACCESSORIES				
37	EEx Protection	EEx IIC T6	EEx Protection	EEx IIC T5					
38	Filter	-	SIL (s/IEC 61508)	IP 65					
39	PRODUCT DATA (3)				PURCHASE DATA				
40	Valve	Series 21600	Actuator	SD CH1080	Requisition				
41	Positionator	Digital			Manufacturer			DRESSER Series Masoneilan	
42	Solenoid	ET Lineal			Supplier			DRESSER Masoneilan SPAIN	
43	Travel End								
44	GENERAL NOTES								
45	(1) Indicate the model /type (AC =anti-cavitation, AN=anti-noise, STD= standard, MS= multi-step, CR= rapid change)								
46	(2) Maximum difference pressure through the valve, which can be supported by the actuator maintaining the nominal shutting class								
47	(3) Environmental protection grade of electrical parts: IP 65 min.								
48	(4) For the elements, which are supplied by third parties (for example solenoids, final lines, etc.) it is necessary to indicate the respective								
49	manufacturer too.								
	JOB NO.	CHARGE NO.							
	M/S NO.	P.O.NO.							
	NO.UNITS								
	DR.BY	DATE: 30/5/2018							
	CK.BY	DATE: 30/5/2018							
	REV	BY	OK	DATE					
		Chaimae Mssiad			V 102				

5. MANUAL DE OPERACIÓN

En este apartado se explicará el sistema de control de los equipos. Seguidamente se explicarán los procedimientos de instalación, puesta en marcha, funcionamiento y apagado del *depropanizer*. Es imperativo que el personal de la planta conozca estas reglas correctamente.

5.1. Sistema de control

A continuación, se procederá a explicar el sistema de control de la columna T-1001 y equipos asociados, que también se encuentra representado en el diagrama CFD (*Control Flow Diagram*).

Para este equipo se deben utilizar varios controladores, con tal de tener un funcionamiento correcto. En la columna se controlan cuatro variables, la presión, la temperatura de la columna, el nivel del fondo de la columna y el caudal de entrada.

Para controlar el nivel del fondo de la columna se utiliza un controlador simple donde se regula la válvula 115, en función de la altura del líquido, se abrirá y cerrará según las condiciones necesarias. Para controlar el nivel del acumulador de reflujo, se utiliza un controlador simple donde se regula la velocidad de la bomba centrífuga P-1001A/B, gracias al variador de velocidad que posee.

La temperatura del fondo de la columna se controla mediante un lazo de control en cascada donde la variable manipulada es el caudal de vapor que circula por *reboiler*. Se utiliza este control ya que, en caso de cambios en el caudal de vapor, esta variación sería detectada y rectificadas, por tanto, evitaría que llegara a afectar a la temperatura.

Para controlar la presión de la columna se utiliza el condensador de la cabeza de la columna. Se controla mediante un lazo de control simple, donde se mide y controla la cantidad de condensado que se produce. Para realizarlo se regula el variador de velocidad del motor del aerorefrigerante, donde si la presión supera la fijada por el *Set Point*, se aumenta la potencia del motor, se condensa más vapor, disminuyendo así la presión del sistema. Si la presión es más baja de la fijada se baja la potencia del motor, así se aumenta la cantidad de vapor y la presión del sistema.

En la columna de destilación también se controla el caudal de entrada (principal y recirculación del *splitter*) mediante un lazo de control simple. Si hay cambios en el caudal, se envía una señal a un controlador donde hay un *set point* fijado, y así según el caudal necesario, se abre o se cierra la válvula de caudal.

Por último, la columna T-1001 y el acumulador de reflujo V-1001 cuentan con las válvulas de seguridad PSV1 y PSV2 respectivamente, en caso de tener una presión elevada. Estas dispararán a 18 barg.

A continuación, se llevará a cabo la explicación del manual de operación de la columna, se explicará el procedimiento de instalación, puesta en marcha, encendido, funcionamiento y apagado.

El objetivo de este documento es informar al personal sobre el funcionamiento de la columna.

5.2. Puesta en marcha

5.2.1. Preparación para puesta en marcha

El procedimiento de puesta en marcha que se describe a continuación se ha realizado bajo las hipótesis de que se parte de una parada programada y que se dispone de todos los servicios y energía necesarios.

Como paso previo a la puesta en marcha, se debe comprobar la posición de las válvulas manuales con la finalidad de que no quede ningún equipo, línea o instalación bloqueada,

así como purgas abiertas. También deberán comprobarse todas las alarmas, indicadores y equipos rotativos (aéreos, bomba).

5.2.2. Puesta en marcha de la columna

A continuación, se describen los pasos a seguir para la puesta en marcha de la despropanizadora:

1. Cerrar todas las purgas y venteos de la unidad con tapones.
2. Alinear los equipos y los circuitos antes de poner en funcionamiento la columna.
3. Abrir las válvulas de bloqueo de la columna T-1001 y dejar entrar el propano con el resto del butano que proviene de la primera columna.
4. Cuando el nivel de fondo de la columna T-1001 cubra por completo el *reboiler* E-1002A/B, abrir lentamente la válvula reguladora de caudal de vapor V112 para calentar el producto y posteriormente llevarlo a evaporación.
5. Los vapores comenzaran a ascender por la columna T-1001 y harán aumentar la presión, y a su vez se abre la válvula de fondo V-114, dejando que los controladores actúen en automático.
6. Poner en marcha el aerorefrigerante E-1001, haciendo condensar parcialmente los vapores procedentes de la columna T-1001.
7. Una vez empieza a llegar líquido al acumulador de reflujo V-1001, dejar que el nivel de este se llene hasta aproximadamente el 50% y coja presión.
8. Abrir la purga V-106 de incondensables del V-1001.
9. Cuando en el V-1001 se disponga de un nivel del 50% se pone en marcha la bomba P-1001 A/B y se regula el rectificador a reflujo total mediante V-109.
10. Una vez se considere estable y en estado estacionario la columna se realizarán los análisis pertinentes de las líneas de producto de cabeza (pureza del propano) y de fondo. Se pondrán en marcha los analizadores en línea de la planta y se contrastarán los resultados con los obtenidos en el laboratorio.
11. Se empieza a enviar el producto de fondos de la T-1001 al tanque del butano.
12. Una vez alcanzadas las condiciones de operación en T-1001, se empieza a enviar el destilado de la T-1001 a la zona de reacción.
13. Cuando la columna esté lista para operar, antes se deberán fijar las variables de operación de cada equipo, corregir posibles desviaciones debido a las

perturbaciones del proceso y poner en funcionamiento el control automático de la planta.

5.2.3. Funcionamiento en estado estacionario

Después de que la planta haya sido puesta en marcha es necesario controlar las variables y ajustarlas para que el proceso funcione de forma óptima. Como ya se ha especificado en el apartado de puesta en marcha, la columna T-1001 opera bajo unas variables de presión y temperatura determinadas. A parte de estos parámetros hay otro parámetro clave para su funcionamiento óptimo, que es el reflujo.

Es recomendable mantener la variable de reflujo lo más estable posible ya que su aumento o disminución afectan directamente a la temperatura de la columna y consecuentemente a la composición tanto de fondo como de cabeza. También es importante evitar evaporaciones repentinas o disminuciones de evaporación en los *reboilers*, ya que desestabilizan la columna y podrían provocar inundaciones o secados de estas. La válvula V-114 permite regular el flujo de entrada al *reboiler* para evitar este tipo de escenarios.

En referencia los equipos dinámicos de la planta que trabajan a altas revoluciones como es el caso de bombas y aerorefrigerantes, no es aconsejable pararlos y ponerlos en marcha continuamente, ya que sufren un gran desgaste.

5.3. Parada del equipo

5.3.1. Parada normal de la columna

En este punto se enumerarán los procedimientos y medidas a tomar durante una parada normal y planificada de la columna. Cabe destacar que, antes de la realización de una parada normal, todos los departamentos que puedan verse afectados deben haber sido avisados con suficiente antelación.

Seguidamente, se describen los pasos a seguir para la parada del despropanizador:

1. Cortar la alimentación a la columna T-1001.
2. Dejar que todo el líquido de fondo de la T-1001 fluya hacia el tanque del butano.
3. Parar la bomba P-1001 A/B cuando no quede condensado en el V-1001.
4. Cuando no quede líquido en el fondo de la columna T-1001 cortar el suministro de vapor en el *reboiler* E-1002 A/B.
5. Bloquear la columna T-1001 y despresurizarla hacia antorcha.
6. Purgar la columna T-1001 junto con el V-1001 por los restos de líquido que hayan podido quedar.
7. Finalmente, mediante un barrido de nitrógeno desplazar los gases que queden en la columna T-1001 y el separador V-1001 hacia la antorcha. Dejar la columna presurizada con el mismo nitrógeno.

5.3.2. Parada de emergencia de la columna.

Las paradas de emergencia son causadas por situaciones anormales, sucesos fortuitos o accidentes que obligan a seguir procedimientos urgentes y drásticos para salvaguardar la integridad de las personas y los equipos. Estas situaciones deben ser reconocidas de forma inmediata para poder actuar sobre ellas rápidamente.

5.3.2.1. Fallo del suministro eléctrico

Como consecuencia de un fallo en el suministro eléctrico dejarían de funcionar todos los motores de las bombas y aerorefrigerantes. El grupo electrógeno de emergencia dará tensión a la iluminación y a todos los equipos que sean claves para una parada segura de la instalación.

Ante esta situación, se cortará la alimentación a la columna T-1001, así como también el suministro de vapor al *reboiler* E-1002 A/B y del acumulador de reflujo V-1001.

Será de vital importancia controlar el aumento de presión en las columnas y los depósitos, venteando si fuera necesario al sistema de antorcha para evitar que las válvulas de seguridad se disparen.

5.3.2.2. Fallo en el suministro de vapor

Un fallo en el suministro de vapor supondría que el *reboiler* E-1002 A/B dejaría de funcionar, lo que conduciría a una rápida pérdida de presión y temperatura en la columna T-1001. La acción que realizar en este caso es cortar rápidamente la alimentación de la columna T-1001, cerrar las válvulas V-101 y V-104 y parar la bomba P-1001 A/B. Este fallo provoca el paro de la planta.

5.3.2.3. Fallo de aire de instrumentación

Si se produce un fallo de aire de instrumentación todas las válvulas automáticas pasarían a su posición de seguridad (abierta o cerrada) según el esquema, quedando la columna sin control.

Puesto que se dispone de señalización de la instrumentación en la sala de control, ante esta situación se procedería a una parada normal de la columna actuando sobre el *by-pass* de las válvulas automáticas. Este fallo provoca el paro de la planta.

5.3.3. Riesgos específicos

Los riesgos específicos que pueden tener lugar en la columna son situaciones de emergencia que no son muy probables. Seguidamente se describen los dos principales.

5.3.3.1. Incendio en la columna

Ante un incendio en la unidad se realizarán las siguientes acciones:

1. Parar la bomba P-1001 A/B
2. Cortar el suministro de vapor al *reboiler* E-1002 A/B.
3. Cortar la alimentación a T-1001.
4. Parar los motores del aerorefrigerante E-1001.
5. Cerrar las salidas del propano y el butano de la columna.

5.3.3.2. Incendio de la bomba

En el caso de la bomba, el procedimiento será el siguiente:

1. Aislar las bombas mediante las válvulas de bloqueo MV113 y MV116.
2. Actuar sobre el fuego con agua pulverizada.
3. Puesta en marcha de la bomba de reserva.
4. Cortar la alimentación a la columna T-1001 si no se pudiese extinguir el fuego.

La planta deberá pararse por seguridad, en función de la magnitud del fuego.

5.3.4. Puesta en marcha y parada de la bomba P-1001 A/B

5.3.4.1. Puesta en marcha

1. Comprobar todas las líneas, bridas y purgas
2. Comprobar las partes móviles y la lubricación de los cojinetes.
3. Comprobar el correcto funcionamiento del motor, es decir si gira en el sentido correcto.
4. Cerrar la válvula de impulsión, abrir la de aspiración lentamente y llenar la carcasa de líquido.
5. Es necesario purgar el aire o vapor que pueda quedar por el purgador situado en la parte alta de la carcasa.
6. Poner en marcha la bomba hasta que se llegue a la presión normal y entonces abrir lentamente la válvula de impulsión, ya que si esta se abriera de forma precipitada se podría provocar una pulsación con la pérdida de succión.

5.3.4.2. Parada de la bomba centrífuga

1. Cerrar la válvula de impulsión de la bomba.
2. Parar el motor.

Mantener la bomba llena de líquido, al no ser que se le tiene que efectuar alguna reparación, en este caso, cerrar todas las válvulas de bloqueo y vaciar la bomba.

6. ANÁLISIS DE SEGURIDAD

6.1. HAZOP del proceso

Seguidamente se presenta la metodología HAZOP (*Hazard and Operability Study*) para la columna de destilación, el cual es una técnica para poder analizar los riesgos del proceso, los accidentes y los problemas de operación, que se producen como consecuencia de una desviación de alguna de las variables del proceso respecto a los parámetros normales de operación.

La metodología HAZOP consiste en analizar sistemáticamente las causas y las consecuencias desviaciones de las variables de proceso, planteadas a través de unas palabras guía. Y también realizar cambios, correcciones y mejoras del sistema de seguridad de la instalación.

Nudo	Palabra guía	Desviación	Posibles Causas	Consecuencias	Respuesta del sistema	Acciones que emprender	Comentarios
Columna de destilación T-1001.	Más	Más nivel en el fondo de T-1001.	- Fallo del controlador LIT 101 (lee menos nivel del real)	Inundación de la columna		Instalar alarma de nivel alto en LIT 101	
		Más nivel en V-1001	- Fallo del transmisor LIT 102 (lee menos nivel del real)			Instalar alarma de nivel alto en LIT 102	
	Menos	Menos nivel en el fondo T-1001.	- Fallo controlador LIT 101 (lee más nivel del real).	La válvula de V-115 abre completamente pudiendo inundar la columna. No consecuencias de seguridad		Instalar alarma de nivel bajo en LIT 101	
		Menos nivel en el fondo V-1001.	- Fallo controlador LIT 102 (lee más nivel del real).	Cavitación de la bomba P-1001 A / B. Posible deterioro del cierre mecánico con posibilidad de fuga al exterior.	Doble cierre mecánico o bomba encapsulada o bomba de arrastre magnético.	Instalar alarma de nivel bajo en LIT 102	

No	No flujo de alimentación a T-1001.	- Fallo (cierre) de V-102	Inestabilidad de la columna, con posibilidad de conicidad	Alarma de no caudal (o bajo) en FIT 101
	No flujo de vapor de agua a E1002A/B	- Fallo (cierre) de V-111		
	No flujo de reflujo en T1001.	- Fallo (cierre) de V-108	-Mayor temperatura en la cabeza de la columna y productos fuera de especificación. No consecuencias de seguridad	Poner alarma alta temperatura en TIT 106
	No flujo de salida del butano de T-1001.	- Fallo (cierre) de la válvula V-115	Mirar más nivel en T1001	
Menos	Menos flujo de alimentación a T-1001.	-Suministro parcial / bloqueo parcial.	Idéntico No flujo. Tema operacional.	
	Menos flujo de vapor de agua a E1002A/B.	- Fallo (cierre) de V-111	Idéntico No flujo. Tema operacional.	

		Menos flujo de reflujo en T1001.	- Fallo (cierre) de V-108	Idéntico No flujo. Tema operacional.		
		No flujo de salida del butano de T-1001.	- Fallo (cierre) de la válvula V-115	Idéntico No flujo. Tema operacional.		
	Más	Más flujo de alimentación a T-1001.	La válvula V-102 completamente abierta.	Exposición de T-1001 a más presión produciendo aumento de la presión de la columna con posibilidades de ruptura catastrófica.	En caso de que sobrepase presión de 18 barg PSV1 abrirá	Colocar orificio de restricción en la entrada
		Menos flujo de vapor de agua a E1002A/B.	La válvula V-111 queda completamente abierta.			
		Más caudal de reflujo en T1001.	- Mayor velocidad del M-1001A/B	Disminución de la temperatura en la cabeza, con posibilidad de inundación de bajantes y goteo en los platos.		Alarma de alto caudal en FIT 104.

	Más flujo de salida del butano de T-1001.	- Fallo la válvula V-115 queda completamente abierta	Mirar menos nivel en T-1001		
Más	Más presión a T-1001.	- Fuego externo	- Posibilidad de ruptura catastrófica y explosión del equipo	PSV1 abrirá a 18 barg.	Diseñar PSV por estos casos
	Más Presión a V-1001.	- Fuego externo	- Posibilidad de ruptura catastrófica y explosión del equipo.	PSV2 abrirá a 18 barg.	Diseñar PSV por estos casos
Menos	Menos presión a T-1001.	- Menor velocidad en el motor del intercambiador E-1001.	- Menos producción de vapor en <i>reboiler</i> E1002 A/B con posible inestabilidad columna. Sin consecuencias de seguridad		
	Menos Presión a V-1001.	- La válvula V-106 queda totalmente abierta			
Más	Más temperatura a T-1001.	- La Válvula V-111 queda totalmente abierta	Mirar más nivel de T-1001		

	Más temperatura a V-1001	No es relevante		
	Más temperatura a E-1001	No es relevante		
	Más temperatura a E-1002	No es relevante		
Menos	Menos temperatura a T-1001.	- La Válvula V-111 queda totalmente cerrada	- Alimentación a columna subenfriada. No consecuencias de seguridad	
	Menos temperatura a V-1001.	No es relevante		
	Menos temperatura a E-1001.	No es relevante		
	Menos temperatura a E-1002.	No es relevante		
Inverso	Flujo inverso	- Parada instantánea de P-1001 A/B	- Flujo en retroceso con posibilidad de pérdida de integridad mecánica	Colocar válvula de retención

		- Ruptura tubo E-1002 A/B	- Flujo de tubos entrara en la columna, aumentando la presión por encima de la de diseño con posibilidad de ruptura catastrófica.	salida P-1001 A/B - PSV2 abrirá a 18 barg.	- Diseñar PSV por estos casos
Otros	-Otra composición de alimentación en T-1001	- <i>Out of scope</i>	No consecuencias de seguridad.		
	- Otra fase en T-1001	- Ruptura de los tubos del <i>reboiler</i> .	- Mirar más presión en T-1001		
	- Otra fase en V-1001	- Ruptura pared V-1001 y encamisado	- Entrada de vapor de agua a V-1001 con posibilidad de entrar a red de antorcha y congelarse produciendo obstrucciones		- Comprobar el diseño de la red de antorcha
No	No <i>utilities</i> .	-Fallo energía eléctrica	Parada de la bomba P-1001A/B		

		<ul style="list-style-type: none">- Fallo de vapor de agua- Fallo de aire de instrumentación	<ul style="list-style-type: none">- No evapora el líquido E-1002 A/B.- V-102 CierraV-103 CierraV-109 AbreV-111 AbreV-113 AbreV-114 AbreV-107 Cierra
--	--	---	--

7. MANUAL DE MANTENIMIENTO

El objetivo del mantenimiento es permitir alargar al máximo la vida útil de los equipos que intervienen en el proceso, y que estos cumplan con las especificaciones garantizando la máxima disponibilidad, fiabilidad y seguridad para el funcionamiento correcto de las instalaciones.

Los costos de mantenimiento se han convertido de suma importancia, dentro de los totales de la producción de toda empresa.

Para minimizar estos costes se desarrolla un plan o programas de trabajo incluyendo actividades básicas como las siguientes:

- Inspección periódica de los elementos de un equipo, con el fin de descubrir condiciones que conduzcan a suspensiones imprevistas de operación o bien, depreciaciones perjudiciales e innecesarias.

- Conservación de las unidades operativas para anular dichas condiciones y anomalías, para adaptarlas o repararlas cuando se encuentren aún en una etapa incipiente.

Hay muchos tipos de mantenimiento. En nuestro proceso se aplica el mantenimiento predicativo, preventivo y correctivo [11] y también el mantenimiento de equipo a presión [12].

7.1. Mantenimiento predicativo

En este tipo de mantenimiento el objetivo o función primordial es el de predecir con toda oportunidad la aparición de una posible falla y/o diagnosticar un daño futuro al equipo. En este sistema, la característica principal es el empleo de aparatos e instrumentos de prueba, medición y control. Este tipo de mantenimiento es necesario porque ayuda a evitar las costosas reparaciones de equipo y maquinaria, así como minimizar el tiempo perdido por suspensiones imprevistas. Con este sistema, no es necesario aumentar la cantidad de personal requerido para aplicar los procedimientos, ya que se cuenta con el personal de supervisión indispensable para mantener y conservar las instalaciones.

7.1.1. Procedimiento para su aplicación

En este tipo de mantenimiento, una vez establecidas las rutinas de revisiones y comprobaciones, el trabajo se facilitará con el auxilio de registros y anotaciones. Por ejemplo, al observar las lecturas diarias del manómetro se ha tenido una caída de presión, esto nos indica la existencia de un problema en algún elemento de la máquina, por lo que se decide parar la unidad, con el fin de revisarla y evitar daños mayores al equipo.

7.2. Mantenimiento preventivo

La característica principal de este sistema es detectar las fallas o anomalías en su fase inicial y su corrección en el momento oportuno. La definición, implica "prevenir" la correcta anticipación para evitar un riesgo o un daño mayor al equipo. Con el auxilio del mantenimiento predicativo, ahora en forma conjunta con el preventivo, y programas de mantenimiento adecuadamente planeados, la conservación de las unidades está en su grado óptimo, dando como resultado una mayor disponibilidad del equipo, reduciendo con esto los tiempos de operación del mismo en la perforación o desarrollo.

7.2.1. Procedimiento para su aplicación

Una vez establecido un plan de mantenimiento y elaborado el programa de revisiones rutinarias y periódicas que deben efectuarse sobre un componente del equipo, el siguiente

paso será el de coordinar con las secciones de operación y materiales todas aquellas actividades que les competen, de tal manera que el tiempo que la unidad este fuera de operación sea el mínimo, o bien que no afecte la buena marcha de las operaciones del equipo.

Los factores que intervienen en el desarrollo del mantenimiento programado y que determinan su correcta aplicación son los siguientes:

- Limpieza de componentes.
- Herramienta adecuada y en condiciones.
- Ruta de trabajo.
- Seguridad personal.
- Experiencia en las operaciones.

7.3. Mantenimiento correctivo

Este tipo de mantenimiento significa la actividad de reparar después de una suspensión no prevista. Este mantenimiento acontece cuando falla el equipo y se debe reparar o cambiar ya sea por deterioro o por alguna falla desconocida. Requiere de una rápida actuación y de la disposición de equipos en stock.

7.3.1. Procedimiento para su aplicación

Desde el punto de vista técnico, el mantenimiento correctivo comprende las actividades típicas del predicativo y preventivo, tales como:

- Limpieza: actividad obligatoria antes de intervenir el equipo.
- Inspección: actividad comprobatoria del defecto o la falla prevista o no prevista.
- Abastecimiento: verificación previa de existencias de recambios y materiales.
- Lubricación: análisis de lubricantes cambio en las técnicas de aplicación.
- Pintura: actividad repetitiva para protección de las instalaciones.

7.4. Mantenimiento de equipos a presión

Según la Real Decreto 2060/2008, por el que se aprueba el Reglamento de Equipos a Presión y sus Instrucciones Técnicas Complementarias, un equipo a presión es todo elemento sometido a una presión máxima admisible superior a 0,5 barg. Por lo tanto, todos los equipos a presión deben someterse a inspecciones y pruebas periódicas con el objetivo de garantizar el mantenimiento, por las condiciones técnicas y por las condiciones de seguridad que han de cumplir.

Las inspecciones a realizar en los equipos a presión según este Real Decreto son las siguientes:

- Nivel A inspección en servicio: consiste en la comprobación de la documentación de los equipos a presión y en una completa inspección visual de todas las partes sometidas a presión, accesorios de seguridad, dispositivos de control y condiciones reglamentarias.
- Nivel B inspección fuera de servicio: se trata de una comprobación de nivel A y una inspección visual de todas las zonas sometidas a mayores esfuerzos y a mayor

corrosión, comprobación de espesores, comprobación y prueba de los accesorios de seguridad y aquellos ensayos no destructivos que se consideren necesarios.

- Nivel C inspección fuera de servicio con prueba de presión: además de incluir una inspección Nivel B, consiste en la prueba de presión hidrostática, en las condiciones y presiones iguales a las de la primera prueba.

8. ESTUDIO MEDIOAMBIENTAL

El objetivo de realizar un estudio medioambiental es poder calcular los impactos ambientales producidos al quemar más butano. Como se ha explicado en los apartados anteriores, el objetivo de nuestro proyecto es aprovechar 20% de butano, que viene como impurezas en la materia primera, como combustible para los hornos de la planta, y así ahorrar lo máximo posible en el uso de gas natural.

8.1. Inventario

En este apartado se muestra las corrientes de entrada “*Input*” de los dos procesos. En la tabla 8.1 se pueden encontrar las corrientes de entrada de la planta de producción antigua y nueva. Estos servirán como base de cálculo y referencia sobre la que realizar el estudio.

Tabla 8.1. Corrientes de entrada de los dos procesos

<i>Input</i>	Proceso antiguo ([t/h])	Proceso nuevo [t/h]
Propano	49,58	49,58
n-butano	3,58	1,91
i-butano	6,65	10,78
Propileno	3.58E-04	3,58E-04
Étano	1,16	1,16

8.2. Análisis de los impactos ambientales

Una vez encontradas las cantidades según la unidad funcional (en este caso 1 kg de butano), se ha utilizado el software “*GaBi*” para estudiar los impactos. El proceso se ha modelado en dos planos: el proceso antiguo y el proceso nuevo.

Una vez obtenidos los resultados para cada impacto de la planta, se multiplica el valor de cada impacto por los kg/año del butano quemado.

En la tabla 8.2 se puede observar los resultados de los impactos para los dos procesos. Y seguidamente se puede observar los resultados mediante los gráficos 8.1 y 8.2.

Tabla 8.2. Comparación de los impactos ambientales de los procesos

Indicadores	Proceso antiguo	Proceso nuevo	Unidades
Climate Change: GWP100	11761,92	19116	kg CO ₂ -Eq
Fossil Depletion: FDP	3,63E+01	5,90E+01	kg oil-Eq
Freshwater Ecotoxicity: FETPinf	2,77E-02	4,50E-02	kg 1,4-DC.
Freshwater Eutrophication: FEP	3,63E+01	5,90E+01	kg P-Eq
Human Toxicity: HTPinf	3,42E-08	5,56E-08	kg 1,4-DC.
Ionising Radiation: IRP_HE	10831,5945	17604	kg U235-Eq
Marina Ecotoxicity: METPinf	2,71E+00	4,41E+00	kg 1,4-DC.
Marine eutrophication: MEP	526,30	855,36	kg N-Eq
Metal Depletion: MDP	6,59E+01	1,07E+02	kg Fe-Eq
Natural Land Transformation: NLTP	3,55E+00	5,77E+00	m ²
Ozone Depletion: ODPinf	1,13E+01	1,84E+01	kg CFC-11.
Particulate Matter Formation: PMFP	1,78E+01	2,89E+01	kg PM10-Eq
Photochemical Oxidant Formation: POFP	1,09E+01	1,77E+01	kg NMVOC
Terrestrial Acidification: TAP100	69,11	112,32	kg SO ₂ -Eq
Terrestrial Ecotoxicity: TETPinf	1,20E-01	1,95E-01	kg 1,4-DC.
Water Depletion:WDP	1,20E-01	1,95E-01	m ³

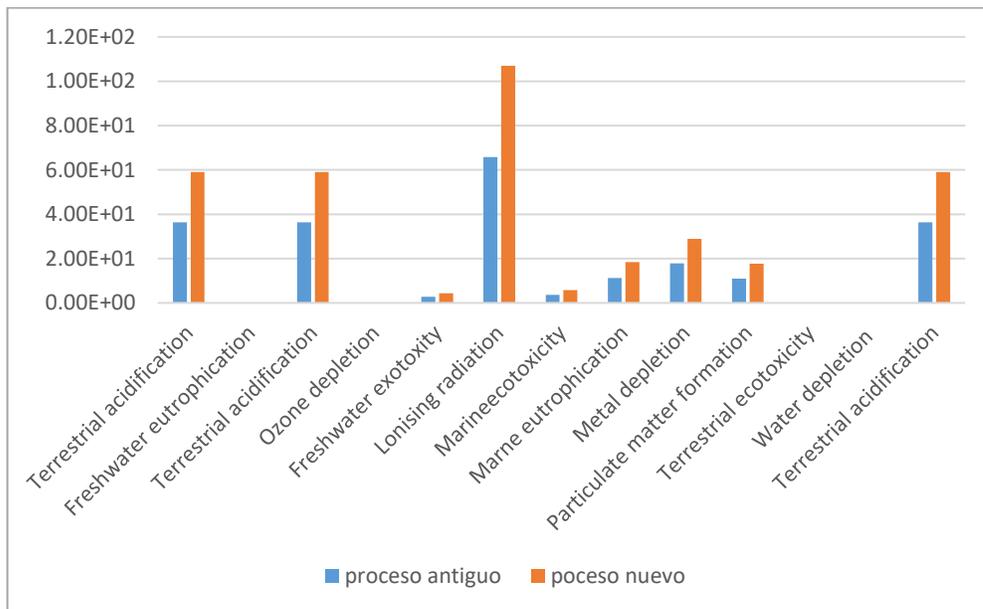


Figura 8.1. Comparación de impactos de los dos procesos

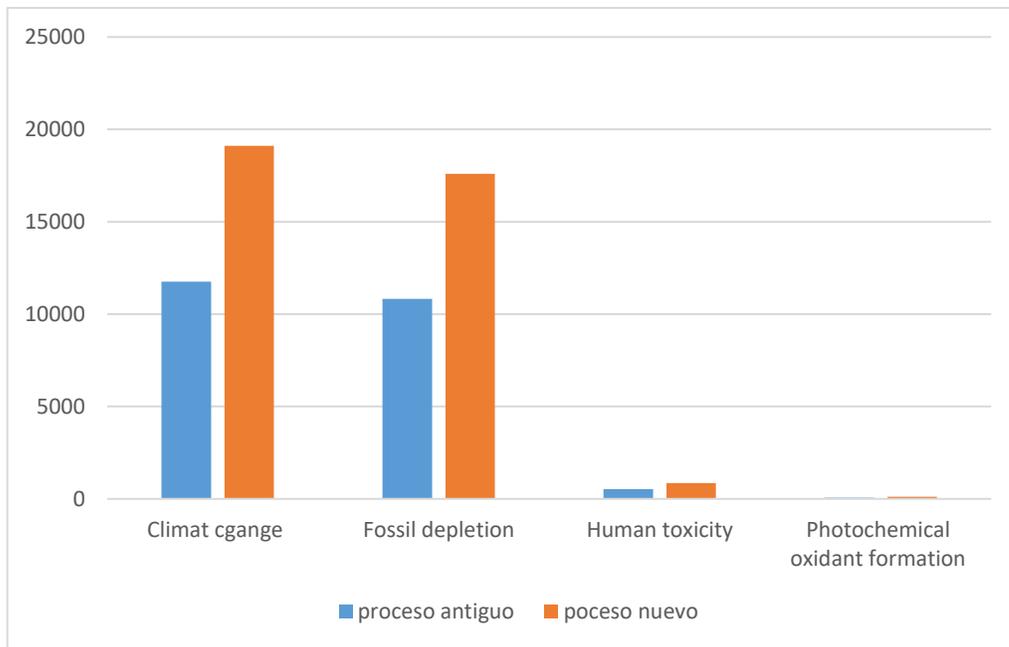


Figura 8.2. Comparación de impactos de los dos procesos

8.3. Conclusión

Como se puede observar en las tablas y los gráficos el proceso nuevo tiene mayores impactos comparado con el proceso antiguo, debido a que se quemó una mayor cantidad de butano.

9. EVUALUACIÓN ECONÓMICA

Para conocer la rentabilidad y la viabilidad de la sustitución del actual sistema de separación de una planta productora de propileno, se ha realizado un estudio económico mediante el cálculo del VAN (valor actual neto) y TIR (tasa interna de retorno). En la realización del estudio se han estimado los beneficios generados y se han determinado los parámetros que permiten definir si estas actividades económicas son viables o por el contrario no tiene ningún rendimiento económico. Para elaborar este estudio, se deben conocer la inversión inicial, los gastos y los costes necesarios.

9.1. Inversión inicial

La inversión se ha estimado a partir de datos propios de la empresa. En la tabla 9.1 se puede observar los factores que se han tenido en cuenta para calcular la inversión inicial y el valor total de la inversión inicial.

Tabla 9.1. Inversión inicial total

Factores	Coste [€]
Maquinaria y equipos	10.000.000
Impuestos	3.000.000
ingeniería	3.000.000
Montaje	6.000.000
Tuberías	6.000.000

Automatización	7.500.000
Obra Civil	4.500. 000
TOTAL	40.000,000

9.2. Estimación de los beneficios

Los ingresos vienen de la venta del producto, en este caso propileno, del cual se producen 350000 toneladas / año. En la tabla 9.2 se muestra el precio por tonelada de producto y los beneficios anuales. Tanto para el caso antiguo como el nuevo, los ingresos serán los mismos.

Tabla 9.2. Beneficios de la planta [17]

Producto	Producción [t/año]	Precio [€/t]	Beneficio ([€/año])
Propileno	350000	900	315.000.000

9.3. Estimación de los costes de producción

Para calcular el coste de fabricación de productos químicos, se tienen que tener en cuenta muchos elementos que influyen en este coste. En la tabla 9.3 se encuentra una breve explicación de cada coste.

Tabla 9.3. Factores que afectan los costos de producción

Factores	Tipos
Costes variables	Materia primera
	Tratamiento de residuos
	<i>Utilities</i>
	Mano de obra
	Supervisión directa y trabajo de oficina
	Mantenimiento y reparaciones
Costes fijos	Cargos del laboratorio
	Amortización
	Impuestos locales y seguros
Costes generales	Gastos generales
	Gastos de administración
	Costes de distribución y ventas

Los costes generales no se han tenido en cuenta debido a que son los mismos tanto en el caso nuevo como en el caso antiguo.

9.3.1. Costes de producción variables

Estos costes simbolizan los gastos de explotación, las cuales varían según la producción. En la tabla 9.4 se presentan los valores de los costes variables del sistema de separación antiguo y el nuevo.

En este el único coste que varía es el de materia primera, ya que en el proceso nuevo la materia prima utilizada tiene un mayor contenido de butano, el cual se aprovecha como combustible para los hornos de la planta. El valor del butano se resta al coste de materia prima, el cual en cuanto al propano se mantiene constante. Esto se ha calculado siguiendo la ecuación 9.1, sabiendo que el calor de combustión del butano (ΔH_c) es 49700 kJ/kg, su precio de 28\$/MWh y el precio del propano de 500\$/ton.

$$C_{mat} = F_{in}X_{prop}Coste_{prop} - F_{in}X_{but}\Delta H_c Coste_{but} \quad (9.1)$$

Tabla 9.4. Estimación de los costos de producción variable.

Coste variable	Costos proceso antiguo [€/año]	Costos proceso nuevo [€/año]
Materia primera	216.000.000	196.865.485
Tratamiento de residuos	-	-
Utilities	-	-
Mano de obra	-	-
Supervisión directa y trabajo de oficina	-	-
Mantenimiento y reparaciones	-	-
Suministro de operación	-	-
TOTAL	216.000.000	196.865.485

9.3.2. Costes de producción fijos

En el caso antiguo la columna existente ya se encuentra amortizada, así que solo se tendrá en cuenta la amortización de la columna nueva. El resto de los parámetros se consideran constantes de un caso al otro. En la tabla 9.5 se muestran los valores de estos costes de los dos sistemas.

Tabla 9.5. Estimación de los costes de producción fijos.

Coste indirecto	Costos proceso antiguo [€/año]	Costos proceso nuevo [€/año]
Amortización	-	4.000.000
Impuestos locales y seguros	-	-
Gastos generales	-	-
TOTAL	-	4.000.000

9.4. Cuenta resultados

Una vez conocidos los gastos generales anuales, los ingresos y la inversión en cada caso, se procede a calcular el *Cash Flow* de cada año. Se calcula mediante la ecuación 9.2. En la tabla 9.6 se muestra la cuenta de pérdidas y ganancias de los dos sistemas de separación.

$$CF = BDI + A \quad (9.2)$$

Donde BDI son beneficios después de impuestos y A es la amortización que se calcula mediante la ecuación 9.3.

$$A = 0.1 \cdot I_0 \quad (9.3)$$

Tabla 9.6. Cuenta de pérdidas y ganancias de los dos sistemas de separación

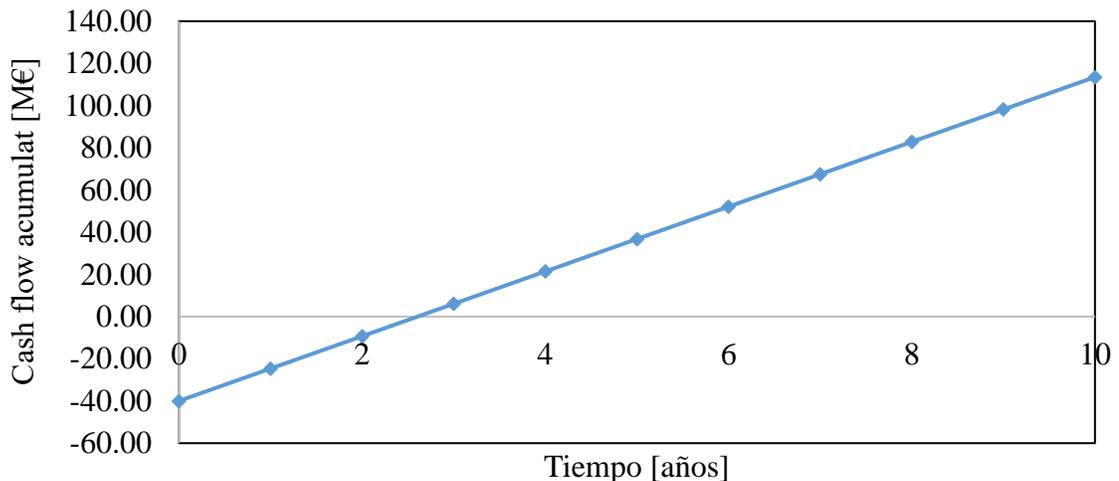
	Sistema de separación antiguo	Sistema de separación nuevo
Ingresos	315.000.000	315.000.000
- Gastos	216.000.000	196,865,485
- Amortización	4.000.000	4.000.000
BAI (beneficios antes de impuestos)	99.000.000- 4.000.000	116.634.515 -4.000.000
- Impuestos (t=25%)	(95.000.000)0,25	(112.634.515)0,25
BDI (beneficios después de impuestos)	(95.000.000)0,75	(112.634.515)0,75
CF (<i>cash flow</i>)	(95.000.000)0,75	(112.634.515)0,75

Para calcular el *Cash Flow* relevante se hace la diferencia entre el sistema nuevo y el sistema antiguo mediante la ecuación (9.4).

$$CF_R = CF_{nuevo} - CF_{antiguo} \quad (9.4)$$

$$CF_R = ((112.634.515)0,75 + 4.000.000) - ((95.000.000)0,75 + 4.000.000) \\ = 14.7252.886,48$$

Una vez calculado el *Cash Flow*, seguidamente se calcula el acumulado para poder realizar la representación que se puede ver a la figura 9.1.

Figura 9.1. Representación gráfica del el *Cash Flow* acumulado respecto el tiempo.

9.5. VAN

Una vez calculado el *Cash Flow* junto con la inversión inicial se precede a calcular el VAN (Valor Actual Neto) a partir de la ecuación 9.5.

$$VAN = -I_0 + \sum_{i=1}^n \frac{CF_i}{(1+K)^n} \quad (9.5)$$

Donde, I_0 es la inversión inicial, CF es el *Cash Flow*, k es el tasa de descuento aplicado la cual tiene un valor de 9% en el 2017 y n es el número de periodos considerados, en este caso son 10 años. El valor de VAN se encuentra en la tabla 9.7.

Tabla 9.7. VAN obtenido a diferentes tasas de interés

Tasa de descuento [%]	VAN [€]
9	58.516.735

9.6. TIR

Otro método financiero que se puede usar para conocer la viabilidad de la planta es la TIR (Tasa Interna de Rentabilidad). Es aquella tasa de descuento 'r', que hace cero el valor actual de los flujos de caja que un proyecto genera. Se calcula mediante la ecuación 9.6.

$$0 = -I_0 + \sum_{i=1}^n \frac{CF_i}{(1+r)^n} \quad (9.6)$$

El valor de la TIR (Tasa Interna de Rentabilidad) obtenido es del $r = 37\%$, el cual supera la tasa de descuento estudiada, por lo tanto se considera una inversión rentable .

9.7. Payback

En todo proyecto en el cual se espera que sea rentable, se tiene como premisa la recuperación de la inversión inicial, entonces, el tiempo que se demore al recuperar el dinero invertido o periodo de *Payback* se vuelve muy importante, puesto que de esto dependerá qué tan rentable es, y que tan arriesgado será hacerlo. Cuanto más corto sea el periodo de recuperación, menos arriesgado será el proyecto. Este no se considera un método financiero porque no tiene en cuenta el valor del dinero que va variando a lo largo del tiempo.

Para conocer el tiempo en que los flujos de caja permiten recuperar la inversión inicial, se utiliza la ecuación 9.7.

$$\text{Payback} = \frac{I_0}{CF} \quad (9.7)$$

Donde I_0 es la inversión inicial y CF es el *cash flow*.

El período de recuperación de la inversión inicial es de 2 años, 7 meses y 8 días.

9.8. Conclusiones

Como se puede observar en los valores obtenidos del VAN y la TIR, la inversión en la construcción de la unidad es viable en todos los casos.

10. BIBLIOGRAFÍA

- [1] Bonillo, L. F, Castells, F. F., 1984, *Ing. Quim.*, **186**, 135-141.
- [2] Bonillo, L. F, Castells, F. F., 1984, *Ing. Quim.*, **187**, 99-109.
- [3] Bonillo, L. F, Castells, F. F., 1984, *Ing. Quim.*, **188**, 73-81.
- [4] Kister Z. H. *Distillation design*. McGraw-Hill, New York, USA (1992)
- [5] SAMSON. *Cálculo de válvulas*. 1992
- [6] <http://www.tiogapipe.com/assets/files/pipe-chart.pdf/> (consultada 22/04/2018)
- [7] <http://www.rockwool.es/productos-soluciones/coquilla-880/> (consultada el 30/04/2018)
- [8] http://www.disate.es/TARIFAS2016/ROCKWOOL/tarifa_ROCKWOOL-INDUSTRIA_2016_es.pdf/ (consultada 15/05/2018)
- [9] Incropera F. P, DeWitt D. P, Bergman T. L, Lavine A. S, *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*. John Wiley & Sons. 6ta Edición (2016).
- [10] Eugene F. Megyesy; prefacio de Paul Buthod. *Manual de recipientes a presión, diseño y cálculo*. Ed. LIMUSA. 8a Edición (2002).
- [11] Dhillon B.S, *Engineering Maintenance: A Modern*. CRC Press 2002
- [12] <http://www.gamaehijos.es/wp-content/uploads/2013/09/triptico.pdf/> (consultada el 15/05/2018)
- [13] Catálogo de válvulas de control. Masoneilan control valves
- [14] Craig, B. D, Anderson, D. B, *Handbook of Corrosion Data*. ASM International (1994).
- [15] <https://www.vdanker.nl/products/heads/DIN-28011-ellipsoidal-head/> (visitada el 04/06/2018)
- [16] www.valvulasnacional.com/es/documents/catalogo_val_nacional_mod_64_esp.pdf (visitada el 11/06/2018)
- [17] <https://www.platts.com/news-feature/2014/petrochemicals/pgpi/propylene> (visitado el 12/03/2018)
- [18] www.engineeringtoolbox.com/ (visitado el 15/04/2018)
- [19] Zimmerman H, Walzl R, *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. 7th Ed., John Wiley & Sons (2009).

ANEXOS

A.1. Volumen del sumidero de la columna nueva

El sumidero corresponde al volumen del fondo de la columna separado por el bafle (ubicado a la distancia “c” según la figura A.1.1), que genera la corriente de producto. El volumen del sumidero se calculó a partir de las ecuaciones A.1.1, A.1.2 y A.1.3, fijando la altura (H) para así obtener el tiempo de residencia deseado.

$$A_1 = R^2 \cos^{-1} \left(\frac{R-h}{R} \right) - (R-h) \sqrt{2Rh - h^2} \quad (\text{A.1.1})$$

$$V_{\text{sumidero}} = 2A_1 H \quad (\text{A.1.2})$$

$$t_{\text{res}} = \frac{V_{\text{sumidero}}}{Q_{\text{prod}}} \quad (\text{A.1.3})$$

t_{res} : tiempo de residencia [min]

Q_{prod} : caudal de producto [m^3/min]

H: altura del sumidero [m]

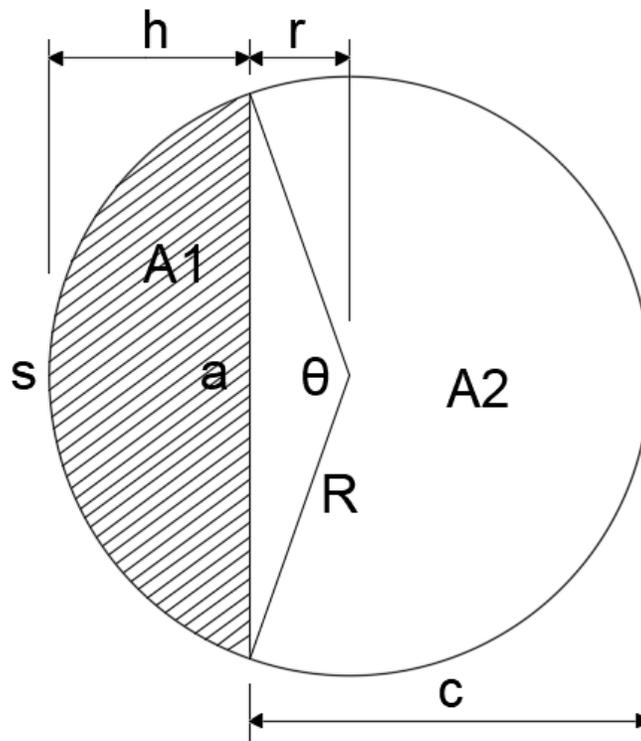


Figura A.1.1. Esquema del sumidero

A.2. Cálculo manual de la hidrodinámica de la columna actual

A.2.1. Cálculo del diámetro

En primer lugar, se calcula el diámetro del plato mediante el método de *Brown-Souder* como primera aproximación. Para ello, se calcula la constante de *Brown-Souder* B_{20} , que es para una tensión superficial de 20 dinas/cm mediante la ecuación A.2.1. Como la tensión

superficial es diferente a 20 dinas/cm, se recalcula la constante para otra tensión, llamada B_σ , mediante la ecuación A.2.2.

Seguidamente, con la B_σ se calcula el caudal másico por unidad de área con la ecuación A.2.3. Por último, se calculan el área de la sección y el diámetro respectivamente con las ecuaciones A.2.4 y A.2.5.

$$B_{2\sigma} = -271,1 + 42,1 \cdot T_s - 1,25 \cdot T_s^2 + 0,013 \cdot T_s^3 \quad (\text{A.2.1})$$

$$B_\sigma = B_{2\sigma} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} \quad (\text{A.2.2})$$

$$G' = 3,28 \cdot B_\sigma \cdot \sqrt{\rho_G \cdot (\rho_L - \rho_G)} \quad (\text{A.2.3})$$

$$A = \frac{V_{LBH}}{G'} \quad (\text{A.2.4})$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \quad (\text{A.2.5})$$

A.2.2. Cálculo del área activa

Con el objetivo de calcular la geometría del plato, el primer paso es calcular el factor de carga de vapor V_{LOAD} , que está definido por la ecuación A.2.6. Seguidamente, se calcula el parámetro de capacidad C_{AF0} , calculado mediante las correlaciones de *Fair* con las ecuaciones A.2.7 y A.2.8, donde se utiliza el menor valor de los dos calculados. También se calcula el parámetro de flujo F_{IV} y el factor de espuma S_F con las ecuaciones A.2.9 y A.2.10 respectivamente. Con estos dos valores se puede el área activa A_A mediante la ecuación A.2.11.

$$V_{LOAD} = V_{CFS} \cdot \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \quad (\text{A.2.6})$$

$$C_{AF0} = 0,19 \cdot e^{0,048 \cdot T_s} \quad (\text{A.2.7})$$

$$C_{AF0} = 0,46 \cdot (0,11 - 0,058 \cdot \ln F_{IV}) \cdot e^{0,048 \cdot T_s} \quad (\text{A.2.8})$$

$$F_{IV} = \frac{L_{GPM}}{488,8 \cdot V_{CFS}} \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_G}} \quad (\text{A.2.9})$$

$$S_F = \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} \quad (\text{A.2.10})$$

$$A_A = \frac{V_{LOAD}}{C_{AF0} \cdot S_F \cdot F_f} \quad (\text{A.2.11})$$

El siguiente paso es calcular el área transversal del plato total mediante la ecuación A.2.12. Para encontrar el valor del área del vertedero A_D se escoge el valor más grande entre A_D' y

el más pequeño obtenido haciendo 0.11 veces el área activa y 2 veces A_D' . Este A_D' se ha calculado mediante la ecuación A.2.13 utilizando el menor valor obtenido de velocidad de líquido al vertedero V_d , calculado mediante las ecuaciones A.2.14, A.2.15, A.2.16 respectivamente.

$$A = A_A + 2 \cdot A_D \quad (\text{A.2.12})$$

$$A_D' = \frac{L_{GPM}}{V_d \cdot F_f} \quad (\text{A.2.13})$$

$$V_d = 250 \cdot S_F \quad (\text{A.2.14})$$

$$V_d = 41 \cdot \sqrt{\rho_L - \rho_G} \cdot S_F \quad (\text{A.2.15})$$

$$V_d = 7,5 \cdot \sqrt{T_S \cdot (\rho_L - \rho_G)} \cdot S_F \quad (\text{A.2.16})$$

A partir del nuevo valor del área total A se puede recalculer el diámetro con la ecuación A.2.5. Seguidamente, se recalcula el parámetro de capacidad C_{AF0} , calculado con las ecuaciones A.2.18, A.2.19 y A.2.20. De estas tres ecuaciones se escoge el valor mínimo obtenido, así se puede calcular el área activa A_A con la ecuación A.2.17.

$$A_A = \frac{F_{PL} \cdot L_{GPM} + V_{LOAD}}{C_{AF0} \cdot S_F \cdot F_f} \quad (\text{A.2.17})$$

$$C_{AF0} = 0,60 - 0,060 \cdot \rho_G \quad (\text{A.2.18})$$

$$C_{AF0} = \frac{T_S^{0,65} \cdot \rho_G^{0,17}}{12} \quad (\text{A.2.19})$$

$$C_{AF0} = 0,32 + 0,041 \cdot (T_S - 12)^{0,483} - 10^{-6} \cdot \rho_G \cdot (245 + 661 \cdot T_S) \quad (\text{A.2.20})$$

Finalmente, el valor del área activa nuevo se compara con el valor inicial, realizando así un proceso iterativo. Una vez finalizada la iteración se normaliza el diámetro y se recalcula la geometría del plato. La longitud de paso del líquido del plato F_{PL} se calcula mediante la ecuación A.2.21.

$$F_{PL} = 2 \cdot \sqrt{\left(\frac{A_A}{2}\right)^2 - \left(\frac{0,7 \cdot A_A}{2}\right)^2} \quad (\text{A.2.21})$$

A.2.3. Altura de la cresta del líquido sobre el vertedero how

Esta altura se calcula con la fórmula de Francis modificada por Bolles A.2.22, donde el parámetro de forma F se puede aislando la expresión A.2.23.

$$h_{ow} = 0,092 \cdot F \cdot \left(\frac{L_{GPM}}{W_L}\right)^{\frac{2}{3}} \quad (\text{A.2.22})$$

$$\frac{L_{GPM}^{\frac{2}{3}}}{W_L^{\frac{5}{3}}} = 61,73 \cdot \frac{\sqrt{1 - \left(\frac{W_L}{D}\right)^2} \sqrt{1 - \left(\frac{W_L}{D}\right)^2}}{\left(\frac{W_L}{D}\right) \cdot F} \quad (A.2.23)$$

A.2.4. Pérdida de carga por el efecto de la tensión superficial h_σ

Este parámetro se calcula mediante la ecuación A.2.24.

$$h_\sigma = \frac{0,04 \cdot \sigma}{\rho_L \cdot d_H} \quad (A.2.24)$$

A.2.5. Altura del líquido claro h_{LIQ}

La altura del líquido en el plato se calcula con la expresión A.2.25, donde el gradiente hidráulico h_g se calcula en un apartado siguiente. La altura de líquido claro h_L se calcula por la ecuación A.2.26, donde el factor de aeración β se calcula con la expresión A.2.27, que depende del factor cinético F_S calculado con la ecuación A.2.28.

$$h_{LIQ} = h_w + h_{ow} + \frac{1}{2} h_g \quad (A.2.25)$$

$$h_L = \beta \cdot (h_w + h_{ow}) \quad (A.2.26)$$

$$\beta = 0,98 - 0,62 \cdot F_S + 0,34 \cdot F_S^2 - 0,064 \cdot F_S^3 \quad (A.2.27)$$

$$F_S = \frac{V_{CFS}}{A_A} \rho_G^{0,5} \quad (A.2.28)$$

A.2.6. Altura de espuma h_f

La altura de espuma se calcula mediante la expresión A.2.29, donde el factor de aeración β se encuentra con la ecuación A.2.30 y la densidad de la mezcla ϕ con la A.2.31. El *Priming* se produce cuando la espuma ocupa el espacio entre platos y traspasa los agujeros del plato superior, el factor de *Priming* F_{VA} se calcula mediante la expresión A.2.32. El F_{VA} no puede superar el valor de 2.8 para que no se produzca *Priming*.

$$h_f = \frac{h_L}{2 \cdot \beta - 1} \quad (A.2.29)$$

$$\beta = \frac{\phi + 1}{2} \quad (A.2.30)$$

$$\phi = \frac{h_L}{h_f} \quad (A.2.31)$$

$$F_{VA} = \frac{V_{CFS}}{A_A} \cdot \rho_G^{0,5} \quad (A.2.32)$$

A.2.7. Gradiente hidráulico del líquido h_g

El gradiente hidráulico del líquido se determina por el método de *Hughmark-O'Connell* con la expresión A.2.33, donde el factor de fricción de la espuma f_f se calcula con la fórmula A.2.34. Además, la variable W_A se obtiene mediante la ecuación A.2.35, el radio hidráulico del líquido aireado R_H se calcula con la A.2.36, la velocidad de la espuma U_f mediante la A.2.37 y el número de Reynolds Re_f con la ecuación A.2.38.

$$h_g = \frac{f_f \cdot U_f^2 \cdot F_{PL}}{12 \cdot g_c \cdot R_H} \quad (\text{A.2.33})$$

$$f_f = 4,96 - 0,99 \cdot \ln(Re_f) + 2,134 \cdot h_w - 0,098 \cdot h_w \cdot \ln(Re_f) \quad (\text{A.2.34})$$

$$W_A = 12 \cdot \frac{W_L + D}{2} \quad (\text{A.2.35})$$

$$R_H = \frac{W_A \cdot h_f}{W_A + 2 \cdot h_f} \quad (\text{A.2.36})$$

$$U_f = \frac{0,32 \cdot L_{GPM}}{W_A \cdot h_L} \quad (\text{A.2.37})$$

$$Re_f = \frac{R_H \cdot U_f \cdot \rho_L}{12 \cdot \mu_L} \quad (\text{A.2.38})$$

A.2.7.1. Altura libre de entrada (h_c). Pérdida de carga en el vertedero (h_{ud})

La altura de entrada en el plato se calcula con la expresión A.2.39. Esta h_c se compara con h_{LE} definida por la ecuación A.2.40. Si $h_c < h_{LE}$, el valor de la altura de entrada al plato es correcto. Si no se cumple, si $h_c > h_{LE}$, se supone que $h_c = h_{LE}$.

Una vez calculada la altura de entrada al plato, se procede a calcular la pérdida de carga en el vertedero h_{ud} definida por A.2.41, donde el área mínima de paso del líquido por el vertedero A_L es el valor más pequeño entre el área libre en la entrada del plato A_{CD} calculada por la fórmula A.2.42 y el área del vertedero AD . En cualquier caso, h_{ud} no puede ser superior a 1 in de líquido. Si no es así, se incrementará 0.1 in a h_c hasta que se cumpla la restricción.

$$h_c = h_w - DELTA \quad (\text{A.2.39})$$

$$h_{LE} = h_L - 0,5in \quad (\text{A.2.40})$$

$$h_{ud} = 0,56 \cdot \left(\frac{L_{GPM}}{448,8 \cdot A_L} \right)^2 \quad (\text{A.2.41})$$

$$A_{CD} = \frac{h_c \cdot W_L}{12} \quad (\text{A.2.42})$$

Si al acabar, no se cumple $h_L > h_c$, se estudia la posibilidad de aumentar el valor de h_w .

A.2.8. Velocidad mínima en las perforaciones v_{Hm}

La velocidad mínima en las perforaciones se calcula mediante la ecuación A.2.43, donde la correlación F_1 se define por la fórmula A.2.44.

$$V_{Hm} \cdot \rho_G^{0.5} = F_1 - 18.8 \cdot (1 - d_H) \quad (\text{A.2.43})$$

$$F_1 = 21,6 + 1,91 \cdot h_L - 0,22 \cdot h_L^2 \quad (\text{A.2.44})$$

A.2.9. Velocidad máxima en las perforaciones v_{Hmax}

La velocidad máxima en las perforaciones se calcula mediante la ecuación A.2.45. Para llegar a esta igualdad, primeramente, se calculan las pérdidas máximas de carga en el plato $(h_t)_{m\grave{a}x1}$ y $(h_t)_{m\grave{a}x2}$ con las ecuaciones A.2.46 y A.2.47 respectivamente. A estas pérdidas de carga se les calculan sus respectivas áreas perforadas mínimas $(A_H)_{m\grave{a}n1}$ y $(A_H)_{m\grave{a}n2}$ con la expresión A.2.48. Por razones de estabilidad de operación del plato, el área perforada no puede ser inferior al 5% del área activa, tal y como representa ecuación A.2.49.

$$V_{Hm\grave{a}x} = \frac{V_{CFS}}{A_{Hm\grave{a}n}} \quad (\text{A.2.45})$$

$$(h_t)_{m\grave{a}x} = 0,5 \cdot (T_s + h_w) \cdot \left(1 - \frac{\rho_G}{\rho_L}\right) + (T_s + h_w + h_{ow}) \cdot \frac{\rho_G}{\rho_L} \cdot (h_{ow} + h_{ud} + h_w + h_g) \quad (\text{A.2.46})$$

$$(ht)_{m\grave{a}x2} = \frac{1,73}{\rho_L} (\Delta P)_{m\grave{a}x} \quad (\text{A.2.47})$$

$$A_{Hm\grave{a}n} = \frac{V_{CFS}}{\sqrt{\left(\frac{V_{CFS}}{A_A}\right)^2 + 5,38 \cdot C_0^2 \cdot \frac{\rho_L}{\rho_G} (h_t - h_L - h_\sigma - \frac{1}{2} h_g)}} \quad (\text{A.2.48})$$

$$A_{Hm\grave{a}n} = 0,05 \cdot A_A \quad (\text{A.2.49})$$

Finalmente, el valor máximo de estas 3 áreas perforadas mínimas será el que se utilice en el cálculo de la velocidad máxima en las perforaciones.

A.2.10. Velocidad de operación v_H

Se pueden dar 2 situaciones:

- Si $v_{Hm} > v_{Hm\grave{a}x}$, entonces la velocidad de operación será v_{Hm} .
- Si $v_{Hm} \leq v_{Hm\grave{a}x}$, entonces la velocidad de operación será la media de la velocidad máxima y mínima.

A.2.11. Cálculo del área perforada A_H

El área perforada se calcula mediante la expresión A.2.50.

$$A_H = \frac{V_{CFS}}{A_{Hm\grave{a}n}} \quad (\text{A.2.50})$$

A.2.12. Pérdida de carga del plato seco h_o

Está definida per la igualdad A.2.51, donde el coeficiente de orificio C_0 viene definido por la ecuación A.2.52.

$$h_o = \frac{0.186}{C_o^2} \cdot \left(\frac{V_{CFS}}{A_H}\right)^2 \cdot \frac{\rho_G}{\rho_L} \cdot \left[1 - \left(\frac{A_H}{A_A}\right)^2\right] \quad (\text{A.2.51})$$

$$C_o = \frac{880.6 - 67.7 \cdot \left(\frac{d_H}{t_P}\right) + 7.32 \cdot \left(\frac{d_H}{t_P}\right)^2 - 0.338 \cdot \left(\frac{d_H}{t_P}\right)^3}{1000} \quad (\text{A.2.52})$$

A.2.13. Pérdida de carga total ht

La pérdida de carga total es el sumatorio de todas las pérdidas de carga calculadas anteriormente y viene definida por la expresión A.2.53.

$$h_t = h_o + h_L + h_\sigma + \frac{1}{2} h_g \quad (\text{A.2.53})$$

A.2.14. Altura del líquido en el vertedero hd

La altura del líquido en el vertedero se calcula mediante la ecuación A.2.54.

$$h_d = \frac{h_{ud} + h_L + h_\sigma + h_g + h_{ow} + h_w - (T_S + h_{ow} + h_w) \cdot \frac{\rho_G}{\rho_L}}{1 - \frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad (\text{A.2.54})$$

A.2.15. Tiempo de residencia del líquido en el vertedero

El tiempo de residencia se calcula con la ecuación A.2.55, donde el volumen de líquido en el vertedero se obtiene mediante la expresión A.2.56.

$$\text{Tiempo} = \frac{\text{Volumen}}{L_{CFS}} \quad (\text{A.2.55})$$

$$\text{Volumen} = \frac{A_D \cdot h_D}{v_H} \quad (\text{A.2.56})$$

A.2.16. Arrastre

El arrastre se calcula con la correlación de Fair, que muestra la ecuación A.2.57.

$$E = \exp\left[-(6,692 + 1,956 \cdot F_f) \cdot f_{IV} \cdot (-0,132 + 0,654 \cdot F_f)\right] \quad (\text{A.2.57})$$

A.2.17. Cálculo de la relación p/dH

Según la distribución usada, que puede ser triangular o cuadrada, se calculará con las ecuaciones A.2.58 o A.2.59 respectivamente.

$$\frac{A_H}{A_p} = 0,91 \cdot \left(\frac{d_H}{p}\right)^2 \quad (\text{A.2.58})$$

$$\frac{A_H}{A_p} = 0,79 \cdot \left(\frac{d_H}{p}\right)^2 \quad (\text{A.2.59})$$

A.2.18. Anchura de la caída de líquido en el bajante wt

Se calcula con la ecuación A.2.60 y se comprueba su valor con la expresión A.2.61, donde la anchura del vertedero se calcula con la ecuación A.2.62.

$$w_t = 0.8 \cdot \sqrt{h_{ow} \cdot (T_S + h_w - h_d)} \quad (\text{A.2.60})$$

$$w_t \leq 0.6 \cdot H_D \quad (\text{A.2.61})$$

$$H_D = W_{F1} \cdot \frac{A_D}{12 \cdot D} \quad (\text{A.2.62})$$

A.2.19. Flexibilidad del plató

Se comprueba si el plato cumple el criterio de flexibilidad definido por la ecuación A.2.63.

$$\frac{h_d}{T_S + h_w} \leq 0,5 \quad (\text{A.2.63})$$

A.3. Bombas de reflujo

La presión de succión y descarga de la bomba se calcularon con las ecuaciones A.3.1 y A.3.2.

$$P_S = P_1 - DP_1 + 0.1(H_1SG) - 500SG \frac{v^2}{980665,5} \quad (\text{A.3.1})$$

$$P_D = P_2 - DP_2 + 0.1(H_2SG) \quad (\text{A.3.2})$$

H₁: altura de líquido de succión (+ si el nivel de líquido está por encima de la bomba, - si está por debajo) [m]

H₂: altura de líquido de descarga [m]

P₁: presión del equipo de succión [kg/cm²]

P₂: presión del equipo de descarga [kg/cm²]

DP₁: pérdida de presión en línea de succión [kg/cm²]

DP₂: pérdida de presión en línea de descarga [kg/cm²]

SG: gravedad específica del líquido a la temperatura de bombeo

La altura de columna de líquido se ha calculado con la ecuación A.3.3. Los valores de longitud equivalente utilizados pueden verse en la tabla A.3.1.

$$H = (H_2 - H_1) + 10 \left(\frac{H_2 - H_1}{SG} \right) + 10 \left(\frac{DP_2 + DP_1}{SG} \right) + h_f + \sum L_{eq} \quad (\text{A.3.3})$$

h_f: pérdidas por fricción [m]

L_{eq}: longitudes equivalentes de codos, válvulas, etc [m]

Tabla A.3.1. Longitudes equivalentes.

Elemento	Cantidad	Valor [m]
Check valve	1	83
Ball valve	2	3
Codo (90°)	2	15

El NPSHa se ha calculado siguiendo la ecuación A.3.4.

$$NPSH_a = 10 \left(\frac{P_s - P_v}{SG} \right) \quad (\text{A.3.4})$$

P_v : presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo [kg/cm^2]

Para la potencia de la bomba, se ha utilizado la ecuación A.3.5. Se ha supuesto una eficiencia del 56% y un rendimiento del motor del 75%.

$$P = \rho g H Q \quad (\text{A.3.5})$$

g: gravedad [m/s^2]

ρ : densidad [kg/m^3]

Q: caudal de líquido [m^3/s]

A.4. Acumulador de reflujo

El volumen total se ha calculado siguiendo las ecuaciones A.4.1 y A.4.2. El material escogido fue acero al carbono (A516), ya que existe un historial positivo de este material con respecto al propano, y no presenta problemas de corrosión [14].

$$V_{cil} = \pi \frac{D_i}{2} L \quad (\text{A.4.1})$$

$$V_{cap} = \frac{\pi D_i^3}{24} + \frac{\pi D_i^2 S F}{4} \quad (\text{A.4.2})$$

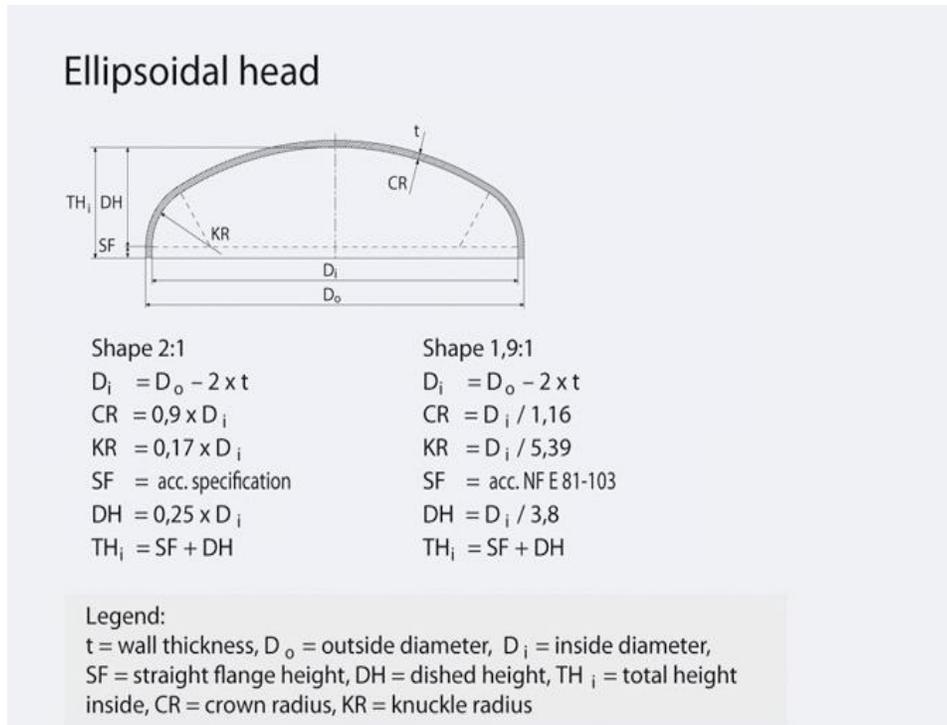


Figura A.4.1. Diagrama cabezal elipsoidal. [15]

La presión de diseño y de prueba hidráulica se han calculado con las ecuaciones A.4.3 y A.4.4.

$$P_{diseño} = P_{operación}(1 + 0,1) + 9,8\rho_s h \quad (A.4.3)$$

$$P_{prueba\ hidr} = 1,5P_{diseño} \quad (A.4.4)$$

Teniendo la presión de diseño, los grosores se han calculado siguiendo las ecuaciones proporcionadas por el código ASME. La ecuación A.4.5 calcula el grosor de los cuerpos cilíndricos, mientras que la A.4.6 de las cabezas elipsoidales.

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6P} \quad (A.4.5)$$

$$t = \frac{PD}{2SE - 0,2P} \quad (A.4.6)$$

A.5. Hojas de Seguridad de los compuestos

A continuación se presentan las Hojas de Seguridad de los compuestos principales, en el siguiente orden:

- Propano p95-96
- Butano p97-98
- Etano p99-100
- Propileno p101-103
- Metano p104-105
- Benceno p106-107