

Diseño e implementación de una unidad de desulfuración de gasoil en una refinería de petróleo



Identificador: TFGEQ_2205
Miembros: Patricia Altozano Meijer
Jessica García Flores
Katherine Gómez Franco
Tutor: Josep Maria Vendrell Ciurana

12 de junio de 2022

Departament d'Enginyeria Química. Universitat Rovira i Virgili.

Vist i plaü pel lliurament i defensa del TFG del grau d'Enginyeria Química.

TÍTOL DEL TFGEQ: DISEÑO E IMPLEMENTACIÓN DE UNA UNIDAD DE
DESULFURACIÓN DE GASOIL EN UNA REFINERÍA DE PETRÓLEO

SUBTÍTOL

AUTOR: Patricia Altozano Meijer

CURS ACADÈMIC: 2021-2022

VIST I PLAÜ DEL TUTOR ACADÈMIC

En/Na Josep Maria Vendrell Ciurana

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

és adequat i en conseqüència recomana la seva defensa

no en recomana la defensa per presentar les mancances exposades en el document annex

Signatura:



Data: 9/06/2022

DECLARACIÓ D'ABSÈNCIA DE CONFLICTES DE CONFIDENCIALITAT

En/Na Josep Maria Vendrell Ciurana, en la seva capacitat de supervisor extern^(*) del treball fa constar que ha revisat el contingut del TFGEQ i que no conté cap informació que pugui ser considerada com confidencial per part de l'empresa Asfaltos Españoles S.A.

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

Signatura:



Data: 9/06/2022

Departament d'Enginyeria Química. Universitat Rovira i Virgili.

Vist i plaü pel lliurament i defensa del TFG del grau d'Enginyeria Química.

TÍTOL DEL TFGEQ: DISEÑO E IMPLEMENTACIÓN DE UNA UNIDAD DE
DESULFURACIÓN DE GASOIL EN UNA REFINERÍA DE PETRÓLEO

SUBTÍTOL

AUTOR: Jessica García Flores

CURS ACADÈMIC: 2021-2022

VIST I PLAÜ DEL TUTOR ACADÈMIC

En/Na Josep Maria Vendrell Ciurana

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

és adequat i en conseqüència recomana la seva defensa

no en recomana la defensa per presentar les mancances exposades en el document annex

Signatura:



Data: 9/06/2022

DECLARACIÓ D'ABSÈNCIA DE CONFLICTES DE CONFIDENCIALITAT

En/Na Josep Maria Vendrell Ciurana, en la seva capacitat de supervisor extern^(*) del treball fa constar que ha revisat el contingut del TFGEQ i que no conté cap informació que pugui ser considerada com confidencial per part de l'empresa Asfaltos Españoles S.A.

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

Signatura:



Data: 9/06/2022

Departament d'Enginyeria Química. Universitat Rovira i Virgili.

Vist i plaü pel lliurament i defensa del TFG del grau d'Enginyeria Química.

TÍTOL DEL TFG: DISEÑO E IMPLEMENTACIÓN DE UNA UNIDAD DE
DESULFURACIÓN DE GASOIL EN UNA REFINERÍA DE PETRÓLEO

SUBTÍTOL

AUTOR: Katherine Gómez Franco

CURS ACADÈMIC: 2021-2022

VIST I PLAÜ DEL TUTOR ACADÈMIC

En/Na Josep Maria Vendrell Ciurana

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

és adequat i en conseqüència recomana la seva defensa

no en recomana la defensa per presentar les mancances exposades en el document annex

Signatura:



Data: 9/06/2022

DECLARACIÓ D'ABSÈNCIA DE CONFLICTES DE CONFIDENCIALITAT

En/Na Josep Maria Vendrell Ciurana, en la seva capacitat de supervisor extern^(*) del treball fa constar que ha revisat el contingut del TFG i que no conté cap informació que pugui ser considerada com confidencial per part de l'empresa Asfaltos Españoles S.A.

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

Signatura:



Data: 9/06/2022

ÍNDICE

1. Introducción.....	8
2. Ingeniería conceptual.....	8
2.1. Alcance del proyecto	8
2.2. Descripción del proyecto	8
2.3. Estudio de alternativas.....	9
2.3.1. Selección del proceso de desulfuración.....	9
2.3.2. Selección del catalizador	9
2.4. Descripción del proceso.....	10
2.5. Planificación inicial del proyecto	11
3. Bases de diseño.....	11
3.1. Especificaciones de la alimentación y producto.....	11
3.3. Servicios disponibles	12
3.4. Normas y códigos de diseño	12
3.5. Localización.....	12
4. Ingeniería básica	13
4.1. Elaboración de diagramas.....	13
4.1.1. Diagrama PFD	13
4.1.2. Diagrama P&ID.....	13
4.1.3. Diagrama de control	13
4.1.4. Diagrama <i>Plot Plan</i>	13
4.2. Diseño básico.....	23
4.2.1. Selección del material de las tuberías.....	23
4.2.2. Diseño de tuberías	24
4.2.3. Diseño de instrumentación y control.....	28
4.2.3.1. Selección del tipo de válvula	28
4.2.3.2. Cálculo de las válvulas de control	29
4.2.3.3. Listado de válvulas e instrumentación.....	30
4.2.4. Estrategia de control	35
4.3. Diseño de equipos.....	39
4.3.1. Bomba.....	39
4.3.2. Intercambiadores	42
4.3.3. Horno	47
4.3.4. Reactor.....	47
4.3.4.1. <i>Reactor Internals</i>	48

4.3.4.2. Cinética de las reacciones	48
4.3.4.3. Catalizador	50
4.3.4.4. Variables del proceso	50
4.3.4.5. Diseño del recipiente sometido a presión interna	51
4.3.5. Separador	56
4.3.6. <i>Stripper</i>	60
5. Estudio HAZOP cuantitativo	66
5.1. Estudio HAZOP	66
6. Identificación y evaluación de aspectos ambientales	78
6.1. Identificación de los aspectos ambientales	78
6.1.1. Aspectos ambientales directos	78
6.1.2. Aspectos ambientales indirectos	78
6.1.3. Aspectos ambientales de emergencia	78
6.2. Metodología para la evaluación de los aspectos ambientales	78
6.2.1. Metodología aspectos ambientales directos e indirectos	78
6.2.1.1. Criterios de jerarquización	79
6.2.1.2. Resultados aspectos ambientales directos	79
6.2.2. Metodología aspectos ambientales de emergencia	79
6.2.2.1. Criterios de jerarquización	79
6.2.2.2. Resultados	79
7. Mantenimiento de las instalaciones	80
8. Manual de operación	82
8.1. Verificaciones previas	82
8.2. Puesta en marcha de la unidad de HDS	82
8.2.1. Puesta en marcha de las bombas	82
8.2.2. Activación del catalizador	82
8.3. Funcionamiento en estado estacionario	82
8.3.1. Funcionamiento de las bombas	82
8.3.2. Funcionamiento de la unidad de HDS	82
8.4. Parada de la unidad de HDS	83
8.4.1. Parada de las bombas	83
8.4.2. Descarga del catalizador	83
9. Evaluación económica	83
9.1. Inversión inicial	83
9.2. Coste de operación	84
9.2.1. Costes variables	84

9.2.2. Costes fijos	84
9.2.3. Costes generales	85
9.3. Análisis financiero	85
9.3.1. Análisis de sensibilidad	85
10. Conclusiones.....	87
11. Bibliografía.....	88
A.1. Planificación del proyecto	91
A.2. Diseño básico.....	94
A.2.1. Diseño de tuberías.....	94
A.3. Diseño de equipos.....	95
A.3.1. Cálculo de los parámetros del reactor.....	95
A.3.2. Diseño de la bomba centrífuga	97
A.4. Metodología del HAZOP.....	98
A.5. Valores aspectos ambientales	100
A.5.1. Cálculo de la magnitud	103
A.6. Simulación del proceso con Aspen Hysys.....	103
A.6.1. Reactor.....	103
A.6.2. Horno	106
A.6.3. Separador	107




1. INTRODUCCIÓN

Tabla 1.1. Identificación del proyecto.

Título	Diseño e implementación de una unidad de desulfuración de gasoil en una refinería de petróleo.
Identificador	TFGEQ_2205
Tutor	Josep Maria Vendrell Ciurana
Localización y fecha	Tarragona, 12 de junio de 2022
Autores	Patricia Altozano Meijer Jessica García Flores Katherine Gómez Franco

El trabajo realizado por cada miembro del equipo se identificará mediante un código de colores que se mostrará en la esquina superior derecha de cada hoja. La distribución de colores se puede observar en la tabla 1.2.

Tabla 1.2. Distribución de colores.

Todos los autores	Sin color	
Patricia Altozano Meijer	Rojo	
Jessica García Flores	Azul	
Katherine Gómez Franco	Verde	

2. INGENIERÍA CONCEPTUAL

2.1. Alcance del proyecto

Se realiza el diseño e implementación de una unidad de desulfuración de gasoil en una refinería de petróleo con el objetivo de reducir el contenido de azufre en el diésel cumpliendo con los límites establecidos Real Decreto 61/2006, de 31 de enero, por el que se determinan las especificaciones de gasolinas, gasóleos, fuelóleos y gases licuados del petróleo y se regula el uso de determinados biocarburantes [19].

Para desarrollar el proyecto se lleva a cabo un estudio de alternativas que permite identificar el proceso idóneo de desulfuración de la corriente de diésel, así como evaluar los posibles catalizadores a emplear en el proceso.

El proyecto comprende el diseño de los equipos involucrados en dicha unidad y las operaciones principales del proceso: puesta en marcha, funcionamiento y parada de la instalación.

Finalmente, se realizará un estudio de seguridad aplicando un análisis HazOp cuantitativo y un estudio económico para contemplar la viabilidad económica del proyecto.

2.2. Descripción del proyecto

El combustible diésel contiene una mezcla compleja de hidrocarburos con diferentes pesos moleculares y puntos de ebullición, compuesta de parafinas, aromáticos, azufre orgánico y compuestos nitrogenados. Debido a que el azufre contenido en los combustibles es considerado uno de los contaminantes principales emitidos por la industria química, es fundamental aminorar su contenido.

El presente proyecto incluye el diseño de una unidad de desulfuración de gasoil que tiene por objetivo reducir la concentración de azufre, dando como resultado un combustible con una concentración inferior o igual a 10 ppm en peso, cumpliendo con los límites establecidos en la Real Decreto 61/2006, de 31 de enero, por el que se determinan las especificaciones de gasolinas, gasóleos, fuelóleos y gases licuados del petróleo y se regula el uso de determinados biocarburentes. La tecnología aplicada se basará en la remoción selectiva de compuestos azufrados mediante la reacción con el hidrógeno para obtener compuestos orgánicos y sulfuro de hidrógeno junto a una posterior separación para eliminar los compuestos ligeros.

Asimismo, se estudiará la implementación de la unidad en la refinería de petróleo Asfaltos Españoles S.A.

2.3. Estudio de alternativas

2.3.1. Selección del proceso de desulfuración

Se conocen diferentes métodos por lo que se lleva a cabo la extracción del azufre en los procesos de desulfuración del gasoil, a continuación, se exponen algunas de las alternativas:

- Hidrodesulfuración

Es la técnica más utilizada, a pesar de requerir condiciones de trabajo severas, es una tecnología bien establecida y es eficiente para la eliminación de tioles, sulfuros y tiofenos. Es necesario el uso de hidrógeno, pero éste se va recirculando en el proceso.

- Desulfuración oxidativa

Se trabaja a presiones y temperaturas moderadas y no depende de hidrógeno, pero tiene una gestión difícil de residuos de productos compuestos de sulfona, además de sistemas catalíticos tóxicos y caros.

- Desulfuración por adsorción

Esta técnica tampoco requiere hidrógeno, trabaja a bajas temperaturas y no produce H_2S . Hay pocos absorbentes con alta selectividad para la adsorción del azufre, tienen baja capacidad de adsorción y requieren múltiples lechos adsorbentes grandes.

- Biodesulfuración

Los compuestos de azufre son eliminados bajo presiones y temperaturas moderadas. Además de producir menos lluvias ácidas, requiere de menor capital y costes operativos. Por otra parte, los microorganismos utilizados son sensibles, la velocidad del proceso es lenta y la máxima desulfuración conseguida es de 100 ppm de azufre.

2.3.2. Selección del catalizador

Los catalizadores más comúnmente utilizados en la industria para las reacciones de hidrodesulfuración consisten básicamente de fases sulfuradas de molibdeno o tungsteno promovidos por níquel o cobalto, usualmente soportados sobre γ -alúmina.

El CoMo y el NiMo/ γ - Al_2O_3 son los catalizadores preferidos por varias razones: son baratos, altamente selectivos, fáciles de regenerar y resistentes al envenenamiento.

Se recomienda el catalizador de CoMo/ γ - Al_2O_3 para la hidrodesulfuración y NiMo/ γ - Al_2O_3 para la hidrogenación. Dado que la composición física y química del petróleo y sus fracciones varía considerablemente en función de su origen, no existe un catalizador universal para el hidrotreamiento de todas las alimentaciones que permita alcanzar el objetivo deseado en términos de eliminación de impurezas y conversión.

A continuación, para realizar una comparativa entre los dos tipos de catalizadores, se ha construido una matriz de riesgo, mostrada en la tabla 2.1, basada en la comparación de actividades entre los dos catalizadores. La matriz se evalúa mediante el siguiente código de colores:

- Verde: Válido
- Rojo: No válido

Tabla 2.1. Matriz de riesgo para la selección del catalizador.

Alternativas/Criterios	Niveles de azufre superiores a 500 ppm	Mayor eliminación de azufre por unidad de H ₂	Menor volumen de catalizador para una desulfuración mayor	Resistencia al envenenamiento	Mayor actividad a menor presión	Más económico
CoMo						
NiMo						

De la matriz anterior se puede concluir que, teniendo en cuenta que la alimentación de diésel del proceso requiere una disminución de azufre de 21400 ppm a 10 ppm, la mejor opción de catalizador a utilizar para la desulfuración es el de CoMo, ya que tienen una pobre remoción de nitrógeno pero son más selectivos en la remoción para niveles de azufre superiores a 500 ppm, en condiciones menos severas y con un consumo de hidrógeno menor en comparación con un catalizador de NiMo, además de mostrar un menor contenido de azufre con un menor volumen de catalizador con conversiones del 95% o superiores.

2.4. Descripción del proceso

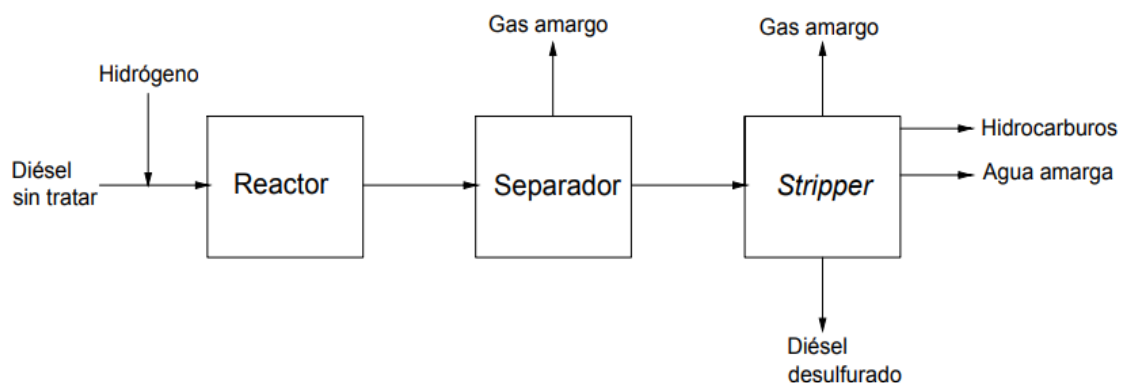


Figura 2.1. Diagrama de bloques del proceso.

La corriente de diésel proveniente de la destilación atmosférica pasa por una bomba centrífuga multietapa y luego se mezcla con una corriente de hidrógeno.

La mezcla diésel-hidrógeno es precalentada en un intercambiador de calor y en un horno y alimentada a un reactor trifásico de múltiples lechos catalíticos fijos.

El efluente del reactor, antes de llegar al separador es enfriado por dos intercambiadores, el primero a su vez calienta la corriente de alimentación al *stripper* y el segundo continúa enfriando el efluente del reactor, pero esta vez con agua de torre. Finalmente, dicha corriente, después de ser refrigerada, es alimentada a un separador bifásico vertical.

El separador es utilizado para separar la mezcla de líquido-gas en productos líquidos tratados con hidrógeno y gases ricos en hidrógeno no condensables. Los gases de salida del separador se llevan a la unidad desulfuradora perteneciente a ASES, donde se separa el H₂S del resto de gases. Los productos de hidrocarburos líquidos de la etapa de separación se dirigen a una sección de *stripping* para la eliminación de los gases disueltos.

Finalmente, mediante el *stripper* se separa el diésel desulfurado del gas amargo (H₂S, NH₃, H₂ e hidrocarburos ligeros). El producto de fondo de la torre tendrá una concentración inferior a 10 ppm de azufre, cumpliendo con los límites establecidos.

2.5. Planificación inicial del proyecto

Se ha realizado un diagrama Gantt para la planificación previa del proyecto. Éste se divide en una primera etapa basada en la ingeniería conceptual, después tiene lugar las bases de diseño y finalmente se especifica la ingeniería básica. Cada tarea ha sido dividida entre los tres miembros del equipo, según las fortalezas de cada uno. El diagrama se muestra en el anexo A.A.1.

3. BASES DE DISEÑO

3.1. Especificaciones de la alimentación y producto

Tabla 3.1. Condiciones de la alimentación del sistema

Entrada	Fase	P (kg/cm ²)	T (°C)	Caudal (t/h)
Gasoil atmosférico	Líquido	12.9	78.9	23.3
Hidrógeno	Gas	58.0	40.0	0.970

Las especificaciones de la alimentación de diésel se detallan en la tabla 3.2.

Tabla 3.2. Especificaciones del gasoil.

Especificación	Diésel
Densidad (kg/m ³)	880.3
Contenido de azufre (% wt)	2.140
Contenido de nitrógeno (% wt)	0.0033
Contenido de aromáticos (% wt)	35.24
Viscosidad a 37.8°C (cSt)	4.357
Destilación (% V)	ASTM D-86 (°C)
P. I	212.9
5	250.7
50	294.0
95	347.5
P. F	356.6

3.3. Servicios disponibles

Tabla 3.3. Características de los servicios disponibles.

Servicio	P (kg/cm ²)	T (°C)	Potencia (kW)	Caudal (t/h)
Agua de torre	3.50	25.0	-	No limitado
Vapor de baja presión	3.80	160-350	-	No limitado
Gas natural	4.50	20.0	-	No limitado
Aire de instrumentos	7.00	-	-	No limitado
Electricidad	-	-	No limitado	-

3.4. Normas y códigos de diseño

- Tuberías: normativa ANSI (*American National Standards Institute*).
- Materiales: código ASME (*American Society of Mechanical Engineers*), sección II.
- Recipientes: código ASME (*American Society of Mechanical Engineers*), *Boiler and Pressure Vessel Code*.
- Intercambiadores: normativa TEMA (*Tubular Exchangers Manufacturers Association*).
- Aspectos ambientales: ISO 14001: 2015.
- Válvulas de alivio de presión: ASME (*American Society of Mechanical Engineers*), Sección VIII.
- Doble cierre mecánico: Plan API 53 A.
- Diagramas de flujo e instrumentación: DIN ISO 10628.

3.5. Localización

La empresa ASESА está ubicada en el mayor complejo petroquímico del sur de Europa, concretamente en el Polígono Sur de Tarragona. A las instalaciones de las empresas se puede acceder por carretera o ferrocarril.

Por carretera, el acceso es posible desde la autovía A-27 de Tarragona-Montblanc, la carretera nacional N-340 que une Cádiz y Barcelona, la T-11 que enlaza Tarragona y Reus y finalmente la C-31B que corresponde al trayecto que conecta Salou y Tarragona. Las vías ferroviarias incluyen la línea dirección Barcelona-Cádiz y Barcelona-Madrid.



Figura 3.1. Vista aérea de ASESА.

Tabla 3.4. Datos de la localización de ASES.A.

Nombre de la empresa	Asfaltos Españoles SA.
Dirección	Carretera de Salou
Código postal	43004
Municipio y provincia	Tarragona (Tarragona)
Longitud / Latitud	41° 10' 50.2" / 1° 21' 47.3"

4. INGENIERÍA BÁSICA

4.1. Elaboración de diagramas

4.1.1. Diagrama PFD

Ver diagrama PFD página 14, leyenda PFD página 15 y balance de materia página 16 y 17.

4.1.2. Diagrama P&ID

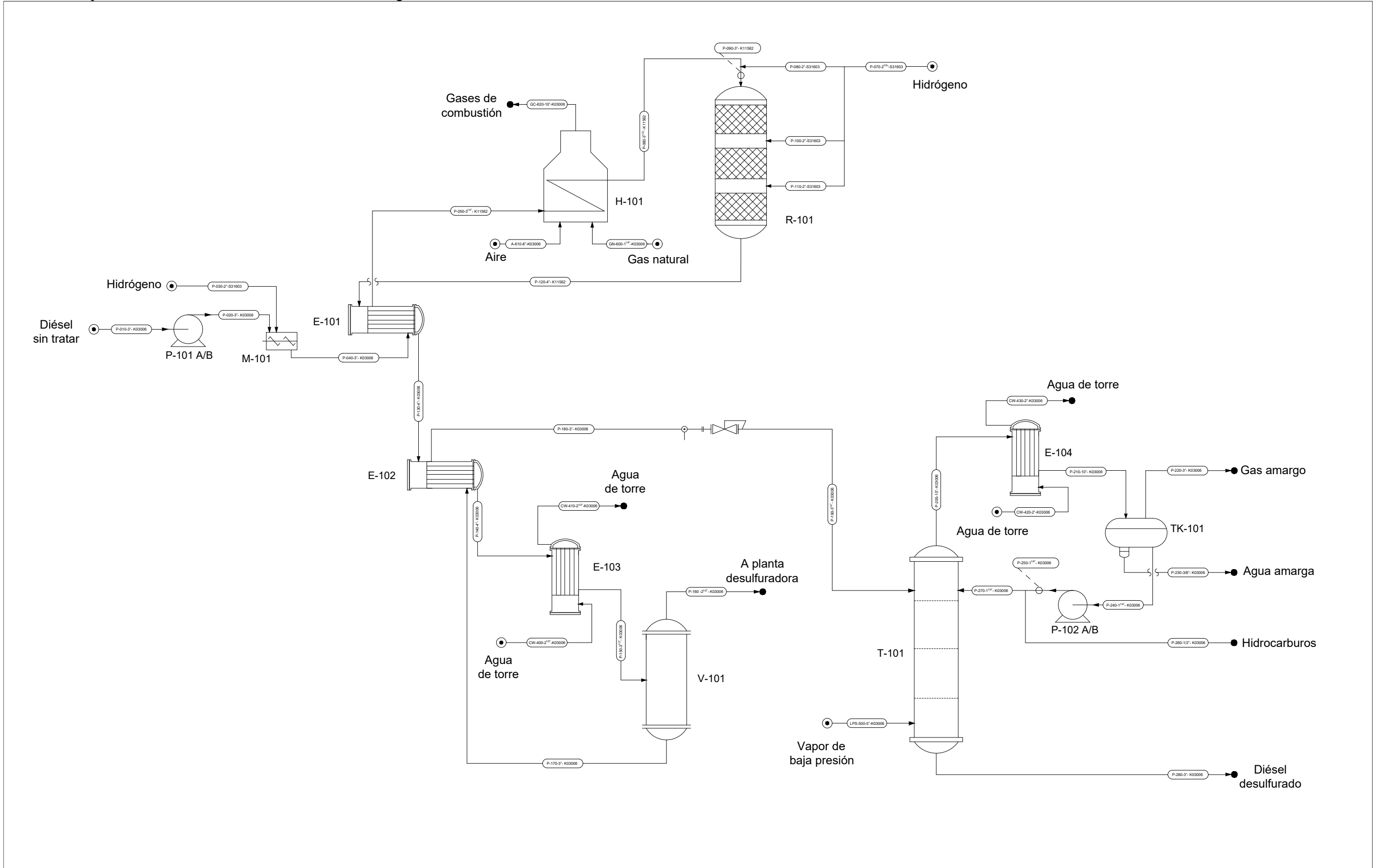
Ver diagrama P&ID página 18 y 19, leyenda P&ID página 20.

4.1.3. Diagrama de control

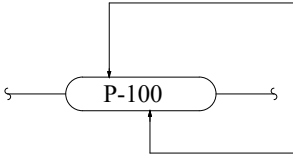
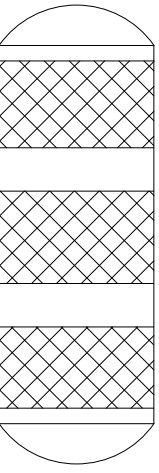
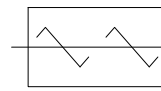

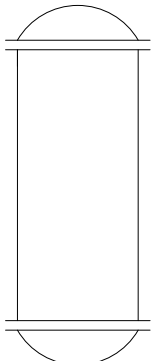
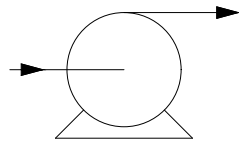

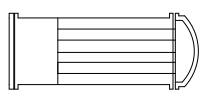
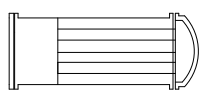

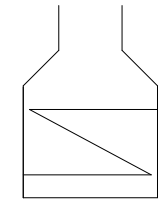
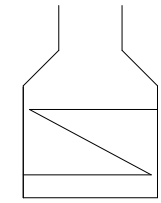

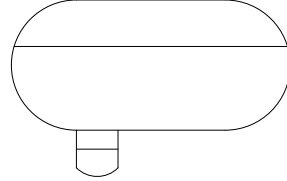
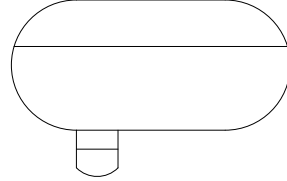
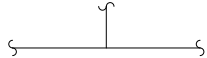
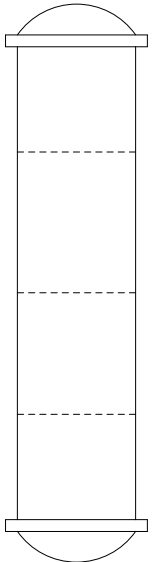
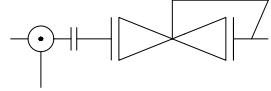
Ver diagrama de control página 21.

4.1.4. Diagrama *Plot Plan*

Ver diagrama *Plot Plan* página 22.



REV. MARK	REVISION	BY	CHK	DATE	REV. MARK	REVISION	BY	CHK	DATE	REV. MARK	REVISION	BY	CHK	DATE	DESIGNED	<p><i>Process Flow Diagram</i></p> <p>N° 001</p>			
															Katherine Gómez				
															Katherine Gómez				
															CHECKED				
															Patricia Alhozano				
															APPROVED				
															Katherine Gómez	PROJECT NUMBER	SCALE	BLOCK	REV
																TFGEQ_2205	-	-	F---

Tuberías					Equipos					Equipos																								
		Identificación de la línea Designación del servicio: T Tubería P Proceso N Nitrógeno CW Agua de refrigeración LPS Vapor de baja presión													<i>Mixer</i>																			
		Entrada de proceso													Bomba centrífuga																			
		Salida de proceso																		Intercambiadores de calor														
		Línea de proceso																							Horno									
		Línea de servicio																												Tanque				
		Unión por "T" (soldada)																																
Anotaciones										R-101 LPS					Identificación de equipo Identificación de servicio																			

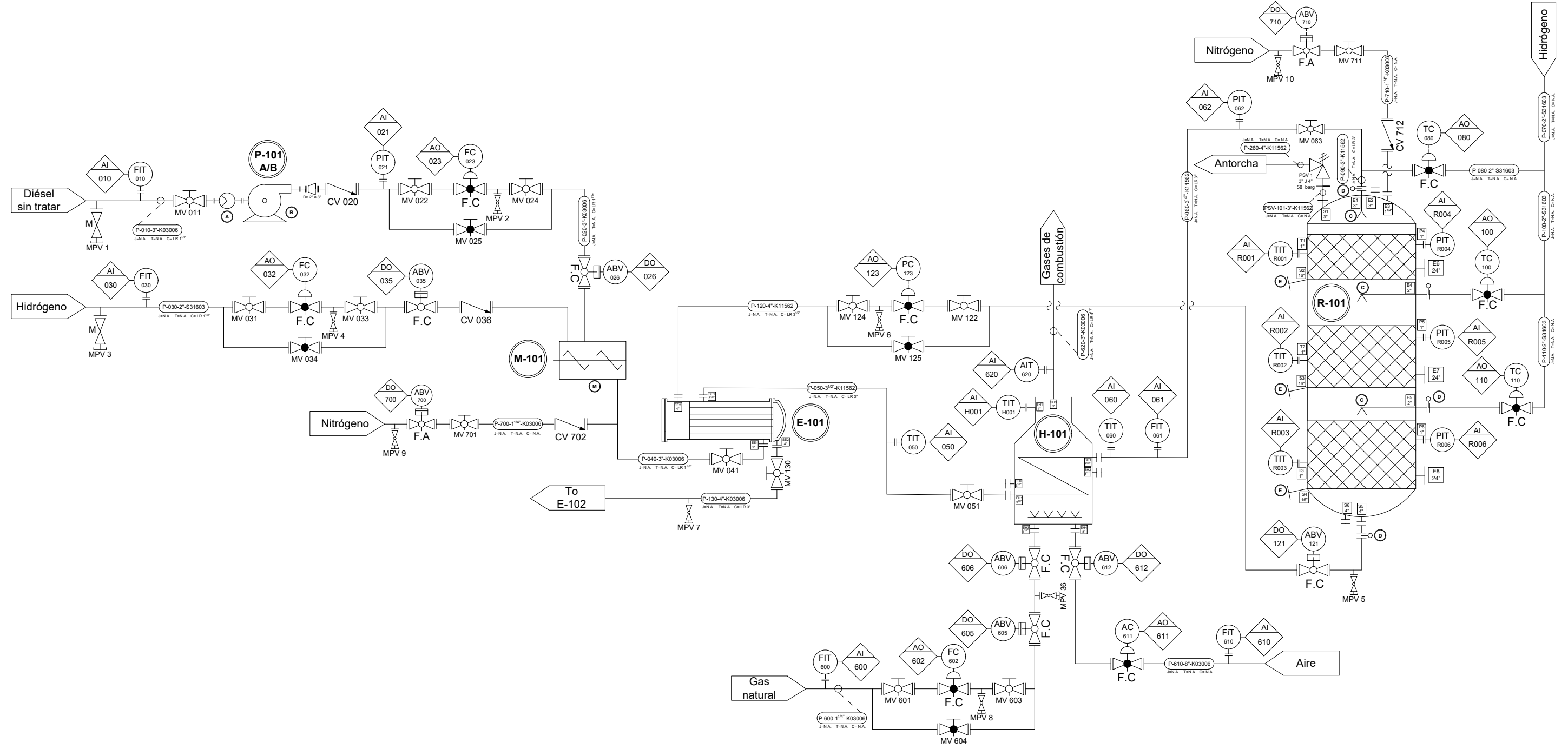
REV. MARK	REVISION	BY	CHK	DATE	REV. MARK	REVISION	BY	CHK	DATE	REV. MARK	REVISION	BY	CHK	DATE	DESIGNED	<h2 style="margin: 0;">Leyenda PFD</h2> <h3 style="margin: 0;">N° 001</h3>	PROJECT NUMBER	SCALE	BLOCK	REV.
															Katherine Gómez		TFGEQ_2205	-	-	P...
															DRAWN					
															CHECKED					
															Patricia Altozano					
															APPROVED					
															Katherine Gómez					

Tabla 4.1. Balance de materia (Parte 1).

Balance másico (kg/h)	P-010	P-020	P-030	P-040	P-050	P-060	P-070	P-080	P-090	P-100	P-110	P-120
Hidrógeno	-	-	3.28E+02	3.28E+02	3.28E+02	3.28E+02	6.41E+02	4.41E+02	7.69E+02	1.40E+02	6.01E+01	6.24E+02
Propano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	7.23E+01
Butano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	8.62E+01
Pentano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	7.02E+00
Propilmercaptano	1.25E+02	1.25E+02	-	1.25E+02	1.25E+02	1.25E+02	-	-	1.25E+02	-	-	-
Tiofeno	1.25E+02	1.25E+02	-	1.25E+02	1.25E+02	1.25E+02	-	-	1.25E+02	-	-	-
Benzotiofeno	1.25E+02	1.25E+02	-	1.25E+02	1.25E+02	1.25E+02	-	-	1.25E+02	-	-	7.34E-05
Dibenzotiofeno	1.25E+02	1.25E+02	-	1.25E+02	1.25E+02	1.25E+02	-	-	1.25E+02	-	-	1.74E-01
Etilbenceno	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	9.87E+01
Bifenilo	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1.04E+02
Sulfuro de hidrógeno	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1.61E+02
Piridina	7.70E+00	7.70E+00	-	7.70E+00	7.70E+00	7.70E+00	-	-	7.70E+00	-	-	-
Amoníaco	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1.66E+00
Hexilciclohexano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	4.32E+03
Ciclohexilbenceno	4.11E+03	4.11E+03	-	4.11E+03	4.11E+03	4.11E+03	-	-	4.11E+03	-	-	1.08E+00
Naftaleno	4.11E+03	4.11E+03	-	4.11E+03	4.11E+03	4.11E+03	-	-	4.11E+03	-	-	5.12E+02
Tetralin	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3.71E+03
Oil Mixed	1.46E+04	1.46E+04	-	1.46E+04	1.46E+04	1.46E+04	-	-	1.46E+04	-	-	1.46E+04
Agua	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL (kg/h)	2.33E+04	2.33E+04	3.28E+02	2.37E+04	2.37E+04	2.37E+04	6.41E+02	4.41E+02	2.41E+04	1.40E+02	6.01E+01	2.43E+04
P (bar)	12.9	58.0	58.0	58.0	58.0	54.0	58.0	58.0	54.0	58.0	58.0	53.5
T (°C)	78.9	80.1	40.0	76.1	270	320	40.0	40.0	300	40.0	40.0	397
Fase	L	L	V+L	V+L	V+L	V+L	V	V	V+L	V	V	V+L

Tabla 4.1. Balance de materia (Parte 2).

Balance másico (kg/h)	P-130	P-140	P-150	P-160	P-170	P-180	P-190	LPS-500	P-220	P-230	P-260	P-280
Hidrógeno	6.24E+02	6.24E+02	6.24E+02	6.15E+02	8.89E+00	8.89E+00	8.89E+00	-	8.89E+00	-	1.10E-03	-
Propano	7.23E+01	7.23E+01	7.23E+01	3.19E+01	4.04E+01	4.04E+01	4.04E+01	-	3.97E+01	-	6.69E-01	-
Butano	8.62E+01	8.62E+01	8.62E+01	1.84E+01	6.78E+01	6.78E+01	6.78E+01	-	6.44E+01	-	3.45E+00	-
Pentano	7.02E+00	7.02E+00	7.02E+00	5.83E-01	6.44E+00	6.44E+00	6.44E+00	-	5.56E+00	-	8.77E-01	-
Propilmercaptano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Tiofeno	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Benzotiofeno	7.34E-05	7.34E-05	7.34E-05	-	7.34E-05	7.34E-05	7.34E-05	-	-	-	-	7.34E-05
Dibenzotiofeno	1.74E-01	1.74E-01	1.74E-01	-	1.74E-01	1.74E-01	1.74E-01	-	-	-	3.00E-04	1.73E-01
Etilbenceno	9.87E+01	9.87E+01	9.87E+01	3.90E-01	9.83E+01	9.83E+01	9.83E+01	-	5.57E+00	-	3.18E+01	6.09E+01
Bifenilo	1.04E+02	1.04E+02	1.04E+02	5.52E-03	1.04E+02	1.04E+02	1.04E+02	-	1.20E-03	-	8.85E-01	1.03E+02
Sulfuro de hidrógeno	1.61E+02	1.61E+02	1.61E+02	9.82E+01	6.30E+01	6.30E+01	6.30E+01	-	6.23E+01	-	6.30E-01	-
Piridina	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Amoníaco	1.66E+00	1.66E+00	1.66E+00	9.15E-01	7.43E-01	7.43E-01	7.43E-01	-	7.32E-01	-	1.08E-02	-
Hexilciclohexano	4.32E+03	4.32E+03	4.32E+03	4.02E-01	4.32E+03	4.32E+03	4.32E+03	-	2.87E-01	-	5.51E+01	4.26E+03
Ciclohexilbenceno	1.08E+00	1.08E+00	1.08E+00	8.87E-05	1.08E+00	1.08E+00	1.08E+00	-	-	-	1.13E-02	1.07E+00
Naftaleno	5.12E+02	5.12E+02	5.12E+02	1.68E-01	5.12E+02	5.12E+02	5.12E+02	-	1.20E-01	-	1.29E+01	4.99E+02
Tetralin	3.71E+03	3.71E+03	3.71E+03	1.45E+00	3.71E+03	3.71E+03	3.71E+03	-	1.26E+00	-	9.83E+01	3.61E+03
<i>Oil Mixed</i>	1.46E+04	1.46E+04	1.46E+04	1.40E-03	1.46E+04	1.46E+04	1.46E+04	-	1.00E-04	-	5.02E+00	1.46E+04
Agua	-	-	-	-	-	-	-	7.07E+02	1.24E+01	5.97E+02	1.75E+00	9.56E+01
TOTAL (kg/h)	2.43E+04	2.43E+04	2.43E+04	7.68E+02	2.35E+04	2.35E+04	2.35E+04	7.07E+02	2.01E+02	5.97E+02	2.11E+02	2.32E+04
P (bar)	53.5	53.4	53.4	53.4	53.4	53.4	2.00	3.70	1.50	1.50	1.50	1.50
T (°C)	212	101	50.0	50.0	50.0	199	199	350	49.0	49.0	49.0	182
Fase	V+L	V+L	V+L	V	L	L+V	L+V	V	V	AQ	L	L



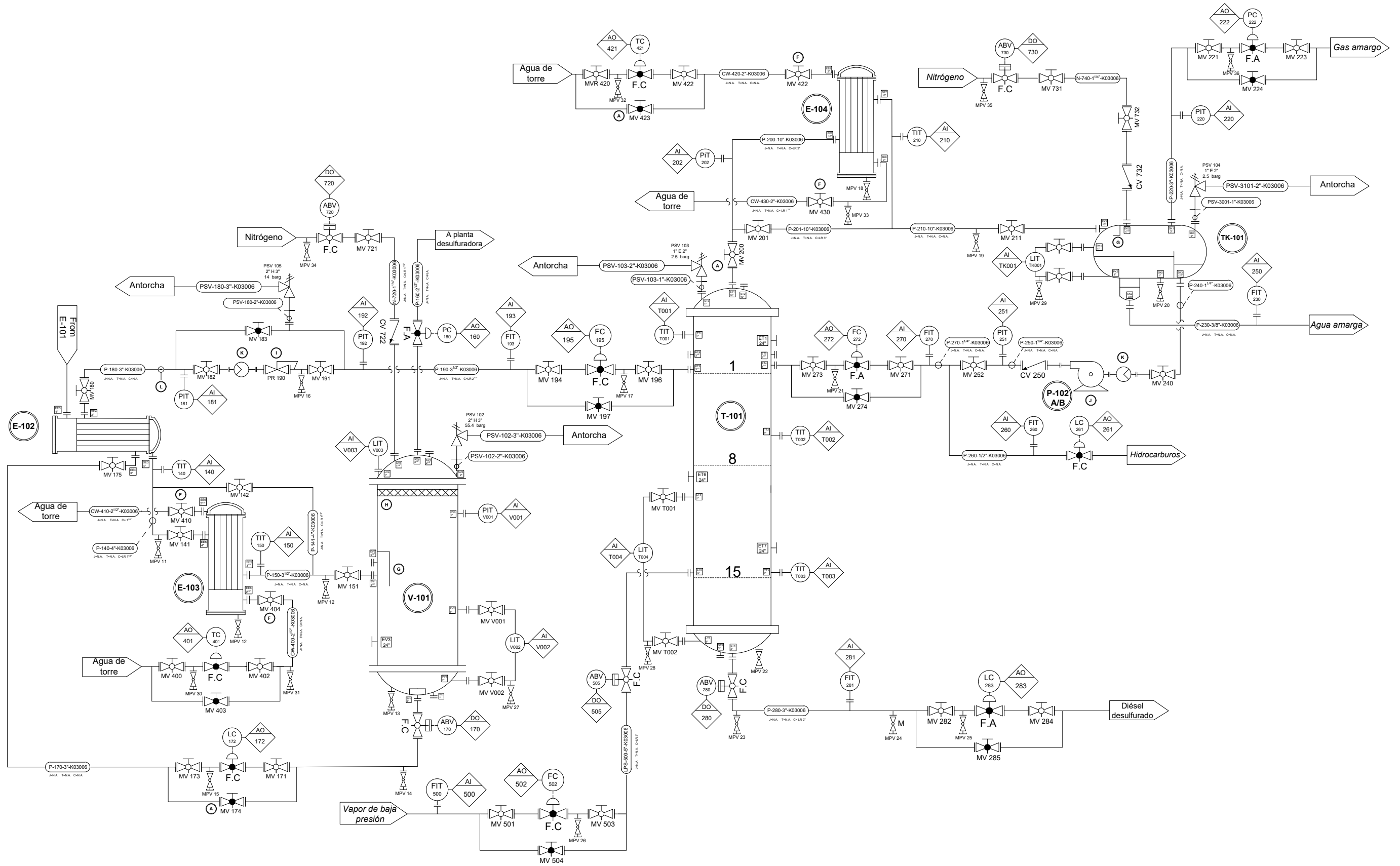
- Ⓐ Filtro de bomba

Ⓑ Doble cierre mecánico
- Ⓒ Difusor

Ⓓ Disco ciego
- Ⓔ Vaciado catalizador

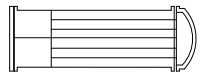
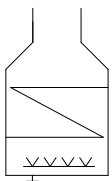
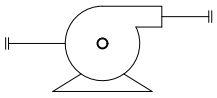
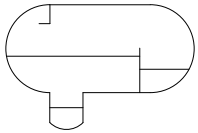
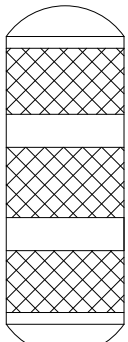
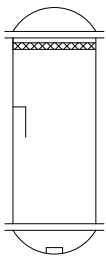
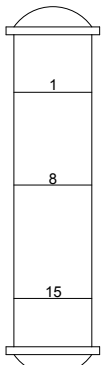
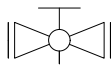
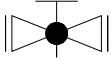
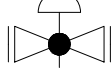
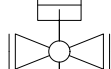
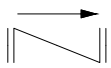
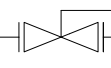
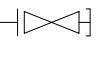
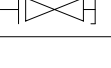
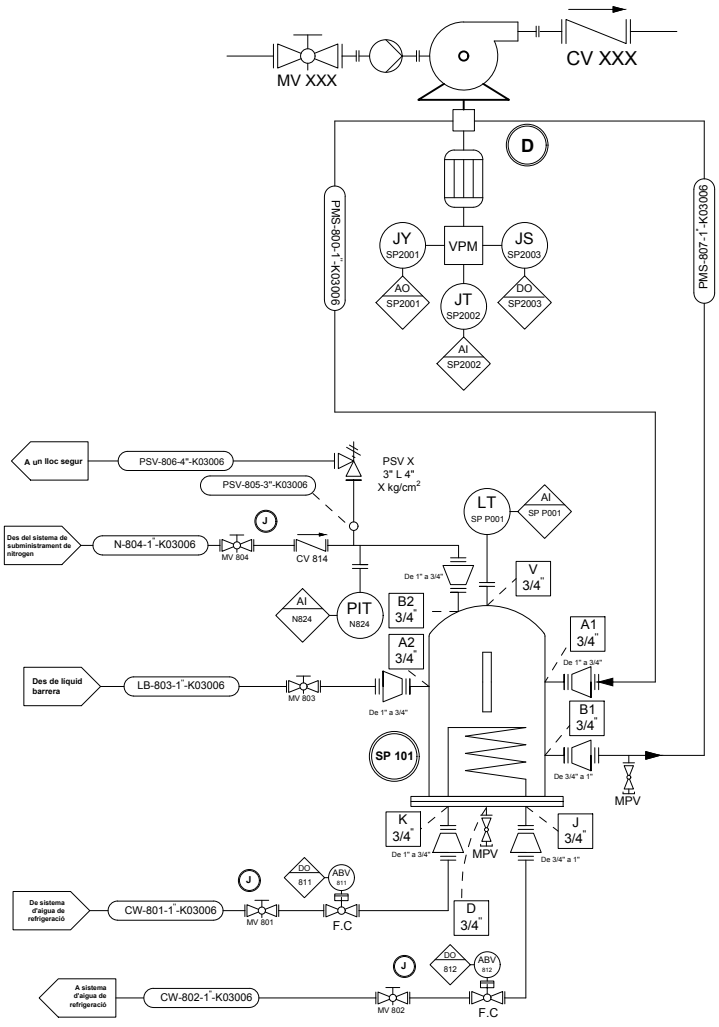



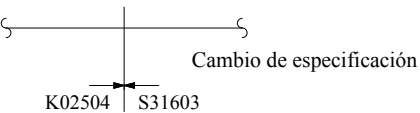
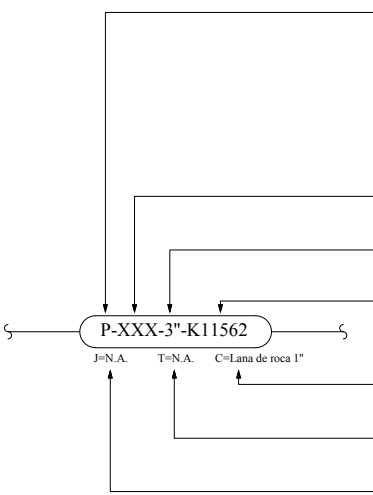
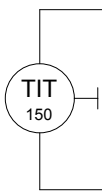
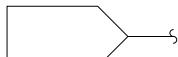

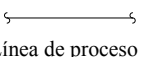
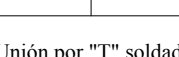
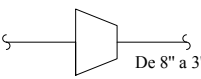
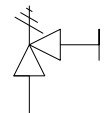
Ⓜ Mixer

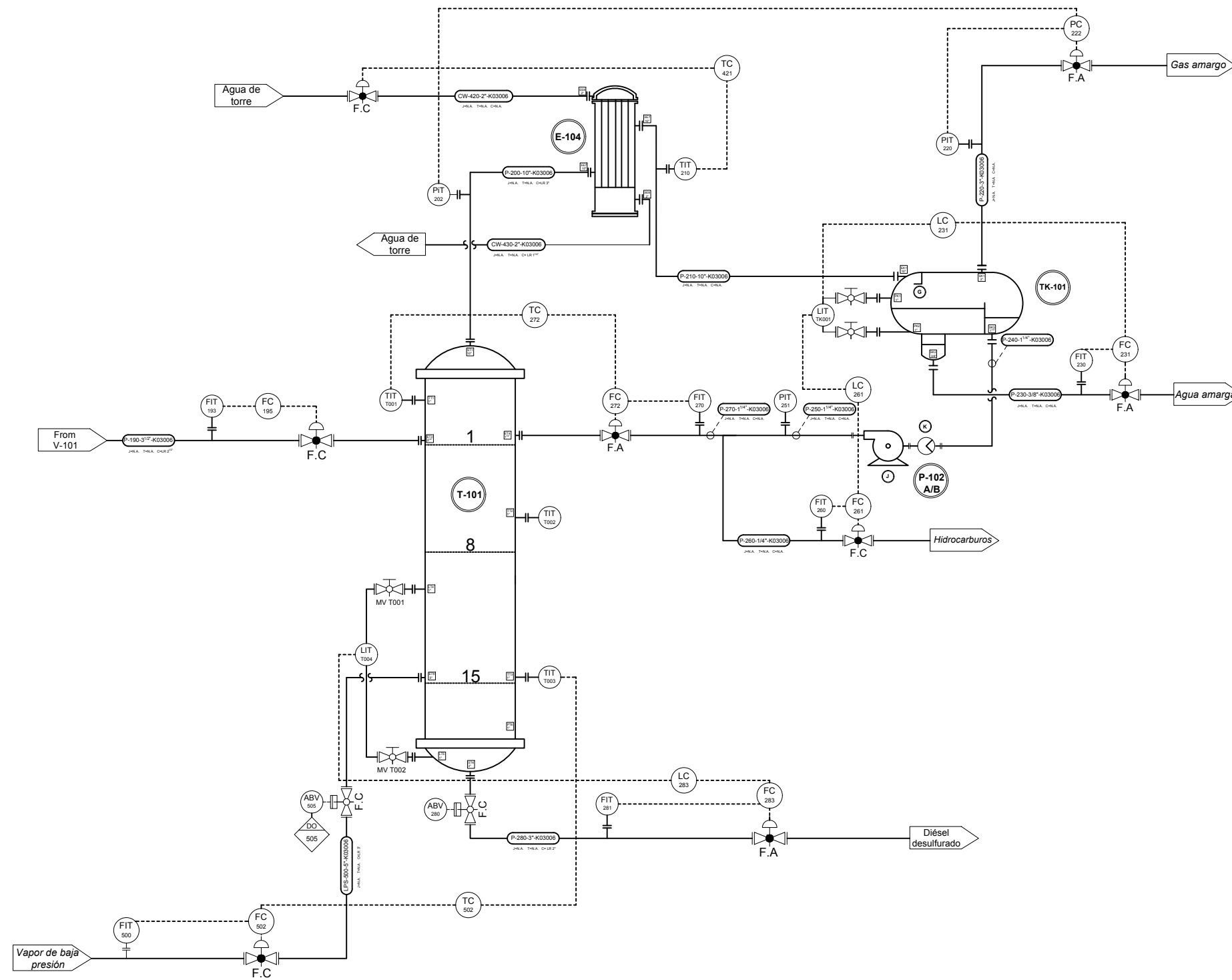
DESIGNED		<i>Piping & Instrumentation Diagram</i>	
Patricia Altozano			
DRAWN		N° 101	
Patricia Altozano			
CHECKED		PROJECT NUMBER	
Jessica García			
APPROVED		SCALE	
Patricia Altozano			
		BLOCK	
		REV.	
		1/...	



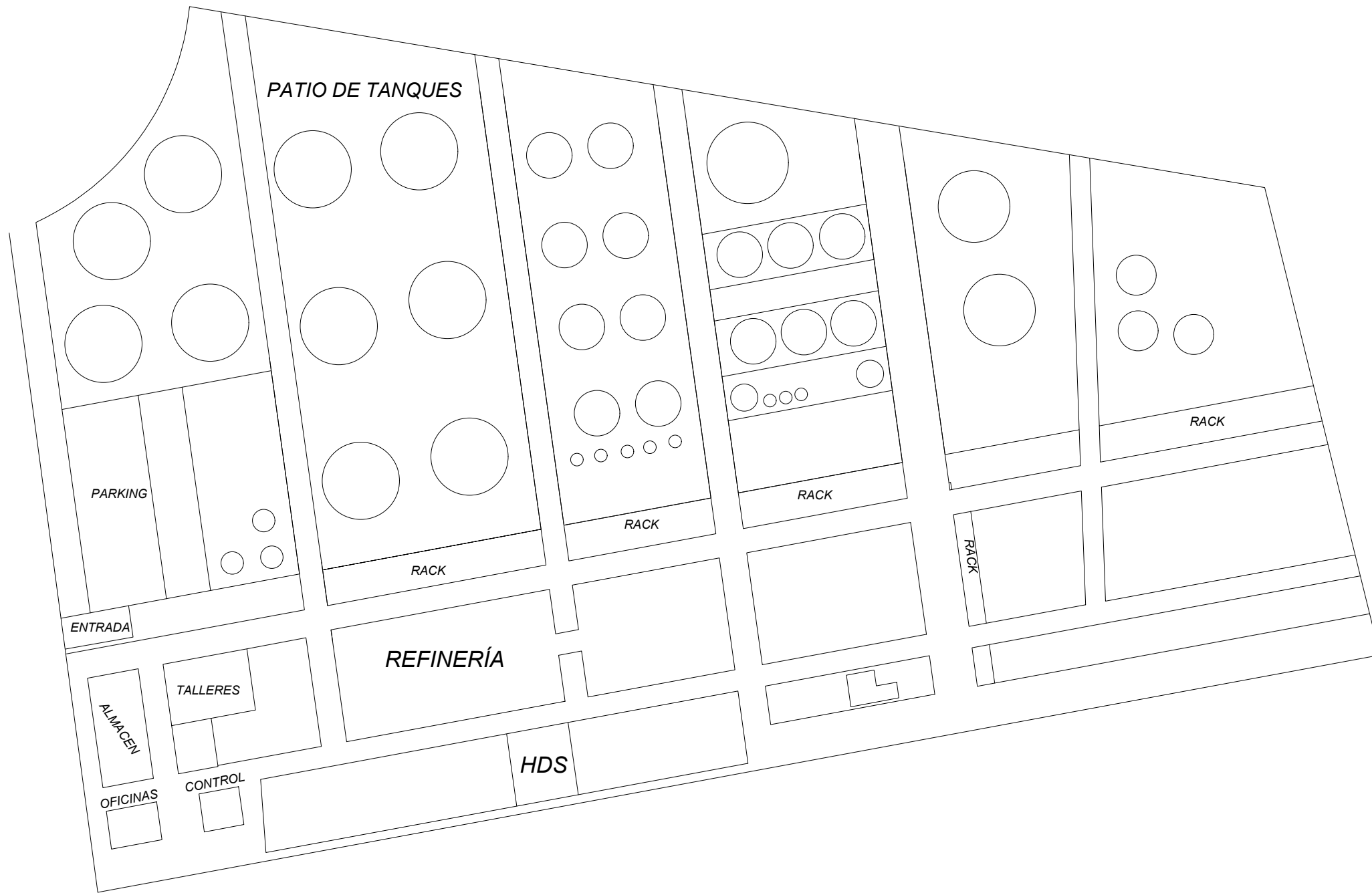
- ⓕ Lock open
- ⓓ Demister
- ⓐ Doble cierre mecánico
- Ⓛ Orificio de restricción
- ⓐ Deflector
- ⓓ Autorreguladora de presión
- ⓐ Filtro

DESIGNED	<i>Piping & Instrumentation Diagram</i>		
Jessica García			
DRAWN	N° 102		
Jessica García			
CHECKED	PROJECT NUMBER	SCALE	BLOCK
Patricia Altozano	TFGEQ_2205	-	-
APPROVED	REV.		
Jessica García	-		

<p style="text-align: center;"><u>SÍMBOLO</u></p> <p style="text-align: center;"><u>DESIGNACIÓN/DESCRIPCIÓN</u></p>	<p style="text-align: center;"><u>SÍMBOLO</u></p> <p style="text-align: center;"><u>DESIGNACIÓN</u></p>	<p style="text-align: center;"><u>DOBLE CIERRE MECÁNICO PLAN 53 A</u></p>																
<div style="display: flex; justify-content: space-around;"> <div style="text-align: center;">  <p>Intercambiador de tubo y carcasa Configuración: AES</p> </div> <div style="text-align: center;">  <p>Horno</p> </div> </div> <div style="display: flex; justify-content: space-around; margin-top: 20px;"> <div style="text-align: center;">  <p>Bomba centrífuga</p> </div> <div style="text-align: center;">  <p>Acumulador de reflujo</p> </div> </div> <div style="display: flex; justify-content: space-around; margin-top: 20px;"> <div style="text-align: center;">  <p>Trickle bed reactor</p> </div> <div style="text-align: center;">  <p>Separador de alta presión</p> </div> </div> <div style="text-align: center; margin-top: 20px;">  <p>Stripper</p> </div>	<div style="display: flex; justify-content: space-between;"> <div style="width: 45%;">  MV XXX  MV XXX  FC XXX  FC XXX  CV XXX  PR XXX   </div> <div style="width: 45%;"> <p>Válvula manual de bola</p> <p>Válvula manual de globo</p> <p>Válvula controladora de globo</p> <p>Válvula de bloqueo de bola</p> <p>Válvula antiretorno</p> <p>Válvula autoreguladora</p> <p>Válvula de purga</p> <p>Válvula de muestra</p> </div> </div>																	
<p style="text-align: center;"><u>ANOTACIONES</u></p> <div style="display: flex; justify-content: space-around; margin-top: 10px;"> <div style="text-align: center;">  <p>Anotación (nota en pie de diagrama)</p> </div> <div style="text-align: center;">  <p>Identificación del equipo</p> </div> <div style="text-align: center;">  <p>Identificación de la embocadura</p> </div> </div> <div style="margin-top: 20px;">  <p>Cambio de especificación</p> </div>	<p style="text-align: center;"><u>IDENTIFICACIÓN DE TUBERÍAS</u></p> <div style="display: flex; justify-content: space-between; margin-top: 10px;"> <div style="width: 45%;">  <p>P-XXX-3"-K11562 J=N.A. T=N.A. C=Lana de roca 1"</p> </div> <div style="width: 45%;"> <p>Designación del servicio:</p> <p>P Proceso N Nitrogeno LPS Vapor de media presión SC Condensado de vapor CW Agua de torre GN Gas natural GC Gases de combustión A Agua</p> <p>Identificación de la línea</p> <p>Diámetro externo de la línea</p> <p>Material de la línea</p> <p>Calorifugado (N.A./Tipo Grosor) LR Lana de roca</p> <p>Traceado (N.A./Tipo)</p> <p>Camisa (N.A./Tipo)</p> </div> </div>	<p style="text-align: center;"><u>INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL</u></p> <div style="display: flex; justify-content: space-between; margin-top: 10px;"> <div style="width: 45%;">  <p>TIT 150</p> </div> <div style="width: 45%;"> <p>Instrumento con unión bridada</p> <p>Tipo de instrumento:</p> <ul style="list-style-type: none"> FIT- Transmisor e indicador de caudal TIT- Transmisor e indicador de temperatura PIT- Transmisor e indicador de presión LIT- Transmisor e indicador de nivel DPI- Indicador de presión diferencia <p>Identificación del instrumento</p> </div> </div>																
<div style="display: flex; justify-content: space-around; margin-top: 10px;"> <div style="text-align: center;">  <p>Entrada proceso</p> </div> <div style="text-align: center;">  <p>Salida proceso</p> </div> </div> <div style="display: flex; justify-content: space-around; margin-top: 10px;"> <div style="text-align: center;">  <p>Línea de proceso</p> </div> <div style="text-align: center;">  <p>Unión por "T" soldada</p> </div> </div> <div style="margin-top: 10px;">  <p>Reductor</p> <p>De 8" a 3"</p> <p>Medida tubería de salida</p> <p>Medida tubería de entrada</p> </div>	<p style="text-align: center;"><u>VÁLVULAS DE SEGURIDAD</u></p> <div style="display: flex; justify-content: space-between; margin-top: 10px;"> <div style="width: 45%;"> <p>PSV 1 ← Identificación de la válvula</p> <p>Entrada</p> <p>Orificio</p> <p>2 J 3 ← Salida</p> <p>5 kg/cm² ← Presión de actuación</p>  <p>PSV</p> </div> <div style="width: 45%;"> <table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr><td style="text-align: center;">DESIGNED</td></tr> <tr><td style="text-align: center;">Jessica García Patricia Altozano</td></tr> <tr><td style="text-align: center;">DRAWN</td></tr> <tr><td style="text-align: center;">Jessica García Patricia Altozano</td></tr> <tr><td style="text-align: center;">CHECKED</td></tr> <tr><td style="text-align: center;">Jessica García Patricia Altozano</td></tr> <tr><td style="text-align: center;">APPROVED</td></tr> <tr><td style="text-align: center;">Jessica García Patricia Altozano</td></tr> </table> </div> </div>	DESIGNED	Jessica García Patricia Altozano	DRAWN	Jessica García Patricia Altozano	CHECKED	Jessica García Patricia Altozano	APPROVED	Jessica García Patricia Altozano	<p style="text-align: center; font-size: 24px; font-weight: bold;">Leyenda P&ID</p> <p style="text-align: center; font-size: 24px; font-weight: bold;">N° 101/102</p> <table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse; margin-top: 10px;"> <tr> <td style="width: 25%;">PROJECT NUMBER</td> <td style="width: 25%;">SCALE</td> <td style="width: 25%;">BLOCK</td> <td style="width: 25%;">REV</td> </tr> <tr> <td style="text-align: center;">TFGEQ_2205</td> <td style="text-align: center;">-</td> <td style="text-align: center;">-</td> <td style="text-align: center;">V---</td> </tr> </table>	PROJECT NUMBER	SCALE	BLOCK	REV	TFGEQ_2205	-	-	V---
DESIGNED																		
Jessica García Patricia Altozano																		
DRAWN																		
Jessica García Patricia Altozano																		
CHECKED																		
Jessica García Patricia Altozano																		
APPROVED																		
Jessica García Patricia Altozano																		
PROJECT NUMBER	SCALE	BLOCK	REV															
TFGEQ_2205	-	-	V---															



REV. MARK	REVISION	BY	CHK	DATE	REV. MARK	REVISION	BY	CHK	DATE	REV. MARK	REVISION	BY	CHK	DATE	DESIGNED	<p style="text-align: center;"><i>Control Diagram</i></p> <p style="text-align: center;">N° 010</p>
															Jessica Garcia	
															Jessica Garcia	
															Katherine Gómez	
															Patricia Altozano	
															PROJECT NUMBER	TFGEQ_2205
															SCALE	-
															BLOCK	-
															REV.	F---



REV. MARK	REVISION	BY	CHK	DATE	REV. MARK	REVISION	BY	CHK	DATE	REV. MARK	REVISION	BY	CHK	DATE	DESIGNED	<i>Plot Plan</i>	PROJECT NUMBER	SCALE	BLOCK	REV.
															Katherine Gómez Jessica García		TFGEQ_2205	-	-	1/...
															DRAWN					
															Katherine Gómez Jessica García					
															CHECKED					
															Katherine Gómez Jessica García					
															APPROVED					

4.2. Diseño básico

4.2.1. Selección del material de las tuberías

Características y funcionalidades de los materiales contemplados para el proyecto:

- Acero inoxidable austenítico

En ambientes corrosivos, funcionará bien siempre que la temperatura sea moderada o baja. El agrietamiento por tensión también ocurre en presencia de sulfuro de hidrógeno, agua, oxígeno disuelto y metal porque es posible la formación de ácidos poliónicos.

Los aceros inoxidable austeníticos (serie 300) cumplen los límites de temperatura del código estándar ASME B31.12 y se recomiendan para las tuberías, tubos, válvulas y accesorios de productos de hidrógeno líquidos y gaseosos [4]. El grado más estable es el Tipo 316L, ya que es relativamente inmune a la fragilidad por hidrógeno cuando se expone a hidrógeno a alta presión y se prefiere sobre otros grados como el Tipo 304L y el Tipo 321.

- Acero al carbono

Tiene un buen desempeño en ambientes corrosivos a baja temperatura, pero exhibirá corrosión general si no se protege adecuadamente. Finalmente, el sulfuro de hidrógeno promueve el agrietamiento por tensión a medida que los átomos de hidrógeno se acumulan en el metal. También se pueden encontrar aceros al carbono aleado con otros elementos para mejorar sus propiedades.

Para prevenir la corrosión por ataque de hidrógeno, el código estándar API RP 941 presenta las curvas de Nelson para la selección del acero. Observando las curvas que se muestran en la figura 4.2, se ha escogido un acero aleado (ASTM A335) con contenido de 1Cr-0.5Mo para aquellos tramos de tubería y equipos que contengan mezcla de hidrógeno y diésel a elevadas condiciones de operación. Para el resto del proceso que contenga combustible y *utilities* se hace uso del material ASTM A106, ya que es el material común para procesos con combustibles y conlleva un menor coste. [5] [11]

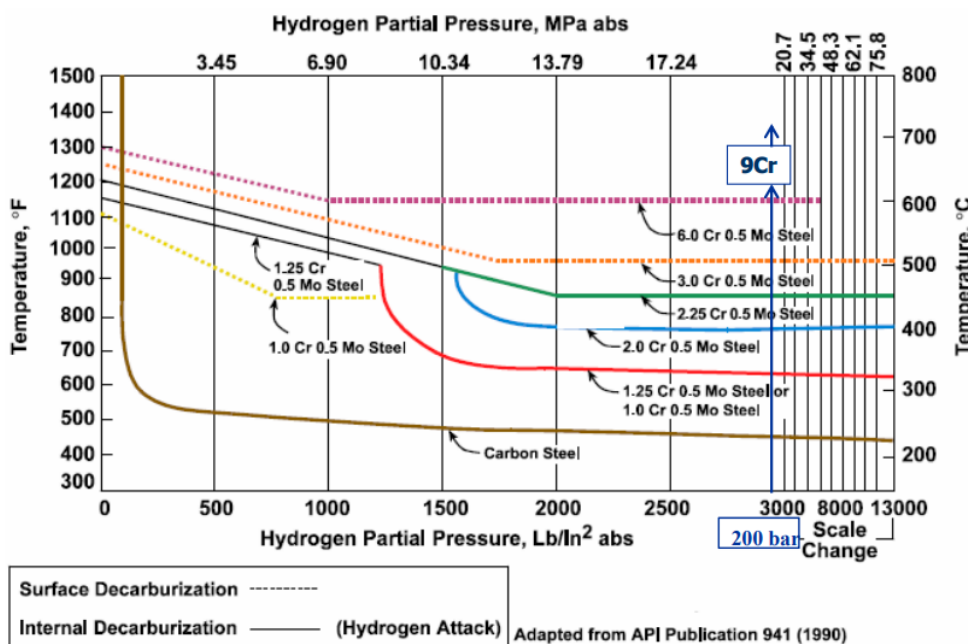


Figura 4.2. Curvas de Nelson. [Ref. API Publicación 941 (1990)]

4.2.2. Diseño de tuberías

Se ha realizado el diseño de las tuberías que forman parte del proceso. En el anexo A.A.2.1 se muestra el cálculo para su diseño. A continuación, se puede observar el listado de tuberías.

Tabla 4.2. Listado de tuberías (Parte 1).

Nombre de tubería	P&ID	Desde	Hacia	Fluido	Fase	Material (ASTM)	Dn (")	T op (°C)	T dis (°C)	P op (bar)	P dis (bar)	Test P (mm)	Di (mm)	Espesor calculado (mm)	L (m)	SCH	Ais.	Esp ais (mm)	Paint
P-010-3"- K03006	101	ASESA	P-101	Diésel	L	A106 GR.B	3	78.90	118.4	12.90	19.35	29.78	73.48	5.490	60	40	Lana de roca	40.00	Yes
P-020-3"- K03006	101	P-101	P-040	Diésel	L	A106 GR.B	3	80.13	120.2	58.00	87.00	133.9	73.51	5.490	15	40	Lana de roca	40.00	Yes
P-030-2"-S31603	101	ASESA	P-040	Hidrógeno	V	A240 GR.316L	2	40.00	60.00	58.00	87.00	140.7	42.07	3.910	40	40S	-	-	Yes
P-040-3"- K03006	101	P-020 y P-030	E-101	Diésel + Gas	L-V	A106 GR.B	3	76.10	114.2	58.00	87.00	133.9	75.95	5.740	10	40	-	-	Yes
P-050-3 ^{1/2} "- K11562	101	E-101	H-101	Diésel + Gas	L-V	A335 P12	3 ^{1/2}	270.0	405.0	57.96	86.94	134.1	83.63	5.740	12	40	Lana de roca	80.00	Yes
P-060-3 ^{1/2} "- K11562	101	H-101	R-101	Diésel + Gas	L-V	A335 P12	3 ^{1/2}	320.0	480.0	53.98	80.97	122.9	87.09	5.740	20	40	Lana de roca	80.00	Yes
P-070-2 ^{1/2} "-S31603	101	ASESA	R-101	Hidrógeno	V	A240 GR.316L	2 ^{1/2}	40.00	60.00	58.00	87.00	132.1	58.79	5.160	15	40S	-	-	Yes
P-080-2"-S31603	101	ASESA	R-101	Hidrógeno	V	A240 GR.316L	2	40.00	60.00	58.00	87.00	132.1	42.07	3.910	10	40S	-	-	Yes
P-090-3"- K11562	101	P-060 y P-080	R-101	Diésel + Gas	L-V	A335 P12	3	300.0	450.0	53.98	80.97	122.3	87.09	5.490	3.0	40	Lana de roca	70.00	Yes
P-100-2"-S31603	101	ASESA	R-101	Hidrógeno	V	A240 GR.316L	2	40.00	60.00	58.00	87.00	132.1	42.07	3.910	10	40S	-	-	Yes
P-110-2"-S31603	101	ASESA	R-101	Hidrógeno	V	A240 GR.316L	2	40.00	60.00	58.00	87.00	132.1	42.07	3.910	10	40S	-	-	Yes
P-120-4"- K11562	101	R-101	E-101	Diésel + Gas	L-V	A335 P12	4	396.5	594.8	53.52	80.28	120.4	106.4	6.020	15	40	Lana de roca	90.00	Yes
P-130-4"- K03006	101	E-101	E-102	Diésel + Gas	L-V	A106 GR.B	4	211.9	317.9	53.50	80.25	121.2	95.83	6.020	5.0	40	Lana de roca	70.00	Yes
P-140-4"- K03006	102	E-102	E-103	Diésel + Gas	L-V	A106 GR.B	4	100.7	151.0	53.45	80.18	120.3	90.19	6.020	7.0	40	Lana de roca	40.00	Yes
P-141-4"- K03006	102	E-102	E-103	Diésel + Gas	L-V	A106 GR.B	4	100.7	151.0	53.45	80.18	120.3	90.19	6.020	7.0	40	Lana de roca	40.00	Yes

Tabla 4.2. Listado de tuberías (Parte 2).

Nombre de tubería	P&ID	Desde	Hacia	Fluido	Fase	Material (ASTM)	Dn (")	T op (°C)	T dis (°C)	P op (bar)	P dis (bar)	Test P (mm)	Di (mm)	Espesor calculado (mm)	L (m)	SCH	Ais.	Esp ais (mm)	Paint
P-150-3 ^{1/2"} - K03006	102	E-103	V-101	Diésel + Gas	L-V	A106 GR.B	3 ^{1/2}	50.10	75.15	53.40	80.10	120.9	87.34	5.740	7.0	40	-	-	Yes
P-160 -2 ^{1/2"} - K03006	102	V-101	Planta desulfuradora	Gases	V	A106 GR.B	2 ^{1/2}	50.10	75.15	53.40	80.10	120.9	61.31	5.160	40	40	-	-	Yes
P-170-3"- K03006	102	V-101	E-102	Diésel	L	A106 GR.B	3	50.10	75.15	53.40	80.10	120.9	75.26	5.490	20	40	-	-	Yes
P-180-3"- K03006	102	E-102	Válvula	Diésel	L-V	A106 GR.B	3	50.00	75.00	53.38	80.07	120.8	80.47	5.490	15	40	-	-	Yes
P-190-3 ^{1/2"} - K03006	102	Válvula	T-101	Diésel	L-V	A106 GR.B	3 ^{1/2}	199.0	298.5	2.000	3.000	4.560	89.81	5.740	20	40	Lana de roca	60.00	Yes
P-200-10"- K03006	102	T-101	E-104	Cabeza stripper	V	A106 GR.B	10	179.7	269.6	1.550	2.330	3.530	247.0	9.270	5.0	40	Lana de roca	80.00	Yes
P-201-10"- K03006	102	T-101	E-104	Cabeza stripper	V	A106 GR.B	10	179.7	269.6	1.550	2.250	3.530	247.0	9.270	5.0	40	Lana de roca	80.00	Yes
P-210-10"- K03006	102	E-104	TK-101	Cabeza stripper	L-V	A106 GR.B	10	45.00	67.50	1.500	2.250	3.380	247.0	9.270	5.0	40	-	-	Yes
P-220-3"- K03006	102	TK-101	<i>Sour gas</i>	Sour gas	V	A106 GR.B	3	45.03	67.55	1.500	2.250	3.380	76.41	5.490	40	40	-	-	Yes
P-230-3/8"- K03006	102	TK-101	<i>Sour water</i>	Agua amarga	L	A106 GR.B	3/8	45.00	67.50	1.500	2.250	3.380	10.44	2.310	40	40	-	-	Yes
P-240-1 ^{1/4"} - K03006	102	TK-101	P-102	Hidrocarburos	L	A106 GR.B	1 ^{1/4}	45.00	67.50	1.500	2.250	3.380	27.38	3.560	5.0	40	-	-	Yes
P-250-1 ^{1/4"} - K03006	102	P-102	P-260 y P-270	Hidrocarburos	L	A106 GR.B	1 ^{1/4}	45.00	67.50	1.500	2.250	3.380	27.38	3.560	3.0	40	-	-	Yes
P-260-1/2"- K03006	102	P-250	Hidrocarburos	Hidrocarburos	L	A106 GR.B	1/2	45.00	67.50	1.500	2.250	3.380	7.810	2.240	40	40	-	-	Yes
P-270-1 ^{1/4"} - K03006	102	P-250	T-101	Reflujo	L	A106 GR.B	1 ^{1/4}	45.00	67.50	1.500	2.250	3.380	26.24	2.240	10	40	-	-	Yes

Tabla 4.2. Listado de tuberías (Parte 3).

Nombre de tubería	P&ID	Desde	Hacia	Fluido	Fase	Material (ASTM)	Dn (")	T op (°C)	T dis (°C)	P op (bar)	P dis (bar)	Test P (mm)	Di (mm)	Espesor calculado (mm)	L (m)	SCH	Ais.	Esp ais (mm)	Paint
P-280-3"- K03006	102	E-105	Producto	Diésel desulfurado	L-V	A106 GR.B	3	171.2	256.8	1.300	1.950	2.960	77.76	5.490	40	40	Lana de roca	50.00	Yes
CW-400-2 ^{1/2} "-K03006	102	ASESA	E-103	Agua de torre	L	A106 GR.B	2 ^{1/2}	25.00	37.50	3.430	5.150	7.720	61.95	5.160	25	40	-	-	Yes
CW-410-2 ^{1/2} "-K03006	102	E-103	ASESA	Agua de torre	L	A106 GR.B	2 ^{1/2}	60.00	90.00	3.390	5.090	6.850	61.95	5.160	25	40	Lana de roca	40.00	Yes
CW-420-2"-K03006	102	ASESA	E-104	Agua de torre	L	A106 GR.B	2	25.00	37.50	3.430	5.150	7.720	49.50	3.910	25	40	-	-	Yes
CW-430-2"-K03006	102	E-104	ASESA	Agua de torre	L	A106 GR.B	2	60.00	0.00	3.370	5.060	6.810	49.50	3.910	25	40	Lana de roca	30.00	Yes
LPS-500-5"-K03006	102	ASESA	T-101	Vapor de baja	V	A106 GR.B	5	350.0	525.0	3.720	5.580	8.340	113.0	6.550	25	40	Lana de roca	80.00	Yes
GN-600-1 ^{1/4} "-K03006	101	ASESA	H-101	Gas natural	V	A106 GR.B	1 ^{1/4}	20.00	30.00	4.410	6.620	9.920	26.25	3.560	30	40	-	-	Yes
A-610-8"-K03006	101	ASESA	H-101	Aire	V	A106 GR.B	8	25.00	37.50	1.300	1.950	2.930	164.9	8.180	30	40	-	-	Yes
GC-620-10"-K03006	101	H-101	Tratamiento de gases	Gases de combustión	V	A106 GR.B	10	323.2	484.8	1.300	1.950	2.960	243.6	9.270	20	40	Lana de roca	110.0	Yes
N-700-1 ^{1/4} "-K03006	101	ASESA	P-040	Nitrógeno	V	A106 GR.B	1 ^{1/4}	25.00	37.50	13.59	20.69	31.03	32.00	3.560	50	40	-	-	Yes
N-710-1 ^{1/4} "-K03006	101	ASESA	R-101	Nitrógeno	V	A106 GR.B	1 ^{1/4}	25.00	37.50	13.59	20.69	31.03	32.00	3.560	50	40	-	-	Yes
N-720-1 ^{1/4} "-K03006	102	ASESA	V-101	Nitrógeno	V	A106 GR.B	1 ^{1/4}	25.00	37.50	13.59	20.69	31.03	32.00	3.560	50	40	-	-	Yes
N-730-1 ^{1/4} "-K03006	102	ASESA	T-101	Nitrógeno	V	A106 GR.B	1 ^{1/4}	25.00	37.50	13.59	20.69	31.03	32.00	3.560	50	40	-	-	Yes

4.2.3. Diseño de instrumentación y control

4.2.3.1. Selección del tipo de válvula

A continuación, en la tabla 4.3. se muestran las principales ventajas y desventajas de cada tipo de válvula.

Tabla 4.3. Comparativa de los diferentes tipos de válvulas.

Tipo de válvula	Características
<i>Ball</i>	<ul style="list-style-type: none"> - Bajo coste - Altas capacidades de flujo - Baja pérdida de carga en las configuraciones con paso total - Buena estanqueidad - Rapidez de maniobra - No requieren lubricación - Algunos fluidos pueden quedar atrapados en la válvula en posición cerrada
<i>Gate</i>	<ul style="list-style-type: none"> - Más económicas que las <i>Ball</i> - Diseño y funcionamiento sencillo - Se requiere bastante fuerza para accionarlas - No convenientes para regulación
<i>Butterfly</i>	<ul style="list-style-type: none"> - Compactas - Estanqueidad total - Baja pérdida de carga - Requieren poco mantenimiento - Respuesta lenta - Alta torsión sobre el eje al momento de accionarse
<i>Globe</i>	<ul style="list-style-type: none"> - Buena estrangulación sin casi ningún desgaste del disco o asiento - Para uso general, gas, líquido, vapor, fluidos corrosivos y pastosos. - Respuesta de accionamiento rápida - Gran capacidad de regulación - Pérdida de carga considerable
<i>Check</i>	<ul style="list-style-type: none"> - Se caracterizan para bloquear de forma automática el contraflujo en tuberías - Su principal ventaja es prevenir daños en las bombas u otros sistemas de tuberías

Una vez explicadas las características de cada tipo de válvula se ha optado por utilizar una válvula tipo *Check* en las válvulas antirretorno debido a que son tipos de válvulas utilizadas para bloquear de forma automática el contraflujo en tuberías, válvulas de tipo *Globe* para regular, tanto en válvulas automáticas como manuales de *bypass*, ya que disponen de buena estrangulación sin casi ningún desgaste del disco o asiento y tienen una respuesta de accionamiento rápido y una de tipo *Ball*, para válvulas de bloqueo tanto automáticas como manuales que no sean las de *bypass*, ya que, aunque su precio sea mayor que el de las de compuerta, sus principales ventajas son su rapidez de maniobra y su buena estanqueidad.

4.2.3.2. Cálculo de las válvulas de control

Para el diseño y la selección del modelo de las válvulas reguladoras, es necesario definir el valor de la constante de proporcionalidad, K_v o C_v . El coeficiente C_v de una válvula se define como el flujo de agua a 60°F, en galones por minuto, a una caída de presión de una libra por pulgada cuadrada a través de la válvula, independientemente de si por la válvula finalmente fluye líquido o gas.

Primeramente, se calcula el coeficiente de resistencia (pérdidas) con el método 3-K de Darby:

$$K_f = \frac{K_1}{Re} + K_i \left[1 + K_d \cdot \left(\frac{25.4}{D_{n,mm}} \right)^{0.3} \right] \quad (4.1)$$

Los valores de K se muestran en la tabla siguiente [9]:

Tabla 4.4. Valores de K.

Tipo de accesorio	K_1	K_i	K_d
Válvula de globo	1500	1.700	3.600

Finalmente, el valor del coeficiente C_v se expresa como:

$$C_v = 29.9 \cdot \frac{d^2}{K_f^{(\frac{1}{2})}} \quad (4.2)$$

Donde: d: diámetro interno de la tubería (in) y K_f : coeficiente de resistencia (pérdidas).

El cálculo del valor de K_v se ha realizado de acuerdo con la norma DIN EN 60 534 y varía en el grado de apertura y un valor de carrera en concreto.

$$C_v = 1.165 \cdot K_v \quad (4.3)$$

Tabla 4.5. Valores del coeficiente de caudal.

TAG	C_v (gpm)	K_v (m ³ /h)
FC 012	108.4	93.01
FC 032	45.32	38.90
TC 080	45.32	38.90
TC 100	45.32	38.90
TC 110	45.32	38.90
FC 123	200.7	172.3
PC 160	76.76	65.89
LC 172	108.7	93.27
PR 190	23.60	20.25
FC 193	150.8	129.5
PC 221	108.8	93.40
LC 261	2.304	1.978
FC 272	16.74	14.47
LC 284	109.1	93.66
TC 401	73.90	63.43
TC 421	46.13	39.59

Tabla 4.5. Valores del coeficiente de caudal (Continuación).

TAG	Cv (gpm)	Kv (m ³ /h)
FC 502	312.4	268.2
FC 602	16.77	14.38
FC 611	839.2	720.37

4.2.3.3. Listado de válvulas e instrumentación

A continuación, se muestra el listado de la instrumentación seleccionada para el diseño de la unidad de hidrodesulfuración de diésel.

Tabla 4.6. Listado de válvulas (Parte 1).

TAG	P&ID	DN (")	Descripción y tipo de instrumento	Línea / Equipo	IO	Fabricante	Modelo	Material
MV 011	101	3	Válvula manual de Bola	P-010 -3"- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
CV 020	101	3	Válvula antirretorno de Clapeta	P-020 -3"- K03006		ARI Armaturen	ARI-CHECKO-V	ASTM A106 GR B
MV 022	101	3	Válvula manual de Bola	P-020 -3"- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
FC 023	101	3	Válvula controladora de Globo	P-010 -3"- K03006	AO	Kämmer	35000	ASTM A106 GR B
MV 024	101	3	Válvula manual de Bola	P-010 -3"- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 025	101	3	Válvula manual de Globo	P-010 -3"- K03006		KSB	ECOLINE GLF	ASTM A106 GR B
ABV 026	101	3	Válvula automática de Bola	P-010 -3"- K03006	DO	Emerson	KTM Serie EB1 OM-2	ASTM A106 GR B
MV 031	101	2	Válvula manual de Bola	P-030 -2"- S31603		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A240 GR 316L
FC 032	101	2	Válvula controladora de Globo	P-030 -2"- S31603	AO	Kämmer	35000	ASTM A240 GR 316L
MV 033	101	2	Válvula manual de Bola	P-030 -2"- S31603		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A240 GR 316L
MV 034	101	2	Válvula manual de Globo	P-030 -2"- S31603		KSB	ECOLINE GLF	ASTM A106 GR B
ABV 035	101	2	Válvula automática de Bola	P-030 -2"- S31603	DO	Emerson	KTM Serie EB1 OM-2	ASTM A240 GR 316L
CV 036	101	2	Válvula antirretorno de Clapeta	P-020 -3"- K03006		ARI Armaturen	ARI-CHECKO-V	ASTM A106 GR B
MV 040	101	2	Válvula manual de Bola	P-040 -2"- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 041	101	2	Válvula manual de Bola	P-040 -2"- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 051	101	3 ^{1/2}	Válvula manual de Bola	P-050 -3 ^{1/2} "- K11562		Emerson	KTM Model Metaltite	ASTM A335 P 12
MV 063	101	3 ^{1/2}	Válvula manual de Bola	P-060 -3 ^{1/2} "- K11562		Emerson	KTM Model Metaltite	ASTM A335 P 12
TC 080	101	2	Válvula controladora de Globo	P-080 -2"- S31603	AO	Kämmer	35000	ASTM A240 GR 316L
TC 100	101	2	Válvula controladora de Globo	P-100 -2"- S31603	AO	Kämmer	35000	ASTM A240 GR 316L
TC 110	101	2	Válvula controladora de Globo	P-110 -2"- S31603	AO	Kämmer	35000	ASTM A240 GR 316L
ABV 121	101	4	Válvula automática de Bola	P-120 -4"- K11562	DO	Emerson	KTM Serie EB1 OM-2	ASTM A335 P 12
MV 122	101	4	Válvula manual de Bola	P-120 -4"- K11562		Emerson	KTM Model Metaltite	ASTM A335 P 12
FC 123	101	4	Válvula controladora de Globo	P-120 -4"- K11562	AO	Valtek	Mark One	ASTM A335 P 12
MV 124	101	4	Válvula manual de Bola	P-120 -4"- K11562		Emerson	KTM Model Metaltite	ASTM A335 P 12
MV 125	101	4	Válvula manual de Globo	P-120 -4"- K11562		KSB	ECOLINE GLF	ASTM A335 P 12
MV 130	101	4	Válvula manual de Bola	P-130 -4"- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 141	102	4	Válvula manual de Bola	P-140-4"-K03006		Emerson	KTM Model Metaltite	ASTM A335 P 12
MV 142	102	4	Válvula manual de Bola	P-140-4"-K03006		Emerson	KTM Model Metaltite	ASTM A335 P 12
MV 151	102	3 ^{1/2}	Válvula manual de Bola	P-150-3 ^{1/2} "-K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
PC 160	102	2 ^{1/2}	Válvula controladora de Globo	P-160 -2 ^{1/2} "- K03006	AO	Fisher	ED	ASTM A106 GR B
ABV 170	102	3	Válvula automática de Bola	P-170-3"- K03006	DO	Emerson	KTM Serie EB1 OM-2	ASTM A106 GR B
MV 171	102	3	Válvula manual de Bola	P-170-3"- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
LC 172	102	3	Válvula controladora de Globo	P-170-3"- K03006	AO	Kämmer	35000	ASTM A106 GR B
MV 173	102	3	Válvula manual de Bola	P-170-3"- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 174	102	3	Válvula manual de Globo	P-170-3"- K03006		KSB	ECOLINE GLF	ASTM A106 GR B
MV 175	102	3	Válvula manual de Bola	P-170-3"- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 180	102	3	Válvula manual de Bola	P-180-3"- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 182	102	3	Válvula manual de Bola	P-180-3"- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 183	102	3	Válvula manual de Globo	P-180-3"- K03006		KSB	ECOLINE GLF	ASTM A106 GR B
PR 190	102	3 ^{1/2}	Válvula reductora de presión	P-190-3 ^{1/2} "- K03006		Valfonta	M1	ASTM A106 GR B
MV 191	102	3 ^{1/2}	Válvula manual de Bola	P-190-3 ^{1/2} "- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 192	102	3 ^{1/2}	Válvula manual de Globo	P-190-3 ^{1/2} "- K03006		KSB	ECOLINE GLF	ASTM A106 GR B
MV 194	102	3 ^{1/2}	Válvula manual de Bola	P-190-3 ^{1/2} "- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
FC 195	102	3 ^{1/2}	Válvula controladora de Globo	P-190-3 ^{1/2} "- K03006	AO	Kämmer	35000	ASTM A106 GR B
MV 196	102	3 ^{1/2}	Válvula manual de Bola	P-190-3 ^{1/2} "- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B

Tabla 4.6. Listado de válvulas (Parte 2).

TAG	P&ID	DN (")	Descripción y tipo de instrumento	Línea / Equipo	IO	Fabricante	Modelo	Material
MV 197	102	3 ^{1/2}	Válvula manual de Globo	P-190-3 ^{1/2} "- K03006		KSB	ECOLINE GLF	ASTM A106 GR B
MV 200	102	10	Válvula manual de Bola	P-200-10"- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 201	102	10	Válvula manual de Bola	P-200-10"- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 211	102	10	Válvula manual de Bola	P-210-10"- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 221	102	3	Válvula manual de Bola	P-220-3"- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
PC 222	102	3	Válvula controladora de Globo	P-220-3"- K03006	AO	Kämmer	35000	ASTM A106 GR B
MV 223	102	3	Válvula manual de Bola	P-220-3"- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 224	102	3	Válvula manual de Globo	P-220-3"- K03006		KSB	ECOLINE GLF	ASTM A106 GR B
MV 240	102	1 ^{1/4}	Válvula manual de Bola	P-240-1 ^{1/4} "- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
CV 250	102	1 ^{1/4}	Válvula antirretorno de Globo	P-250-1 ^{1/4} "- K03006		KSB	ECOLINE GLF	ASTM A106 GR B
MV 252	102	1 ^{1/4}	Válvula manual de Bola	P-250-1 ^{1/4} "- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
LC 261	102	1/2	Válvula controladora de Globo	P-260-1/2"- K03006	AO	Kämmer	15000	ASTM A106 GR B
MV 271	102	1 ^{1/4}	Válvula manual de Bola	P-270-1 ^{1/4} "- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
FC 272	102	1 ^{1/4}	Válvula controladora de Globo	P-270-1 ^{1/4} "- K03006	AO	Kämmer	35000	ASTM A106 GR B
MV 273	102	1 ^{1/4}	Válvula manual de Bola	P-270-1 ^{1/4} "- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 274	102	1 ^{1/4}	Válvula manual de Globo	P-270-1 ^{1/4} "- K03006		KSB	ECOLINE GLF	ASTM A106 GR B
ABV 280	102	3	Válvula automática de Bola	P-280-3"- K03006	DO	Emerson	KTM Serie EB1 OM-2	ASTM A106 GR B
MV 282	102	3	Válvula manual de Bola	P-280-3"- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
LC 283	102	3	Válvula controladora de Globo	P-280-3"- K03006	AO	Kämmer	35000	ASTM A106 GR B
MV 284	102	3	Válvula manual de Bola	P-280-3"- K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 285	102	3	Válvula manual de Globo	P-280-3"- K03006		KSB	ECOLINE GLF	ASTM A106 GR B
MV 400	102	2 ^{1/2}	Válvula manual de Bola	CW-400-2 ^{1/2} "-K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
TC 401	102	2 ^{1/2}	Válvula controladora de Globo	CW-400-2 ^{1/2} "-K03006	AO	Kämmer	91000	ASTM A106 GR B
MV 402	102	2 ^{1/2}	Válvula manual de Bola	CW-400-2 ^{1/2} "-K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 403	102	2 ^{1/2}	Válvula manual de Globo	CW-400-2 ^{1/2} "-K03006		KSB	ECOLINE GLF	ASTM A106 GR B
MV 404	102	2 ^{1/2}	Válvula manual de Bola	CW-400-2 ^{1/2} "-K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 410	102	2 ^{1/2}	Válvula manual de Bola	CW-410-2 ^{1/2} "-K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 420	102	2	Válvula manual de Bola	CW-420-2 ^{1/2} "-K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
TC 421	102	2	Válvula controladora de Globo	CW-420-2"-K03006	AO	Valtek	Mark One	ASTM A106 GR B
MV 422	102	2	Válvula manual de Bola	CW-420-2 ^{1/2} "-K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 423	102	2	Válvula manual de Globo	CW-420-2 ^{1/2} "-K03006		KSB	ECOLINE GLF	ASTM A106 GR B
MV 430	102	2	Válvula manual de Bola	CW-430-2 ^{1/2} "-K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 501	102	5	Válvula manual de Bola	LPS-500-5"-K03006		Emerson	KTM Model Metaltite	ASTM A106 GR B
FC 502	102	5	Válvula controladora de Globo	LPS-500-5"-K03006	AO	Kämmer	35000	ASTM A106 GR B
MV 503	102	5	Válvula manual de Bola	LPS-500-5"-K03006		Emerson	KTM Model Metaltite	ASTM A106 GR B
MV 504	102	5	Válvula manual de Globo	LPS-500-5"-K03006		KSB	ECOLINE GLF	ASTM A106 GR B
ABV 505	102	5	Válvula automática de Bola	LPS-500-5"-K03006	DO	Emerson	KTM Serie EB1 OM-2	ASTM A106 GR B
MV 601	101	1 ^{1/4}	Válvula manual de Bola	GN-600-1 ^{1/4} "-K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
FC 602	101	1 ^{1/4}	Válvula controladora de Globo	GN-600-1 ^{1/4} "-K03006	AO	Kämmer	91000	ASTM A106 GR B
MV 603	101	1 ^{1/4}	Válvula manual de Bola	GN-600-1 ^{1/4} "-K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV 604	101	1 ^{1/4}	Válvula manual de Globo	GN-600-1 ^{1/4} "-K03006		KSB	ECOLINE GLF	ASTM A106 GR B
ABV 605	101	1 ^{1/4}	Válvula automática de Bola	GN-600-1 ^{1/4} "-K03006	DO	Emerson	KTM Serie EB1 OM-2	ASTM A106 GR B
ABV 606	101	1 ^{1/4}	Válvula automática de Bola	GN-600-1 ^{1/4} "-K03006	DO	Emerson	KTM Serie EB1 OM-2	ASTM A106 GR B
FC 611	101	8	Válvula controladora de Globo	A-610-8"-K03006	AO	Valtek	Mark Eight	ASTM A106 GR B
ABV 612	101	8	Válvula automática de Bola	A-610-8"-K03006	DO	Emerson	KTM Serie EB1 OM-2	ASTM A106 GR B
ABV 700	101	1	Válvula automática de Bola	P-700-1 ^{1/4} "-K03006	DO	Emerson	KTM Serie EB1 OM-2	ASTM A106 GR B

Tabla 4.6. Listado de válvulas (Parte 3).

TAG	P&ID	DN (")	Descripción y tipo de instrumento	Línea / Equipo	IO	Fabricante	Modelo	Material
MV 701	101	1	Válvula manual de Bola	P-700-1 ^{1/4"} -K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
CV 702	101	1	Válvula antirretorno de Clapeta	P-020 -3"- K03006		ARI Armaturen	ARI-CHECKO-V	ASTM A106 GR B
ABV 710	101	1	Válvula automática de Bola	P-710-1"-K03006	DO	Emerson	KTM Serie EB1 OM-2	ASTM A106 GR B
MV 711	101	1	Válvula manual de Bola	P-710-1 ^{1/4"} -K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
CV 712	101	1	Válvula antirretorno de Clapeta	P-020 -3"- K03006		ARI Armaturen	ARI-CHECKO-V	ASTM A106 GR B
ABV 720	102	1	Válvula automática de Bola	P-720-1 ^{1/4"} -K03006	DO	Emerson	KTM Serie EB1 OM-2	ASTM A106 GR B
MV 721	102	1	Válvula manual de Bola	P-720-1 ^{1/4"} -K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
CV 722	102	1	Válvula antirretorno de Clapeta	P-020 -3"- K03006		ARI Armaturen	ARI-CHECKO-V	ASTM A106 GR B
ABV 730	102	1	Válvula automática de Bola	P-730-1 ^{1/4"} -K03006	DO	Emerson	KTM Serie EB1 OM-2	ASTM A106 GR B
MV 731	102	1	Válvula manual de Bola	P-730-1 ^{1/4"} -K03006		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
CV 732	102	1	Válvula antirretorno de Clapeta	P-020 -3"- K03006		ARI Armaturen	ARI-CHECKO-V	ASTM A106 GR B
MV V001	102	1	Válvula manual de Bola	V-101		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV V002	102	1	Válvula manual de Bola	V-101		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV T001	102	1	Válvula manual de Bola	T-101		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV T002	102	1	Válvula manual de Bola	T-101		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV TK001	102	1	Válvula manual de Bola	TK-101		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B
MV TK002	102	1	Válvula manual de Bola	TK-101		Emerson	Unibody KTM Serie EB7	ASTM A106 GR B

Tabla 4.7. Listado de instrumentos.

TAG	P&ID	Descripción y tipo de instrumento	Línea / Equipo	Señal	Conexión	Rango de medida	Rango de temperatura	Fabricante	Modelo
FIT 010	101	Transmisor e indicador de caudal	P-010 -3"- K03006	AI	Bridada	-	-200 a 400°C	Krohne	OPTIMASS 6400
PIT 021	101	Transmisor e indicador de presión	P-020 -3"- K03006	AI	Bridada	0 a 100 bar	-90 a 100°C	Vega	VEGABAR 81
FIT 030	101	Transmisor e indicador de caudal	P-030 -2"- S31603	AI	Bridada	-	-200 a 400°C	Krohne	OPTIMASS 6400
TIT 050	101	Transmisor e indicador de temperatura	P-050 -3 ^{1/2} "-K11562	AI	Bridada	0 a 500°C	-	Rosemount	248
TIT H001	101	Transmisor e indicador de temperatura	H-101	AI	Bridada	0 a 500°C	-	Rosemount	248
TIT 060	101	Transmisor e indicador de temperatura	P-060 -3 ^{1/2} "-K11562	AI	Bridada	0 a 500°C	-	Rosemount	248
FIT 061	101	Transmisor e indicador de caudal	P-060 -3 ^{1/2} "-K11562	AI	Bridada	-	-200 a 400°C	Krohne	OPTIMASS 6400
PIT 062	101	Transmisor e indicador de presión	P-060 -3 ^{1/2} "-K11562	AI	Bridada	0 a 100 bar	-90 a 400°C	Vega	VEGABAR 81
TIT R001	101	Transmisor e indicador de temperatura	R-101	AI	Bridada	0 a 500°C	-	Rosemount	248
TIT R002	101	Transmisor e indicador de temperatura	R-101	AI	Bridada	0 a 500°C	-	Rosemount	248
TIT R003	101	Transmisor e indicador de temperatura	R-101	AI	Bridada	0 a 500°C	-	Rosemount	248
PIT R004	101	Transmisor e indicador de presión	R-101	AI	Bridada	0 a 100 bar	-90 a 400°C	Vega	VEGABAR 81
PIT R005	101	Transmisor e indicador de presión	R-101	AI	Bridada	0 a 100 bar	-90 a 400°C	Vega	VEGABAR 81
PIT R006	101	Transmisor e indicador de presión	R-101	AI	Bridada	0 a 100 bar	-90 a 400°C	Vega	VEGABAR 81
TIT 140	102	Transmisor e indicador de temperatura	P-140-4"- K03006	AI	Bridada	0 a 500°C	-	Rosemount	248
TIT 150	102	Transmisor e indicador de temperatura	P-150 -3 ^{1/2} "-K03006	AI	Bridada	0 a 500°C	-	Rosemount	248
PIT V001	102	Transmisor e indicador de presión	V-101	AI	Bridada	0 a 100 bar	-90 a 400°C	Vega	VEGABAR 81
LIT V002	102	Transmisor e indicador de nivel	V-101	AI	Bridada	0 a 100 bar	-105 a 410°C	Rosemount	3051SAL
LIT V003	102	Transmisor e indicador de nivel	V-101	AI	Bridada	Hasta 10 m	-196 a 450°C	Vega	VEGAPULS 62
PIT 181	102	Transmisor e indicador de presión	P-180-3"-K03006	AI	Bridada	0 a 100 bar	-90 a 400°C	Vega	VEGABAR81
PIT 192	102	Transmisor e indicador de presión	P-190 -3 ^{1/2} "-K03006	AI	Bridada	0 a 100 bar	-90 a 400°C	Vega	VEGABAR81
FIT 193	102	Transmisor e indicador de caudal	P-190 -3 ^{1/2} "-K03006	AI	Bridada	-	-200 a 400°C	Krohne	OPTIMASS 6400
TIT T001	102	Transmisor e indicador de temperatura	T-101	AI	Bridada	0 a 400°C	-	Rosemount	248
TIT T002	102	Transmisor e indicador de temperatura	T-101	AI	Bridada	0 a 400°C	-	Rosemount	248
TIT T003	102	Transmisor e indicador de temperatura	T-101	AI	Bridada	0 a 400°C	-	Rosemount	248
LIT T004	102	Transmisor e indicador de nivel	T-101	AI	Bridada	Hasta 5 bar	-105 a 410°C	Rosemount	3051SAL
LIT TK001	102	Transmisor e indicador de nivel	TK-101	AI	Bridada	Hasta 5 bar	-105 a 410°C	Rosemount	3051SAL
PIT 202	102	Transmisor e indicador de caudal	P-200-10"- K03006	AI	Bridada	-	-200 a 400°C	Krohne	OPTIMASS 6400
TIT 210	102	Transmisor e indicador de temperatura	P-210-10"- K03006	AI	Bridada	0 a 500°C	-	Rosemount	248
PIT 220	102	Transmisor e indicador de presión	P-220-3"- K03006	AI	Bridada	0 a 100 bar	-90 a 400°C	Vega	VEGABAR81
FIT 230	102	Transmisor e indicador de caudal	P-230-3/8"- K03006	AI	Bridada	-	-200 a 400°C	Krohne	OPTIMASS 6400
PIT 251	102	Transmisor e indicador de presión	P-220-3"- K03006	AI	Bridada	0 a 100 bar	-90 a 400°C	Vega	VEGABAR81
FIT 260	102	Transmisor e indicador de caudal	P-260-1/2"-K03006	AI	Bridada	-	-200 a 400°C	Krohne	OPTIMASS 6400
FIT 270	102	Transmisor e indicador de caudal	P-270-1 ^{1/4} "- K03006	AI	Bridada	-	-200 a 400°C	Krohne	OPTIMASS 6400
FIT 281	102	Transmisor e indicador de caudal	P-300-3"- K03006	AI	Bridada	-	-200 a 400°C	Krohne	OPTIMASS 6400
FIT 500	102	Transmisor e indicador de caudal	P-500-5"- K03006	AI	Bridada	-	-200 a 400°C	Krohne	OPTIMASS 6400
FIT 520	102	Transmisor e indicador de caudal	LPS-520-5"-K03006	AI	Bridada	-	-200 a 400°C	Krohne	OPTIMASS 6400
FIT 600	101	Transmisor e indicador de caudal	GN-600-1 ^{1/4} "-K03006	AI	Bridada	-	-200 a 400°C	Krohne	OPTIMASS 6400
FIT 610	101	Transmisor e indicador de caudal	A-610-8"-K03006	AI	Bridada	-	-200 a 400°C	Krohne	OPTIMASS 6400
AIT 620	101	Transmisor e indicador de caudal	A-620-3"-K03006	AI	Bridada	-	-200 a 400°C	Krohne	OPTIMASS 6400

4.2.4. Estrategia de control

En la estrategia de control se consideran variables como la presión, la temperatura y el nivel. Para establecer la estrategia se fijan los límites dentro de los cuales se puede operar antes de la actuación de los sistemas de control establecidos.

Se han creado tres tablas que indican la actuación de las válvulas en dependencia de los posibles escenarios de operación y escenarios que requieren activación de alarmas. Indican como actuarán tanto las válvulas automáticas como las reguladoras siguiendo el siguiente criterio:

- Celda verde con “A”: indica que la válvula abre.
- Celda roja con “C”: indica que la válvula cierra.
- Celda azul con “A/C”: indica que la válvula abre y cierra según sea conveniente.

En la estrategia de control solo se han tenido en cuenta las válvulas que tienen relación con el reactor, el separador y el *stripper*, ya que el proceso es muy extenso y estos equipos requieren un mayor control.

Tabla 4.8. Estrategia de control de la zona de reacción.

	Mantenimiento	Arrancada	Funcionamiento	Descarga producto	Vaciado	Limpieza	Muy alta presión	Alta presión	Presión del SP	Baja presión	Muy baja presión	Muy alta temperatura	Alta temperatura	Temperatura del SP	Baja temperatura	Muy baja temperatura
<i>Set point</i> (bar, °C)							60	57	54-52	40	30	410	380	362	310	290
FC 023 (Entrada diésel)	C	A	A	A	C	C	C	C	A	A	A	A	A	A	A	A
ABV 026 (Entrada diésel)	C	A	A	A	C	C	C	C	A	A	A	A	A	A	A	A
FC 032 (Entrada H ₂)	C	A	A	A	C	C	C	C	A	A	A	A	A	A	A	A
ABV 035 (Entrada H ₂)	C	A	A	A	C	C	C	C	A	A	A	A	A	A	A	A
TC 080 (Entrada H ₂)	C	A	A	A	A/C	A/C	C	C	A/C	A	A	A	A/C	A/C	A/C	C
TC 100 (Entrada H ₂)	C	A	A	A	C	C	C	C	A/C	A	A	A	A/C	A/C	A/C	C
TC 110 (Entrada H ₂)	C	A	A	A	C	C	C	C	A/C	A	A	A	A/C	A/C	A/C	C
ABV 121 (Salida R-101)	C	A	A	A	A	A	A	A	A	C	C	A	A	A	A/C	C
PC 123 (Salida R-101)	C	A	A	A	A	A	A	A	A	C	C	A	A	A	A/C	C
FC 602 (GN a H-101)	C	A	A	A	A	C	C	C	A/C	A/C	A/C	C	C	A/C	A/C	A
ABV 605 (GN a H-101)	C	A	A	A	A	C	C	C	A/C	A/C	A/C	C	C	A/C	A/C	A
ABV 605 (GN a H-101)	C	A	A	A	A	C	C	C	A/C	A/C	A/C	C	C	A/C	A/C	A
AC 611 (Aire a H-101)	C	A	A	A	A	C	C	C	A/C	A/C	A/C	C	C	A/C	A/C	A
ABV 612 (Aire a H-101)	C	A	A	A	A	C	C	C	A/C	A/C	A/C	C	C	A/C	A/C	A
ABV 700 (Entrada N ₂)	C	C	C	C	A	A	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C
ABV 710 (Entrada N ₂)	C	C	C	C	A	A	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C

Tabla 4.9. Estrategia de control para la zona de separación.

	Mantenimiento	Arrancada	Funcionamiento	Vaciado	Limpieza	Muy alta presión	Alta presión	Presión del SP	Baja presión	Muy baja presión	Muy alto nivel	Alto nivel	Nivel del SP	Bajo nivel	Muy bajo nivel	Muy alta temperatura	Alta temperatura	Temperatura del SP	Baja temperatura	Muy baja temperatura
<i>Set point</i> (bar, nivel %, °C)						59	55	53	48	40	75	60	50-45	25	10	120	112	100-50	40	25
PC 160 (Salida vap V-101)	C	A	A	A	A	A	A	A	C	C	A/C	A/C	A	A/C	A/C	A	A	A	C	C
ABV 170 (Salida líq V-101)	C	A	A	A	A	A	A	A	C	C	A	A	A	C	C	A	A	A	C	C
LC 172 (Salida líq V-101)	C	A	A	A	A	A	A	A	C	C	A	A	A	C	C	A	A	A	C	C
TC 401 (CW a E-103)	C	A	A	A	C	A	A	A/C	C	C	A	A	A/C	A	A	A	A	A/C	C	C
ABV 720 (Entrada N ₂)	C	C	C	A	A	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C

Tabla 4.10. Estrategia de control de la zona de agotamiento.

	Mantenimiento	Arrancada	Funcionamiento	Vaciado	Limpieza	Muy alta presión	Alta presión	Presión del SP	Baja presión	Muy baja presión	Muy alto nivel	Alto nivel	Nivel del SP	Bajo nivel	Muy bajo nivel	Muy alta temperatura	Alta temperatura	Temperatura del SP	Baja temperatura	Muy baja temperatura
<i>Set point</i> (barg, nivel %, °C)						3.6	2.7	1.5-1.0	0.9	0.5	65	45	30	20	10	219	210	200-180	160	110
FC 193 (Entrada T-101)	C	A	A	A	A	C	C	A	A	A	C	C	A	A	A	C	C	A	A	A
PC 222 (<i>Sour gas</i>)	C	A	A	A	A	A	A	A	C	C	A	A	A	C	C	A	A	A	C	C
LC 261 (Hidrocarburos)	C	A	A	A	A	A	A	A	C	C	A	A	A	C	C	A	A	A	C	C
FC 272 (Reflujo a T-101)	C	A	A	C	A	A	A	A/C	C	C	C	C	A/C	A	A	A	A	A/C	C	C
ABV 280 (Fondo T-101)	C	A	A	A	A	A	A	A	C	C	A	A	A	C	C	A	A	A	C	C
LC 284 (Fondo T-101)	C	A	A	A	A	A	A	A	C	C	A	A	A	C	C	A	A	A	C	C
TC 421 (CW a E-104)	C	A	A	A	C	A	A	A/C	C	C	A	A	A/C	C	C	A	A	A/C	C	C
FC 502 (LPS a T-101)	C	A	A	A	C	C	C	A/C	A	A	C	C	A/C	C	C	C	C	A/C	A	A
ABV 730 (Entrada N ₂)	C	C	A/C	A	A	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C	C

4.3. Diseño de equipos

4.3.1. Bomba

Debido a las condiciones de operación del proceso, primeramente, se consideró la opción de implementar dos bombas centrífugas de una sola etapa en lugar de una multietapa. Finalmente, se ha optado por escoger una bomba centrífuga de disposición horizontal con múltiples etapas, debido a que la primera opción requiere un número mayor de accesorios en las tuberías, además de dos bombas de reserva en caso de fallo.

La bomba ha sido diseñada de acuerdo con la normativa ISO 2858/ISO 5199. Además, el equipo dispondrá de un cierre doble mecánico para garantizar que no haya fugas de producto.

En función del caudal a impulsar, se han calculado los parámetros requeridos (altura) y posteriormente con estos datos, se ha seleccionado en el catálogo de la empresa KSB [16] el modelo que mejor se adapta a las necesidades del proceso.

A continuación, se mostrarán las gráficas empleadas para la selección del modelo del equipo, el rendimiento, considerando el diámetro de rodete dado por el fabricante y el NPSH requerido.

Los cálculos empleados para el diseño se muestran en el anexo A.A.3.2.

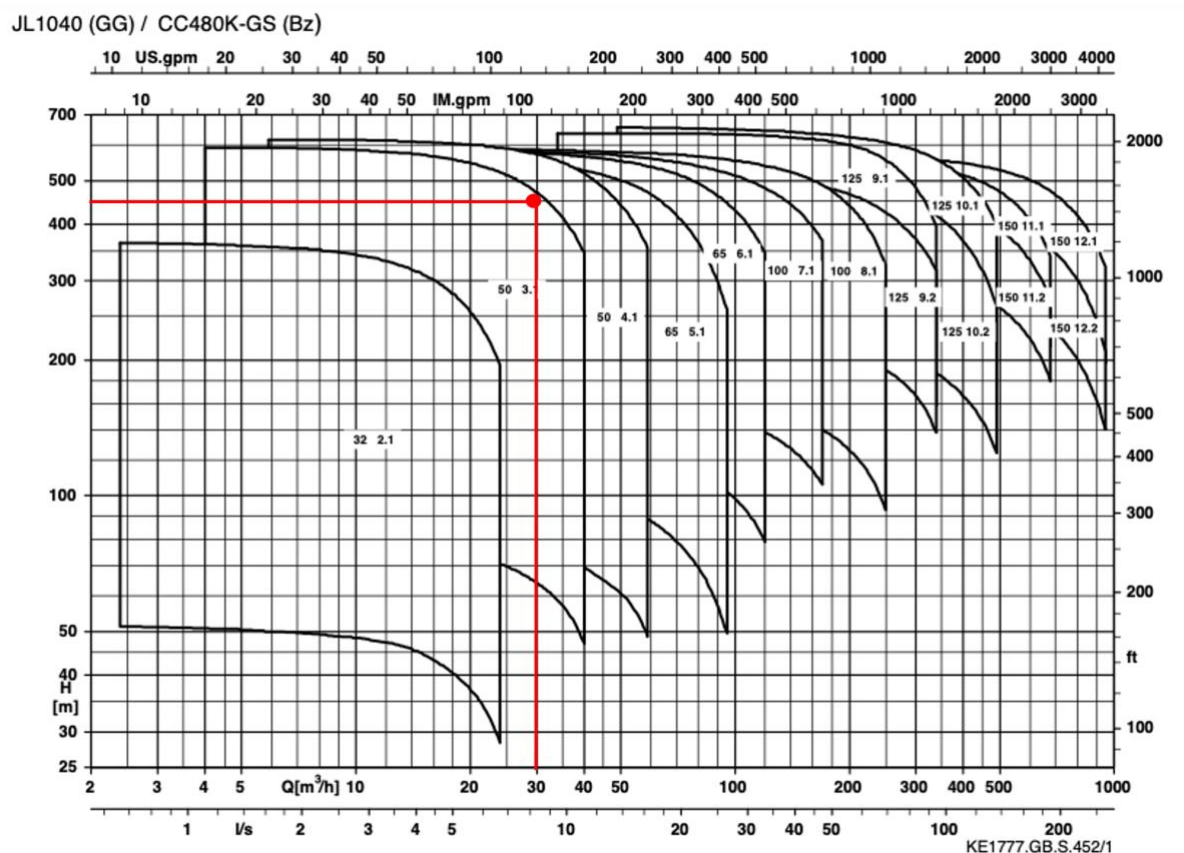


Figura 4.3. Selección de la bomba mediante el caudal y la altura.[16]

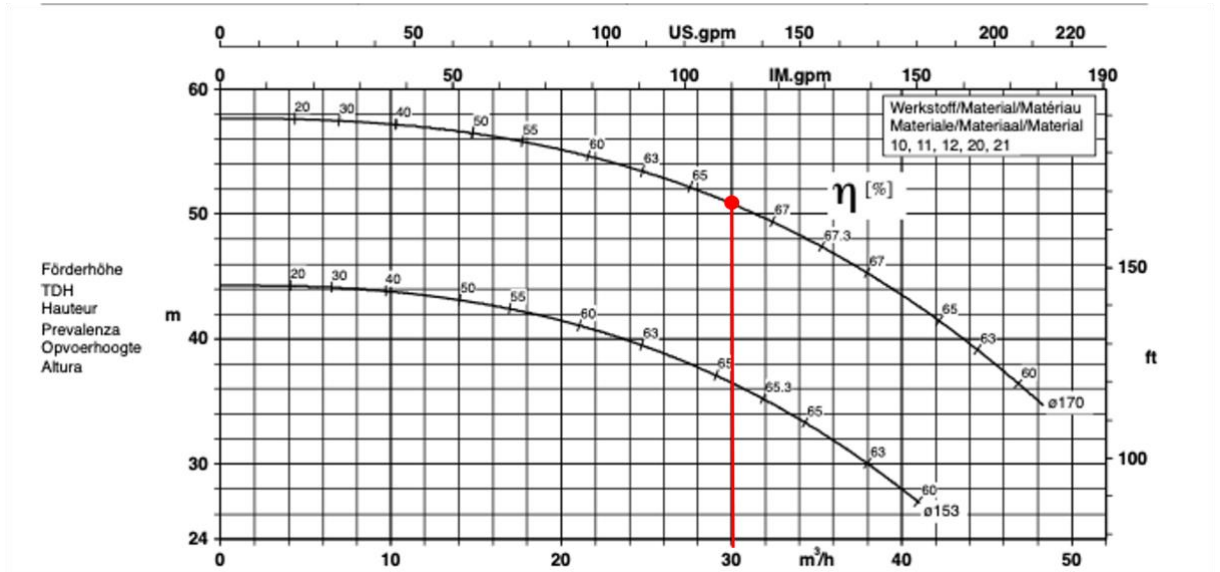


Figura 4.4. Selección del rendimiento de la bomba mediante el caudal y el rodete proporcionado por el fabricante. [16]

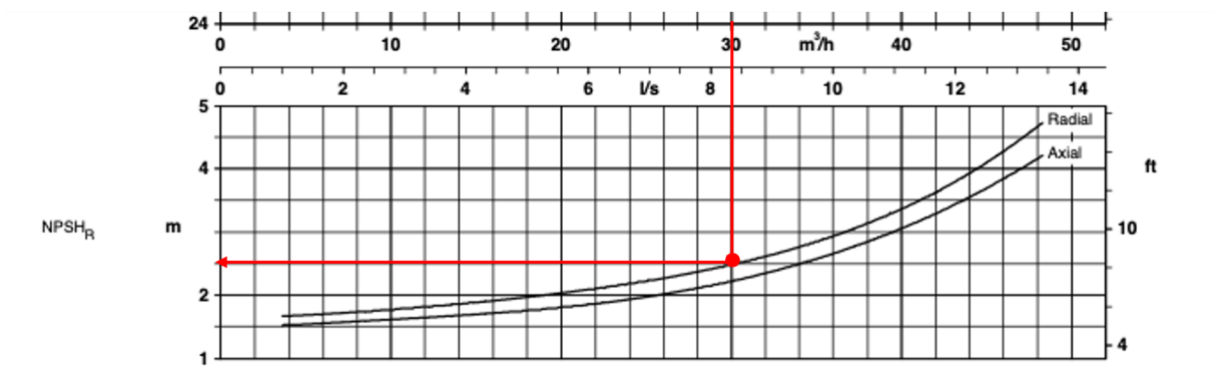
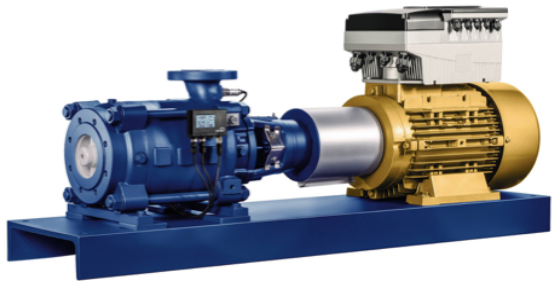


Figura 4.5. NPSH requerido de la bomba. [16]

PROYECTO	Desulfuración de gasoil	ESPECIFICACIÓN Bombas Centrifugas		Nº	1
EMPRESA	TFGEQ_2205			HOJA Nº	1 de 1
FÁBRICA	ASESA			FECHA	8/4/22
PLANTA		TFGEQ_2205		PREPARADO	Jessica García
				REVISADO	Patricia Altozano
				APROBADO	Jessica García
ÍTEM		P-101			
SERVICIO					
TIPO					
Nº UNIDADES					
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
CAPACIDAD	NORMAL	30.0		m3/h	
	DISEÑO	45.0		m3/h	
ALTURA DIFERENCIAL		450		m.c.l.	
PRESIÓN	IMPULSION	58.0		bar	
	ASPIRACION	12.9		bar	
FLUIDO	PRODUCTO		Diésel		
	SOLIDOS	0.00		%peso	
	PRES. VAPOR	0.05		bar	
	TEMPERATURA	79.9		°C	
	DENSIDAD	764		kg/m3	
	VISCOSIDAD	1.26		cP	
NPSH	DISPONIBLE	5.62		m.c.l.	
	REQUERIDO	2.50		m.c.l.	
RENDIMIENTO		66.0		%	
POTENCIA AL EJE		6.25		kW	
MOTOR		45.1		kW	
OPERACIÓN					
CONEXIONES					
RATING DE LAS BRIDAS	IMPULSIÓN	-		#	
	ASPIRACIÓN	-		#	
TAMAÑO DE LAS BRIDAS	IMPULSIÓN	2.00		inch	
	ASPIRACIÓN	3.00		inch	
MATERIALES / CONSTRUCCIÓN					
CUERPO	S335J2H				
RODETE	TIPO				
	MATERIAL	EN-GJL-250			
	TAMAÑO	7.00		inch	
EJE	ASTM A29				
CARCASA					
CAMISA ESTÁTOR					
COJINETES ROTOR					
COJINETES EJE					
JUNTA					
CIERRE					
OTROS					
ACOPLAMIENTO					
CIERRE	TIPO	Mecánica			
	INYECCION DE LIQUIDO	Líquido de barrera			
	REFRIGERACION	no especificado			
	MARCA MODELO	Burgmann H7N			
ACCIONAM.	TIPO	Eléctrico 60Hz			
	PROTECCION				
	MARCA MODELO				
AISLAMIENTO					
CODIGO					
COMENTARIOS					
Bomba centrífuga multietapa de KSB, modelo MTC A 50/8E-3.1					
La bomba diseñada es una bomba multietapa que consta de 8 etapas					
La ΔP por etapa será de 5.64 bar					



Ref: [16]

4.3.2. Intercambiadores

Los intercambiadores que se utilizarán en el proceso son de carcasa y tubos, específicamente del tipo AES de cabezal flotante con dispositivo de respaldo y el haz de tubos extraíbles. En este tipo de intercambiadores la cubierta de la carcasa y la cubierta del cabezal flotante deben retirarse antes de quitar el haz de tubos. Esto implica un costo de mantenimiento más alto comparado con otros diseños extraíbles, pero presenta una significativa ventaja en cuanto a mayor área de transferencia de calor por tamaño dado de carcasa y tubos. Además, permite el desmontaje y la limpieza interna de los tubos y tiene la capacidad de resistir el choque térmico. En este tipo de intercambiadores la ausencia de juntas con empaquetadura permite el uso de fluidos volátiles y/o tóxicos.

La configuración final de intercambiadores se muestra en los diagramas del proceso. Cada intercambiador de calor y condensador funciona para lograr un objetivo específico. El primer intercambiador de calor, E-101, se utiliza para llevar el diésel y el hidrógeno a la temperatura de especificación de la alimentación con ayuda del horno. Este objetivo se logra calentando con la corriente de salida del reactor que necesita ser enfriada. El intercambiador de calor E-102 se utiliza principalmente para calentar la corriente de entrada al *stripper* mediante la ya mencionada corriente de salida del reactor que requiere ser refrigerada aún más. El propósito del intercambiador de calor E-103 es reducir con agua de torre la temperatura del efluente del reactor que debe ser alimentada al separador a 50°C. Finalmente, el intercambiador E-104 es el condensador del *stripper*.

A continuación, se muestran hojas de especificación de los intercambiadores.

TEMA Sheet

Heat Exchanger Specification Sheet

1	Company:														
2	Location:														
3	Service of Unit:					Our Reference:									
4	Item No.: E-101					E1Your Reference:									
5	Date:			Rev No.:			Job No.:								
6	Size: 864 - 5500		mm		Type: AES Horizontal		Connected in: 1 parallel			1 series					
7	Surf/unit(eff.)		288,1		m ²		Shells/unit		1	Surf/shell(eff.)		288,1	m ²		
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT														
9	Fluid allocation				Shell Side				Tube Side						
10	Fluid name				Mezcla diésel-hidrógeno				Diésel de salida R-101						
11	Fluid quantity, Total				kg/h				23655						
12	Vapor (In/Out)				kg/h		309		16558		11565		1343		
13	Liquid				kg/h		23346		7097		12732		22954		
14	Noncondensable				kg/h		0		0		0		0		
15															
16	Temperature (In/Out)				°C		76,1		270		396,5		211,88		
17	Bubble / Dew point				°C		-214,14 / 270		-214,15 / 270		-141,15 / 494,51		-141,2 / 494,3		
18	Density Vapor/Liquid				kg/m ³		4,14 / 797,24		7,47 / 657,26		29,9 / 538,98		5,76 / 663,58		
19	Viscosity				mPa-s		0,0093 / 0,6633		0,0135 / 0,1384		0,0132 / 0,0922		0,0129 / 0,2321		
20	Molecular wt, Vap						2,07		5,82		31,1		4,34		
21	Molecular wt, NC														
22	Specific heat				kJ/(kg-K)		14,065 / 2,173		6,288 / 3,042		3,454 / 3,154		7,719 / 2,75		
23	Thermal conductivity				W/(m-K)		0,208 / 0,0962		0,2481 / 0,042		0,1861 / 0,0271		0,2339 / 0,0564		
24	Latent heat				kJ/kg		496,3		240,9		216,5		417,7		
25	Pressure (abs)				bar		58		57,9559		53,52		53,49953		
26	Velocity (Mean/Max)				m/s		1,37 / 4,72				0,54 / 0,68				
27	Pressure drop, allow./calc.				bar		0,5		0,0441		0,5		0,02048		
28	Fouling resistance (min)				m ² -K/W		0,0002				0,0001		0,00013 Ao based		
29	Heat exchanged				4748,8		kW		MTD (corrected)		105,52		°C		
30	Transfer rate, Service				156,2		Dirty		157		Clean		165,5 W/(m ² -K)		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL										Sketch				
32					Shell Side				Tube Side						
33	Design/Vacuum/test pressure				bar		64,12/ /		59,29/ /						
34	Design temperature / MDMT				°C		310 /		432,22 /						
35	Number passes per shell						1		1						
36	Corrosion allowance				mm		3,18		3,18						
37	Connections		In		mm		1 152,4 / -		1 152,4 / -						
38	Size/Rating		Out				1 203,2 / -		1 152,4 / -						
39	Nominal		Intermediate				/ -		/ -						
40	Tube #: 970		OD: 19,05		Tks. Average 2,11		mm		Length: 5500		mm		Pitch: 23,81	mm	Tube pattern:30
41	Tube type: Plain				Insert:None				Fin#: #/m				Material:Carbon Steel		
42	Shell Carbon Steel		ID 863,6		OD 920,75		mm		Shell cover		Carbon Steel				
43	Channel or bonnet Carbon Steel				Channel cover				Carbon Steel						
44	Tubesheet-stationary Carbon Steel				Tubesheet-floating				Carbon Steel						
45	Floating head cover Carbon Steel				Impingement protection				None						
46	Baffle-cross Carbon Steel		Type		Triple segmental		Cut(%d)		9,41		VertiSpacing: c/c		171,45		mm
47	Baffle-long -		Seal Type								Inlet		510,04		mm
48	Supports-tube		U-bend		0		Type								
49	Bypass seal				Tube-tubesheet joint				Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')						
50	Expansion joint -				Type				None						
51	RhoV2-Inlet nozzle 671		Bundle entrance		55		Bundle exit		818		kg/(m-s ²)				
52	Gaskets - Shell side				Flat Metal Jacket Fibe				Tube side				Flat Metal Jacket Fibe		
53	Floating head				Flat Metal Jacket Fibe										
54	Code requirements				ASME Code Sec VIII Div 1				TEMA class				R - refinery service		
55	Weight/Shell		17382,7		Filled with water		20548,1		Bundle		6238,2		kg		
56	Remarks														
57															
58															

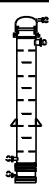
TEMA Sheet

Heat Exchanger Specification Sheet

1	Company:																
2	Location:																
3	Service of Unit:					Our Reference:											
4	Item No.: E-102					Your Reference:											
5	Date:			Rev No.:			Job No.:										
6	Size: 889 - 5500		mm		Type: AES Horizontal		Connected in: 1 parallel 1 series										
7	Surf/unit(eff.)		323,3		m ²		Shells/unit		1		Surf/shell(eff.)		323,3		m ²		
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT																
9	Fluid allocation				Shell Side					Tube Side							
10	Fluid name				Salida líquido V-101					Diésel salida R-101							
11	Fluid quantity, Total				23530					24297							
12	Vapor (In/Out)				0					1344		933					
13	Liquid				23530		23530			22953			23364				
14	Noncondensable				0					0							
15																	
16	Temperature (In/Out)				53,1					199		211,94			100,67		
17	Bubble / Dew point				/					/		-52,73 / 495,77			-53,35 / 529,8		
18	Density Vapor/Liquid				/ 782,44					/ 674,7		5,77 / 663,52			5 / 744,28		
19	Viscosity				/ 1,2252					/ 0,3079		0,0129 / 0,2318			0,0103 / 0,4661		
20	Molecular wt, Vap											4,34			3,23		
21	Molecular wt, NC																
22	Specific heat				kJ/(kg-K) / 2,196					/ 2,686		7,716 / 2,749			10,368 / 2,309		
23	Thermal conductivity				W/(m-K) / 0,1039					/ 0,0611		0,2339 / 0,0564			0,2078 / 0,0899		
24	Latent heat				kJ/kg							428,4			543		
25	Pressure (abs)				bar 53,4					53,37389		53,5			53,45562		
26	Velocity (Mean/Max)				m/s 0,07 / 0,08							0,36 / 0,4					
27	Pressure drop, allow./calc.				bar 0,5					0,02611		0,5			0,04438		
28	Fouling resistance (min)				m ² -K/W 0,0001							0,0001			0,00013 Ao based		
29	Heat exchanged				2294,1 kW					MTD (corrected)		30,91			°C		
30	Transfer rate, Service				229,5 Dirty 102,2					Clean		104,6			W/(m ² -K)		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL										Sketch						
32					Shell Side					Tube Side							
33	Design/Vacuum/test pressure				bar 59,29/ /					59,29/ /							
34	Design temperature / MDMT				°C 237,78 /					248,89 /							
35	Number passes per shell				1					1							
36	Corrosion allowance				mm 3,18					3,18							
37	Connections		In		mm 1 88,9 / -			1 101,6 / -									
38	Size/Rating		Out		1 76,2 / -			1 152,4 / -									
39	Nominal		Intermediate		/ -			/ -									
40	Tube #: 1069		OD: 19,05		Tks. Average 2,11		mm		Length: 5500		mm		Pitch: 23,81		mm Tube pattern:30		
41	Tube type: Plain				Insert:None					Fin#:		#/m Material:Carbon Steel					
42	Shell Carbon Steel		ID 900,11		OD 954,09			mm		Shell cover		Carbon Steel					
43	Channel or bonnet Carbon Steel									Channel cover		Carbon Steel					
44	Tubesheet-stationary Carbon Steel				-					Tubesheet-floating		Carbon Steel					
45	Floating head cover Carbon Steel									Impingement protection		None					
46	Baffle-cross Carbon Steel		Type		Double segmental			Cut(%d)		20,22		VertiSpacing: c/c 177,8		mm			
47	Baffle-long -		Seal Type							Inlet		310,58 mm					
48	Supports-tube U-bend		0							Type							
49	Bypass seal				Tube-tubesheet joint					Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')							
50	Expansion joint -				Type					None							
51	RhoV2-Inlet nozzle 1342		Bundle entrance 92			Bundle exit		115		kg/(m-s ²)							
52	Gaskets - Shell side Flat Metal Jacket Fibe				Tube side					Flat Metal Jacket Fibe							
53	Floating head Flat Metal Jacket Fibe																
54	Code requirements ASME Code Sec VIII Div 1				TEMA class R - refinery service												
55	Weight/Shell		16995,9		Filled with water		20446,1		Bundle		6552,5		kg				
56	Remarks																
57																	
58																	

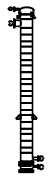
TEMA Sheet

Heat Exchanger Specification Sheet

1	Company:														
2	Location:														
3	Service of Unit:					Our Reference:									
4	Item No.: E-103					Your Reference:									
5	Date:			Rev No.:			Job No.:								
6	Size: 660 - 5500		mm		Type: AES Vertical		Connected in: 1 parallel			1 series					
7	Surf/unit(eff.)		165,9		m ²		Shells/unit		1	Surf/shell(eff.)		165,9	m ²		
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT														
9	Fluid allocation				Shell Side				Tube Side						
10	Fluid name				Dlésel salida R-101				Agua de torre						
11	Fluid quantity, Total				kg/h				24297						
12	Vapor (In/Out)				kg/h		881		813		0		0		
13	Liquid				kg/h		23416		23484		21677		21677		
14	Noncondensable				kg/h		0		0		0		0		
15															
16	Temperature (In/Out)				°C		100,67		50,01		25		60		
17	Bubble / Dew point				°C		-53,08 / 495,11		-53,27 / 494,76		/		/		
18	Density Vapor/Liquid				kg/m ³		4,99 / 744,13		5,32 / 776,81		/ 998,27		/ 985,66		
19	Viscosity				mPa-s		0,0103 / 0,4631		0,0086 / 0,8374		/ 0,8974		/ 0,4743		
20	Molecular wt, Vap						2,91		2,69						
21	Molecular wt, NC														
22	Specific heat				kJ/(kg-K)		10,395 / 2,309		11,044 / 2,206		/ 4,192		/ 4,186		
23	Thermal conductivity				W/(m-K)		0,2079 / 0,0899		0,1923 / 0,1045		/ 0,6004		/ 0,6432		
24	Latent heat				kJ/kg		533,2		643,2						
25	Pressure (abs)				bar		53,455		53,42022		3,43		3,38335		
26	Velocity (Mean/Max)				m/s		0,33 / 0,7				0,06 / 0,07				
27	Pressure drop, allow./calc.				bar		0,5		0,03478		0,5		0,04665		
28	Fouling resistance (min)				m ² -K/W		0,0001				0,0002		0,00026 Ao based		
29	Heat exchanged				882,5		kW		MTD (corrected)		32,53		°C		
30	Transfer rate, Service				163,5		Dirty		166,8		Clean		177,4 W/(m ² -K)		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL										Sketch				
32					Shell Side				Tube Side						
33	Design/Vacuum/test pressure				bar		59,29/ /		4,13 / /						
34	Design temperature / MDMT				°C		137,78 /		98,89 /						
35	Number passes per shell						1		1						
36	Corrosion allowance				mm		3,18		3,18						
37	Connections		In		mm		1 203,2 / -		1 50,8 / -						
38	Size/Rating		Out				1 101,6 / -		1 76,2 / -						
39	Nominal		Intermediate				/ -		/ -						
40	Tube #: 541		OD: 19,05		Tks. Average 2,11		mm		Length: 5500		mm		Pitch: 23,81	mm	Tube pattern:30
41	Tube type: Plain				Insert:None				Fin#:		#/m		Material:Carbon Steel		
42	Shell Carbon Steel		ID 660,4		OD 701,68		mm		Shell cover		Carbon Steel				
43	Channel or bonnet Carbon Steel								Channel cover		Carbon Steel				
44	Tubesheet-stationary Carbon Steel				-				Tubesheet-floating		Carbon Steel				
45	Floating head cover Carbon Steel								Impingement protection		None				
46	Baffle-cross Carbon Steel		Type		Double segmental		Cut(%d)		25,02		HorizSpacing: c/c 500			mm	
47	Baffle-long -		Seal Type						Inlet		562,68		mm		
48	Supports-tube U-bend		0		Type										
49	Bypass seal				Tube-tubesheet joint				Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')						
50	Expansion joint -				Type				None						
51	RhoV2-Inlet nozzle 374		Bundle entrance		75		Bundle exit		132		kg/(m-s ²)				
52	Gaskets - Shell side Flat Metal Jacket Fibe				Tube side Flat Metal Jacket Fibe										
53	Floating head Flat Metal Jacket Fibe														
54	Code requirements ASME Code Sec VIII Div 1				TEMA class R - refinery service										
55	Weight/Shell 7423,6		Filled with water		9163,1		Bundle 3186		kg						
56	Remarks														
57															
58															

TEMA Sheet

Heat Exchanger Specification Sheet

1	Company:														
2	Location:														
3	Service of Unit: E-104		Our Reference:												
4	Item No.:		Your Reference:												
5	Date:	Rev No.:	Job No.:												
6	Size:	381 - 5500	mm	Type:	AES Vertical	Connected in:	1 parallel	1 series							
7	Surf/unit(eff.)	39,3	m ²	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.)	39,3	m ²							
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT														
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side								
10	Fluid name			Cabeza stripper			Agua de torre								
11	Fluid quantity, Total			4516			15790								
12	Vapor (In/Out)			kg/h	3264	158	0	0							
13	Liquid			kg/h	1169	4274	15790	15790							
14	Noncondensable			kg/h	83	83	0	0							
15															
16	Temperature (In/Out)			°C	187,9	49,07	25	60							
17	Bubble / Dew point			°C	-41,63 / 207,58	-44,6 / 206,98	/	/							
18	Density Vapor/Liquid			kg/m ³	2,58 / 736,64	0,93 / 852,28	/ 998,27	/ 985,66							
19	Viscosity			mPa-s	0,0101 / 0,3427	0,0102 / 0,8615	/ 0,8974	/ 0,4743							
20	Molecular wt, Vap				96,75	24,02									
21	Molecular wt, NC				33,67	33,67									
22	Specific heat			kJ/(kg-K)	1,956 / 2,323	2,031 / 1,875	/ 4,192	/ 4,186							
23	Thermal conductivity			W/(m-K)	0,0355 / 0,0974	0,0656 / 0,1275	/ 0,6004	/ 0,6432							
24	Latent heat			kJ/kg	356,4	375,5									
25	Pressure (abs)			bar	1,05	1,03039	3,43	3,39443							
26	Velocity (Mean/Max)			m/s	2,64 / 4,39		0,21 / 0,21								
27	Pressure drop, allow./calc.			bar	0,5	0,01961	0,5	0,03557							
28	Fouling resistance (min)			m ² -K/W	0,0001		0,0002	0,00026	Ao based						
29	Heat exchanged			642,8	kW		MTD (corrected) 79,9		°C						
30	Transfer rate, Service			204,9	Dirty 206,5		Clean 223		W/(m ² -K)						
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch								
32				Shell Side			Tube Side								
33	Design/Vacuum/test pressure			bar	3,44 /	/	4,13 /	/							
34	Design temperature / MDMT			°C	226,67	/	98,89	/							
35	Number passes per shell				1		1								
36	Corrosion allowance			mm	3,18		3,18								
37	Connections			In	mm	1 203,2 / -	1 50,8 / -								
38	Size/Rating			Out		1 88,9 / -	1 50,8 / -								
39	Nominal			Intermediate		/ -	/ -								
40	Tube #:	124	OD:	19,05	Tks. Average	2,11	mm	Length:	5500	mm	Pitch:	25,4	mm	Tube pattern:	90
41	Tube type: Plain		Insert:None			Fin#:		#/m Material:Carbon Steel							
42	Shell Carbon Steel		ID	387,35	OD	406,4	mm	Shell cover		Carbon Steel					
43	Channel or bonnet		Carbon Steel					Channel cover		Carbon Steel					
44	Tubesheet-stationary		Carbon Steel					Tubesheet-floating		Carbon Steel					
45	Floating head cover		Carbon Steel					Impingement protection		None					
46	Baffle-cross		Carbon Steel		Type	Rod	Cut(%d)		Spacing: c/c			228,6	mm		
47	Baffle-long		-		Seal Type			Inlet		360,02			mm		
48	Supports-tube		U-bend		0			Type							
49	Bypass seal					Tube-tubesheet joint		Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')							
50	Expansion joint		-		Type			None							
51	RhoV2-Inlet nozzle		435		Bundle entrance		24		Bundle exit		8		kg/(m-s ²)		
52	Gaskets - Shell side		Flat Metal Jacket Fibe			Tube side		Flat Metal Jacket Fibe							
53	Floating head		Flat Metal Jacket Fibe												
54	Code requirements		ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class		R - refinery service							
55	Weight/Shell		1563,1		Filled with water		2198		Bundle		738,5		kg		
56	Remarks														
57															
58															

4.3.3. Horno

Para calentar la mezcla de líquido e hidrógeno hasta la temperatura requerida en la entrada del reactor se emplea un horno.

El horno es diseñado para calentar la alimentación desde 270°C hasta 320°C y el combustible utilizado es gas natural, en la tabla 4.11 se encuentra su composición [15].

El diseño riguroso de dicho horno queda fuera del alcance del proyecto, sin embargo, se realizó el cálculo de las cantidades de combustible y aire necesarias para cumplir con los requerimientos de operación. Como no se ha diseñado rigurosamente, se ha supuesto una pérdida de carga basada en bibliografía ajustándola al proceso.

Tabla 4.11. Composición del gas natural. [15]

Compuestos	% volumen
CH ₄	91.2
C ₂ H ₆	7.40
C ₃ H ₈	0.80
C ₄ H ₁₀	0.10
N ₂	0.50

A continuación, se pueden observar los resultados obtenidos.

Tabla 4.12. Especificaciones del horno.

Parámetros	Valores
Caudal gas natural (kg/h)	90.25
Caudal aire (kg/h)	1745
Exceso de aire (%)	15.00
Eficiencia del horno (%)	78.00
Calor suministrado (kW)	1229
Pérdida de carga (bar)	4.000

4.3.4. Reactor

El reactor seleccionado para el proceso de hidrodesulfuración se trata de un reactor de lecho fijo, más comúnmente llamado *Trickle Bed Reactor* [1] [18], que presenta en su interior un sistema de reacción trifásico: hidrógeno, una mezcla líquido-gas de la alimentación parcialmente vaporizada y el catalizador sólido. El TBR es un sistema en el que un flujo co-corriente fluye descendentemente a través de las partículas catalizadoras, considerando el líquido como fase dispersa, que tiende a formar una fina película sobre la partícula del catalizador y el gas como la fase continua, fluyendo por separado llenando el espacio vacío de los lechos del catalizador.

Una de las principales ventajas consideradas en la selección de este tipo de reactor, es que superan en rendimiento a otros reactores trifásicos, presentan una mayor proporción de capacidad de carga de catalizador por volumen de líquido, son muy sencillos en su construcción, requieren menor inversión y son más flexibles con respecto al rendimiento y la severidad de reacción para diferentes niveles de conversión.

Se ha seleccionado este modelo de reactor con un modo de flujo descendente, puesto que permiten mayores temperaturas y presiones, presentan menor limitación de rendimiento que en contra corriente, el líquido ofrece una resistencia muy pequeña a la difusión del gas en la

superficie del catalizador, no tiene problemas de inundación, ayuda a mantener el lecho en su sitio y la caída de presión es insignificante.

Se implementan tres lechos en el reactor porque las reacciones presentes son reversibles y para poder desplazar la reacción hacia los productos, se requiere una menor masa de catalizador por etapa con un mayor número de lechos.

Debido a que las reacciones de hidrodesulfuración son exotérmicas, el control de la temperatura en el reactor es fundamental para lograr una duración del ciclo del catalizador económicamente aceptable y para obtener la calidad del producto requerida. El control de la temperatura en el proceso se lleva a cabo inyectando dos corrientes de hidrógeno en las secciones intercaladas del recipiente. A pesar de que enfriar con hidrógeno, supone un coste elevado y una baja capacidad térmica, entre sus ventajas se encuentran: la reposición de hidrógeno consumido en los lechos anteriores y la reducción de la formación de coque. Si el enfriamiento se realiza más próximo a la entrada del reactor permite un valor de diferencia de temperatura del reactor elevado en el segundo lecho catalítico, lo que da lugar a una mayor eliminación de azufre, consumo de H_2 y una reducción de la cantidad de H_2S disuelto en el hidrocarburo líquido en comparación con otras posiciones de enfriamiento.

4.3.4.1. Reactor Internals

Los componentes internos del reactor, mostrados en la figura de la página 53, son los responsables de la utilización eficiente del catalizador y el funcionamiento del proceso mediante la distribución volumétrica y térmica uniforme del reactante en el lecho, el rendimiento del enfriamiento y la protección contra el ensuciamiento. Los componentes son los siguientes: [18] [21]

- Difusores de entrada para suministrar uniformemente el gas y el líquido en la bandeja de distribución inferior, manteniendo el líquido en el nivel de la bandeja.
- La bandeja de distribución proporciona la mezcla entre el líquido y el gas y la distribuye en forma de pulverización fina y uniforme en la parte superior del lecho catalítico pasando a través de los platos perforados. Los distribuidores son de tipo *Bubble Cap Tray* y usan como fuerza motriz el flujo de vapor para la distribución del líquido. Cada tapón es un conducto en forma de U invertida que consta de un canal de flujo ascendente y otro de flujo descendente. El paso del vapor a través de las aberturas genera una caída de presión, causando la elevación del líquido hacia el canal y mezclándose con el vapor.
- Platos de soporte del catalizador, y una capa de bolas esféricas (Al_2O_3) cargadas justo encima de éste, con la finalidad de evitar que el catalizador se desvíe del lecho hacia la caja de enfriamiento inferior.
- La caja de enfriamiento está compuesta por tubos ranurados, que tiene como objetivo distribuir uniformemente el gas de enfriamiento por toda la caja y no en un solo punto, un colector de líquido y redistribuidor y una bandeja de redistribución para introducir la mezcla en el siguiente lecho.
- Un colector de salida para garantizar una distribución uniforme del flujo en el lecho inferior y así maximizar la utilización del catalizador y evitar la migración del lecho a tuberías y equipos aguas abajo.

4.3.4.2. Cinética de las reacciones

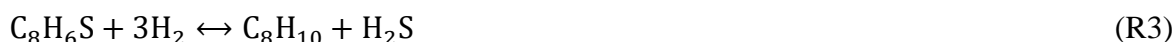
La cinética simple de primer orden con respecto al azufre es el mecanismo predominante por el cual el azufre es eliminado del material orgánico como sulfuro de hidrógeno. [3]

Las reacciones que implican la hidrogenólisis de los compuestos de azufre que se encuentran en el hidroprocesamiento son exotérmicas y termodinámicamente completas en condiciones

operativas ordinarias. Las moléculas tienen una reactividad muy diferente, por ejemplo, el azufre mercaptano es mucho más fácil de eliminar que el azufre tiofeno o el azufre dibenzotiofeno. Las diferencias estructurales entre las diversas moléculas que contienen azufre hacen que no sea práctico tener una única expresión de velocidad aplicable a todas las reacciones en la hidrodesulfuración.

Cada molécula que contiene azufre tiene su propia cinética de hidrogenólisis. Aunque el objetivo principal del proceso es la hidrodesulfuración, se han tenido en cuenta otras reacciones como las de hidrogenitrogenación e hidrogenación de aromáticos.

Reacciones de HDS:



Reacción de HDN:



Reacciones de HDA:



La cinética empleada es la de dibenzotiofeno por ser la molécula más reactiva y difícil de eliminar.

$$r_{DBT} = \frac{k_{DBT}K_{DBT}K_{H_2}C_{DBT}C_{H_2}}{(1+K_{DBT}C_{DBT}+\sqrt{K_{H_2}C_{H_2}}+K_{BPH}C_{BPH}+K_{H_2S}C_{H_2S})^3} \quad (4.4)$$

$$k_i = A \exp \left[\frac{-E_a}{R_{gas}} \cdot \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_m} \right) \right] \quad (4.5)$$

$$K_i = A \exp \left[\frac{-\Delta H_a^0}{R_{gas}} \cdot \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_m} \right) \right] \quad (4.6)$$

Tabla 4.13. Parámetros cinéticos. [26]

Parámetros	A	ΔH_a^0 (kJ/kmol)	Ea (kJ/kmol)
k_{DBT} (kmol/kg _{cat} ·h)	2.44336×10^{10}	-	1.22770×10^5
K_{DBT} (m ³ /kmol)	7.56868×10^1	-	-
K_{H_2} (m ³ /kmol)	3.36312×10^{-11}	-1.13232×10^5	-
K_{BPH} (m ³ /kmol)	3.84984×10^{-4}	-4.82140×10^4	-
K_{H_2S} (m ³ /kmol)	1.47118×10^{-8}	-1.05670×10^5	-

4.3.4.3. Catalizador

El catalizador de CoMo/ γ -Al₂O₃ fue el seleccionado para la hidrodesulfuración de diésel. El papel del soporte del catalizador es crucial. En el caso de los hidrotratamientos de aceites pesados, la acidez y la porosidad del soporte deben diseñarse cuidadosamente para conseguir un rendimiento óptimo del catalizador. La acidez debe estar estrictamente equilibrada para llevar a cabo el hidrocrackeo en el grado de reacción deseado, pero no tanto como para producir una coquización excesiva. La alúmina es el soporte más común del catalizador de reformado. En el caso de la porosidad, cuando se trata de hidrotratamiento de destilados ligeros y medios, se requiere un tamaño de poro mínimo para superar la mayoría de las restricciones difusionales. Sin embargo, para el hidrotratamiento de petróleos pesados, el tamaño de los poros debe diseñarse adecuadamente para manejar las complejas moléculas de gran tamaño. [25]

Tabla 4.14. Características del catalizador.

Propiedad	Valor
Diámetro de poro (m)	1.30E-03
Densidad de catalizador (kg/m ³)	1.42E+03
Porosidad Φ (fracción vacío)	0.500

4.3.4.4. Variables del proceso

Las unidades de hidrotratamiento están diseñadas para procesar diferentes alimentaciones y obtener los productos correspondientes durante la operación. Para lograr estos objetivos, se consideran diferentes variables en el proceso que son críticas para lograr los resultados.

Las variables del proceso son: la temperatura, la velocidad espacial, la presión parcial de hidrógeno y la relación de H₂/diésel.

Temperatura de reacción

La temperatura es la variable de operación que más afecta a la velocidad y al grado de avance de las reacciones. Las temperaturas elevadas aumentan la constante de velocidad de reacción y mejoraran la cinética. Sin embargo, las temperaturas excesivas provocan el craqueo térmico y la formación de coque. A temperaturas superiores a 410°C el craqueo térmico de los componentes de los hidrocarburos se hace más prominente, lo que puede conducir a la formación de cantidades considerables de hidrocarburos de bajo peso molecular, y también a la desactivación del catalizador.

La temperatura de entrada de la alimentación al reactor no es representativa de la temperatura de reacción. La temperatura más representativa se ha obtenido calculando la temperatura WABT (Ecuación 4.7) [3] que es una representación de la temperatura promedio de los tres lechos que componen el reactor.

$$\text{WABT } (^{\circ}\text{C}) = \frac{T_{\text{in}} + 2 \cdot T_{\text{out}}}{3} \quad (4.7)$$

Velocidad espacial

Este parámetro se define como la relación entre el caudal volumétrico de líquido en la alimentación y la cantidad de catalizador en el reactor. Cuanto menor es la velocidad espacial, mayores son las velocidades de reacción.

$$\text{LHSV} (h^{-1}) = \frac{\text{Caudal volumétrico de líquido en la alimentación al reactor} (m^3/h)}{\text{Volumen total del catalizador} (m^3)} \quad (4.8)$$

La inversa de la velocidad espacial corresponde al tiempo de residencia del equipo en h.

Presión parcial de hidrógeno

Las elevadas presiones son necesarias para reducir la formación de coque en las partículas del catalizador, aumentar la disponibilidad de hidrógeno en la fase líquida, aumentar la conversión, mejorar la transferencia de calor y manejar mayores volúmenes de gas.

Las reacciones de hidrotreamiento se ven favorecidas al aumentar la presión parcial de hidrógeno, ya que favorece el equilibrio de hidrogenación, lo que a su vez aumenta la saturación de aromáticos y el rendimiento del proceso.

Relación hidrógeno/diésel

La relación de hidrógeno/diésel, es una medida estándar del volumen de circulación de hidrógeno a través del sistema de reacción con respecto al volumen de la alimentación, está definida por:

$$\frac{H_2}{\text{Diésel}} \left(\frac{Nm^3}{m^3} \right) = \frac{\text{Alimentación total de hidrógeno al reactor} (Nm^3/h)}{\text{Alimentación total de diésel al reactor} (m^3/h)} \quad (4.9)$$

A continuación, se muestra en la tabla 4.15 un resumen de los valores obtenidos para las variables del proceso.

Tabla 4.15. Variables del proceso de hidrodesulfuración de diésel.

Parámetros	Valores
Temperatura de reacción (°C)	362
Velocidad espacial (h ⁻¹)	1.46
Presión parcial de H ₂ (bar)	39.0
Relación de H ₂ /diésel (Nm ³ /m ³)	356

4.3.4.5. Diseño del recipiente sometido a presión interna

Debido a las elevadas condiciones de operación del reactor, se ha optado por diseñarlo como un recipiente a presión siguiendo el proceso de diseño para tanques que trabajan a presión interna del código *ASME, Boiler and Pressure Vessel Code Section VIII*.

Para determinar las propiedades geométricas del tanque se ha utilizado parámetros de los materiales de construcción, de los reactivos y de los productos, las condiciones de operación del proceso y de la soldadura (ver anexo A.A.3.1). A continuación, se especifican las suposiciones y características de diseño para el cálculo realizado.

- Tanque vertical.
- Cuerpo con forma cilíndrica, debido a su fácil construcción y al empleo de menores espesores.
- La relación L/D empleada en este tipo de reactores toma un valor de 5.
- El factor de eficiencia de la soldadura se ha considerado de 1, ya que se realiza radiografiado total del equipo.
- El cabezal y el fondo del reactor son de tipo toriesférico, debido a que tienen menor costo que los de tipo semielíptico y aguantan grandes presiones.

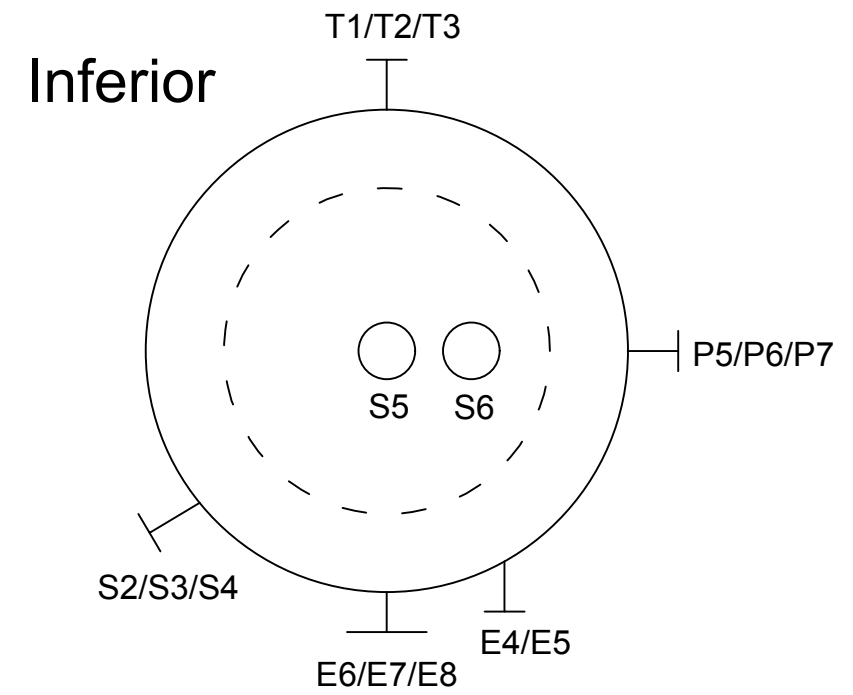
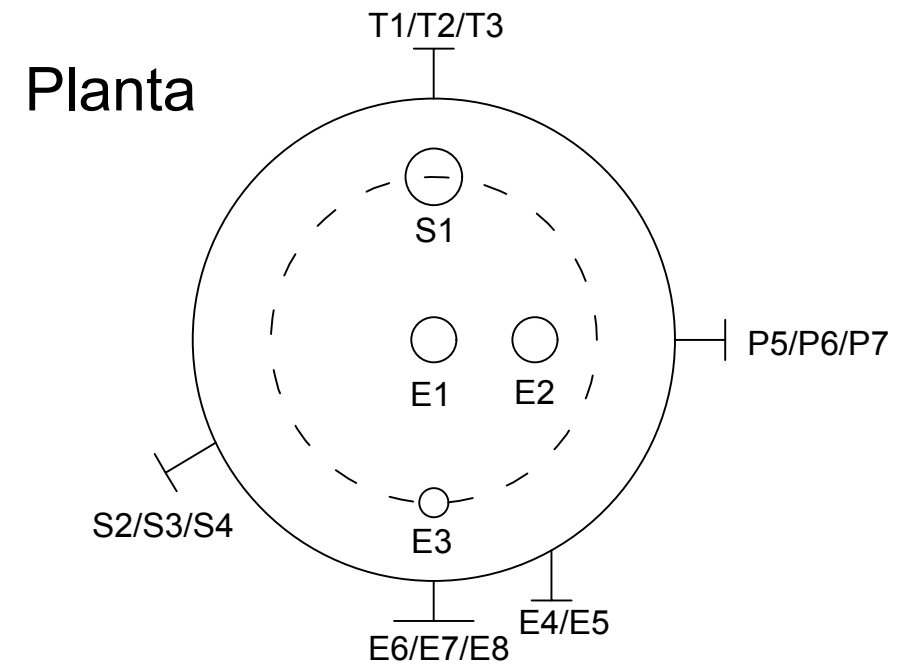
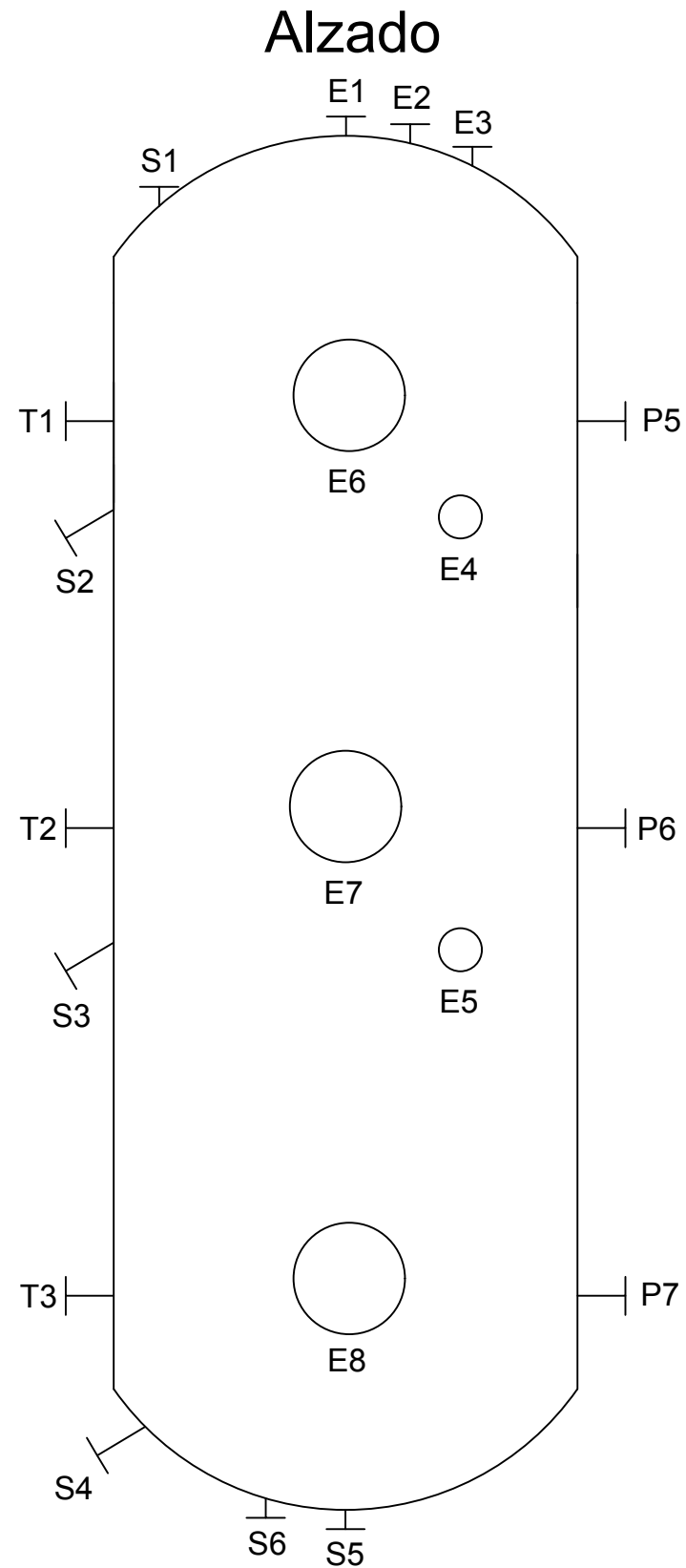
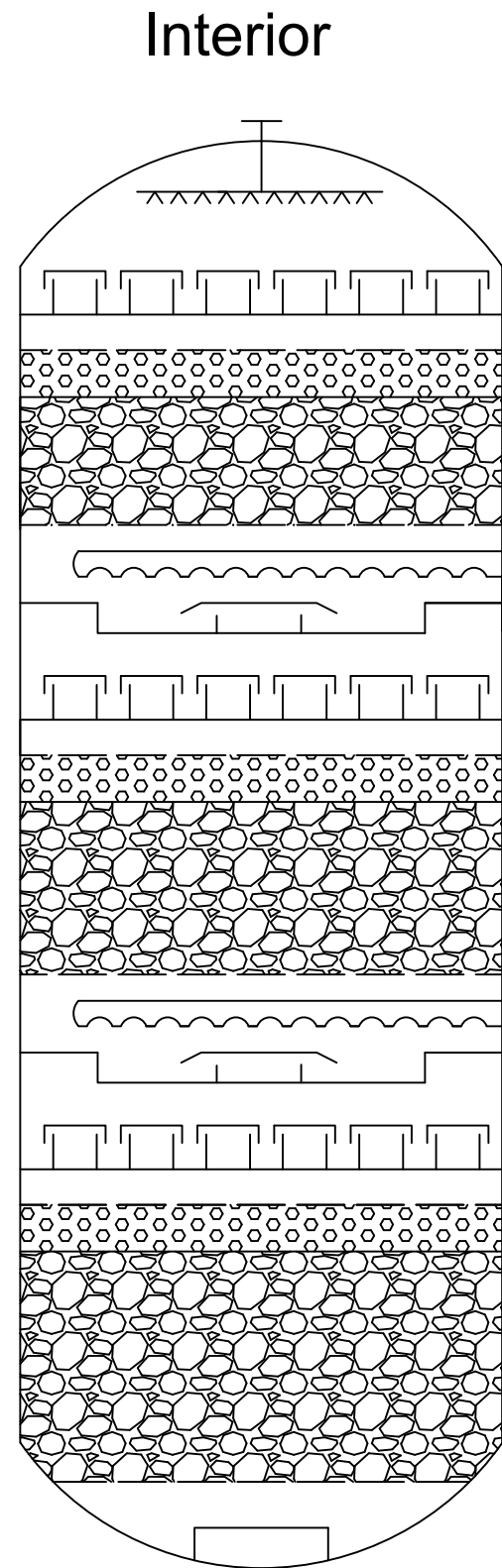
- Como las reacciones del proceso son exotérmicas, la temperatura de diseño se ha sobredimensionado respecto a la mayor temperatura alcanzada en el reactor, que es de 396°C.
- El estrés del material nos viene dado por el material utilizado a la temperatura de operación, en este caso se ha utilizado el acero aleado ASTM A 387 Grado 12.
- El peso definido en la hoja de especificación del equipo corresponde al peso del recipiente, junto con el catalizador y los elementos internos.
- Para el cálculo de la presión de prueba se ha tenido en cuenta la siguiente fórmula.

$$P_p = 1.3 \cdot \text{MAWP} \cdot \left(\frac{\text{Resistencia del material a la P de prueba}}{\text{Resistencia del material a la P de operación}} \right) \quad (4.10)$$

Donde MAWP es la presión máxima permitida.

A continuación, se muestra la ficha técnica del equipo y de la válvula de seguridad PSV-101.

PROYECTO		DESULFURACIÓN DE GASOIL		ESPECIFICACIÓN								
EMPRESA		TFGEQ_2205		REACTOR								
FÁBRICA		ASESA										
PLANTA				TFGEQ_2205								
ÍTEM		R-101										
SERVICIO		Reactor de hidrodesulfuración de diésel										
OPERACIÓN	DESCRIPCIÓN	<i>Trickle bed reactor</i>		Unidades		COMENTARIOS						
	PRODUCTO	Diésel										
	DIRECCIÓN FLUIDO	Descendente										
	TEMPERATURA	362		°C								
	PRESIÓN	54.0		bar								
	DENSIDAD	56.1		kg/m ³								
	VOLUMEN	65.0		m ³								
TIEMPO DE RESIDENCIA	41.2		min									
CATALIZADOR	TIPO	Co-Mo/Al ₂ O ₃		Unidades		DISEÑO Y PRUEBA	CÓDIGOS	ASME Boiler & Pressure Vessels Code Section 8				
	FORMA	Esférica					CONDICIONES DE DISEÑO	TEMPERAT.	420	°C		
	DIÁMETRO NOMINAL	1.30		mm				PRESIÓN	60.0	bar		
	ALTURA LECHO 1	2.00		m				DENSIDAD	56.1	kg/m ³		
	ALTURA LECHO 2	4.00		m				PRESIÓN DE PRUEBA	HIDRAÚLICA	87.0	bar	
	ALTURA LECHO 3	5.00		m					NEUMÁTICA	-		
	VOLUMEN	27.0		m ³				ESPESOR DE CORROSIÓN			-	
	DENSIDAD	710		kg/m ³				EFICACIA DE SOLDADURA			1	
	FRACCIÓN VACÍO	0.50						ESTRÉS MÁXIMO PERMITIDO			112	MPa
								RADIOGRAFIADO			total	
CONSTRUCCIÓN	DIMENSIONES	DIÁMETRO	2.50		m		MATERIALES	DESCRIPCIÓN				
		LONG. / ALT.	16.0		m			CUERPO	ASTM A387 GR.12			
		ESPESOR	0.07		mm			TAPAS/FONDOS	ASTM A387 GR.12			
	FONDOS	SUPERIOR	0.10		mm			BRIDAS CUERPO	ASTM A182 F12 600 lb			
		INFERIOR	0.10		mm			VALONA BRIDAS CUERPO	ASTM A182 F12			
	VOL. / PESO	VOL. ÚTIL	65.5		m ³			BRIDAS TUBULADUR.	ASTM A182 F12			
		VOL. TOTAL	65.0		m ³			TUBULADURAS	ASTM A387 GR.12			
		PESO	112		tn			VORTEX BREAKER	ASTM A387 GR.12			
	INSTALACIÓN							SOPORTES PARA INTERNOS	ASTM A387 GR.12			
	REACTOR	Cilíndrico						JUNTAS EXTERNAS	Espirometálicas			
	CABEZAL	Toriosférico Korbogen										
	FONDO	Toriosférico Korbogen										
	NÚMERO DE LECHOS	3										
	TIPO DE DISTRIBUIDOR	<i>Bubble cap tray</i>										
AISLAMIENTO	Sí											
PINTURA	-											
SOPORTE	Cuatro patas soldadas											
TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO			D.N.	RATING					
	E1	1	Nozzle de entrada reactivos			3"						
	E2	1	Nozzle auxiliar de entrada			3"						
	E3	1	Nozzle de entrada de nitrógeno			1 1/4"						
	E4	1	Nozzle de entrada de hidrógeno para refrigeración			2"						
	E5	1	Nozzle de entrada de hidrógeno para refrigeración			2"						
	E6/E7/E8	3	Boca de hombre lateral			24"						
	S1	1	Nozzle para la PSV-101			3"						
	S2/S3/S4	3	Nozzle para el vaciado del catalizador			16"						
	S5	1	Nozzle de salida de productos			4"						
	S6	1	Nozzle auxiliar de salida de productos			4"						
T1/T2/T3	3	Nozzle para los transmisores e indicadores de temperatura			1"							
P4/P5/P6	3	Nozzle para el transmisor e indicador de nivel			1"							
NOTAS	Se incorporan dos corrientes de hidrógeno en la salida de cada lecho para controlar la temperatura del reactor											
	Otros:											
	La estructura dispone de escaleras para que los operarios suban al reactor.											
	Barandilla para la seguridad de los operarios.											



REV. MARK	REVISION	BY	CHK	DATE	REV. MARK	REVISION	BY	CHK	DATE	REV. MARK	REVISION	BY	CHK	DATE	DESIGNED	<h2 style="margin: 0;">DISEÑO REACTOR</h2>			
															JESSICA GARCÍA FLORES				
															JESSICA GARCÍA FLORES				
															CHECKED				
															KATHERINE GÓMEZ FRANCO				
															APPROVED				
															PROJECT NUMBER	SCALE	BLOCK	REV.	
															TFGEQ_2205	-	-	V-1	

4.3.5. Separador

La corriente del efluente del reactor tras ser enfriada es separada en un separador de alta presión (HPS) en productos líquidos tratados con hidrógeno y gases ricos en hidrógeno no condensables (sulfuro de hidrógeno, propano, butano y pentano). Esta corriente de gases se envía a la planta desulfuradora de ASESА para extraerle el H₂S.

Para remover individualmente el gas y el hidrocarburo líquido se emplea un separador bifásico vertical de alta presión. Estos separadores son costosos pero fáciles de limpiar, ahorran espacio y el control del nivel de líquido no es crítico.

Para seleccionar las condiciones adecuadas de operación se realizó un análisis de sensibilidad para estudiar las diferentes alternativas y configuraciones. Se ha variado la temperatura de operación para ver la evolución de la composición de la corriente de gases de salida.

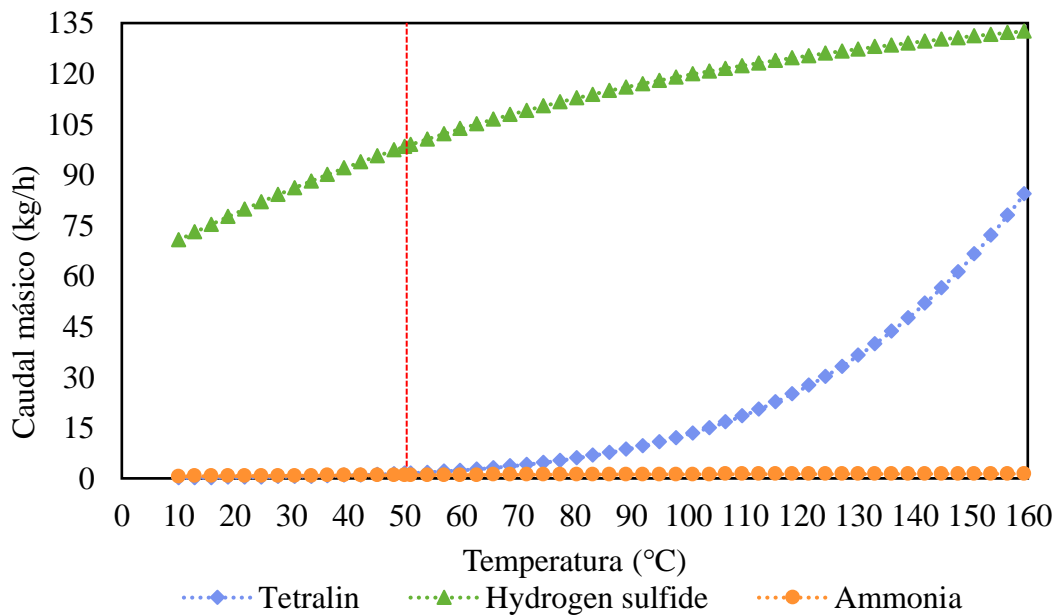


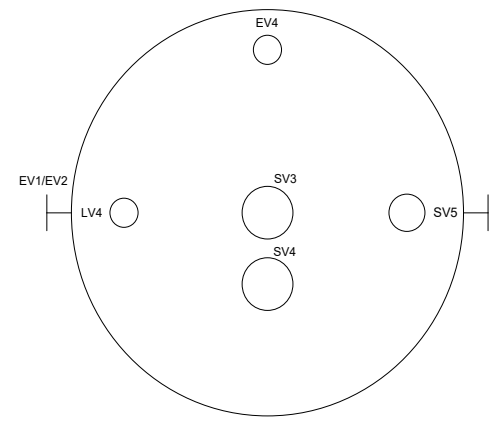
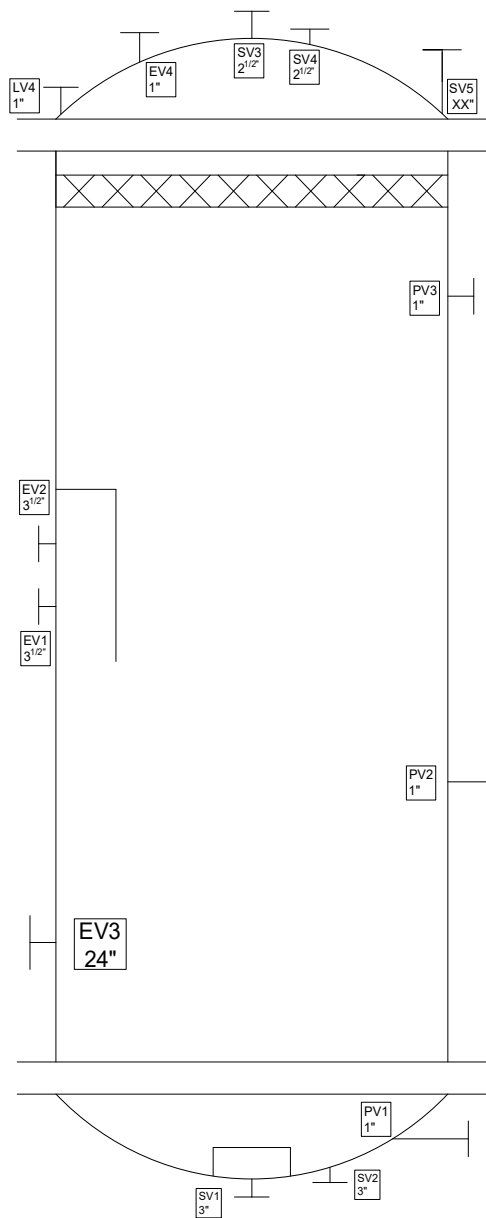
Figura 4.6. Representación gráfica del caudal másico de los compuestos de la corriente de salida de gases en función de la temperatura.

Como se puede observar en la figura anterior los caudales de tetralina y de sulfuro de hidrógeno que salen por la corriente de salida de gases del separador son directamente proporcionales a la temperatura. Es conveniente que la máxima cantidad de tetralina sea obtenida por la corriente de salida de líquidos por lo tanto se ha decidido operar a una temperatura de 50°C a pesar de obtener un poco menos de sulfuro de hidrógeno por la corriente gaseosa. Dicho sulfuro de hidrógeno luego será retirado en la sección de *stripper*, sin embargo, la tetralina saliente por los gases del separador no podrá ser recuperada.

En el separador vertical en la alimentación al separador se encuentra un deflector para disminuir la velocidad a la que entra el fluido. El líquido desciende hasta la sección de recogida de líquido del recipiente. La separación secundaria se produce en la sección superior de decantación por gravedad. En la sección de decantación por gravedad, las gotas de líquido caen verticalmente hacia abajo en contracorriente con el flujo de gas ascendente. El separador cuenta con una sección de extracción de niebla para capturar las pequeñas gotas de líquido.

La hoja de especificación del separador y de la válvula de seguridad se encuentran a continuación.

PROYECTO	Desulfuración de gasoil	ESPECIFICACIÓN	Nº	2
EMPRESA	TFGEQ_2205		HOJA Nº	2 de 2
FÁBRICA	ASESA	Separador	FECHA	16/05/2022
PLANTA			PREPARADO	Katherine Gómez
ÍTEM	S-101		REVISADO	Patricia Altozano
SERVICIO	Separador		APROBADO	Katherine Gómez
		TFGEQ_2205	Nº UNIDADES	1



4.3.6. Stripper

Para conseguir el diésel desulfurado, la corriente líquida proveniente del separador se dirige a la sección de agotamiento.

A causa de que dicha corriente presenta un contenido importante de sulfuro de hidrógeno y amoníaco y siendo necesario su tratamiento, implementar una columna de *stripper* es la mejor opción para la separación, ya que elimina los dos componentes en una unidad sencilla. Es preciso emplear una torre de platos perforados y una desorción con vapor de baja presión llevándose los componentes que se desean eliminar. También existe la posibilidad de acidificar la corriente con ácido clorhídrico o sulfúrico, sin embargo, no permite eliminar el amoníaco y conlleva problemas de corrosión.

La corriente líquida entra por la parte superior del *stripper* y el vapor de baja presión se introduce por el fondo. Realizándose un estudio para la optimización de la columna, se obtiene que con las condiciones de trabajo de 199.3°C de temperatura, 1.5 bar de presión y un caudal de 23529 kg/h en la corriente de entrada, se consigue separar mayoritariamente el azufre y trazas de otros compuestos no deseados como el amoníaco. El vapor que asciende elimina estos compuestos del líquido que fluye descendentemente. A continuación, se muestra en la tabla las condiciones de la corriente de vapor.

Tabla 4.16. Especificaciones de la corriente de vapor de baja presión.

Parámetros	Valores
Caudal (kg/h)	707
Temperatura (°C)	350
Presión (bar)	3.73

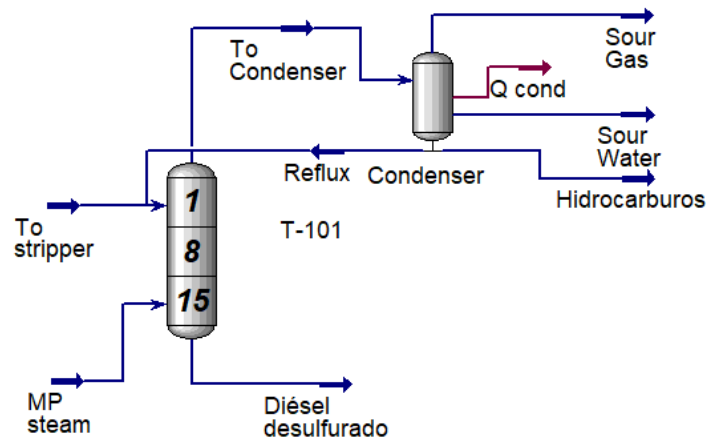


Figura 4.7. Esquema de la columna de *stripping*.

Se obtiene un proceso eficiente de *stripping* llegando a eliminar el 99% de H₂S que se dirige hacia la cabeza de columna, saliendo por la corriente de gas amargo. Para eliminar estos compuestos se emplea un incremento de la temperatura que conlleva un aumento en las cantidades de H₂S y NH₃ libres presentes en la disolución, por lo que su eliminación será más fácil. Mientras que la presión debe ser la menor posible para favorecer la separación.

Se fija que la temperatura de reflujo deba ser de 49°C, ya que interesa que sea la menor posible para perder la menor cantidad de diésel por la fase vapor.

Se ha comprobado que pocas etapas son suficientes para eliminar por completo todo el azufre, por lo tanto, se han empleado 15 para obtener una mayor eficacia en la separación y recuperar parcialmente el diésel que se obtiene por cabeza de columna.

La configuración de la columna ha permitido obtener una cantidad de 8 ppm de azufre en la corriente de diésel desulfurado, que inicialmente contenía 21400 ppm, cumpliendo con el objetivo establecido.

Para llevar a cabo el estudio de las diferentes variables, se hace uso de una simulación de la unidad de *stripper* mediante el programa Aspen HYSYS. Teniéndose en cuenta las consideraciones realizadas anteriormente (temperatura de reflujo y composición de azufre en la corriente de gas amargo), se emplea para la caracterización de las propiedades fisicoquímicas del fluido tratado, un paquete basado en la ecuación de estado de Peng-Robinson (PR).

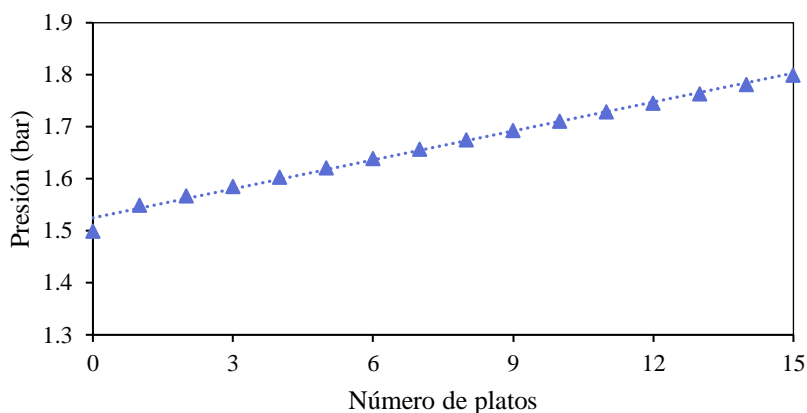


Figura 4.8. Perfil de la presión en función del número de platos de la columna.

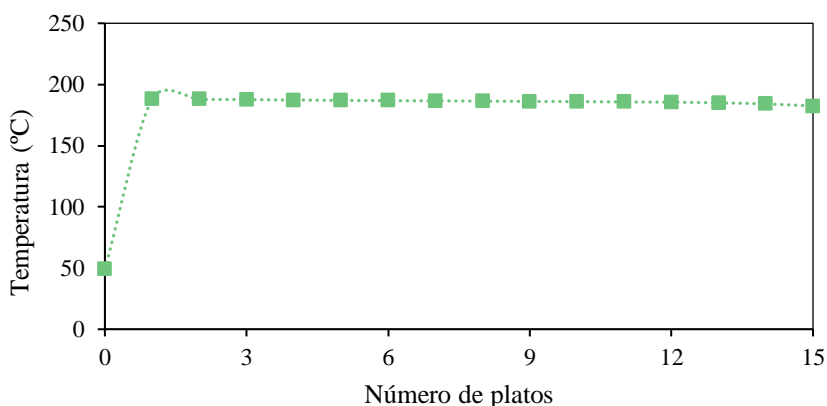
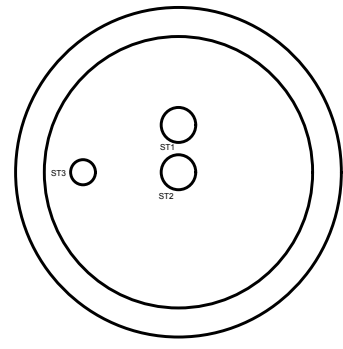
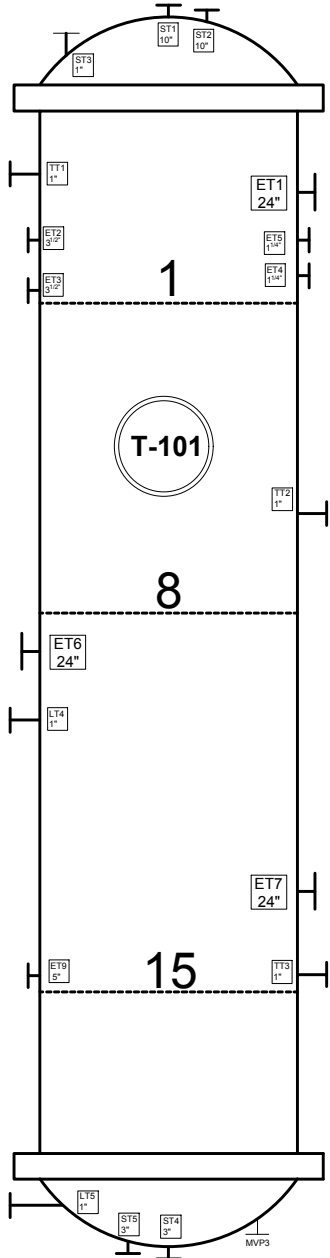


Figura 4.9. Perfil de temperatura en función del número de platos de la columna.

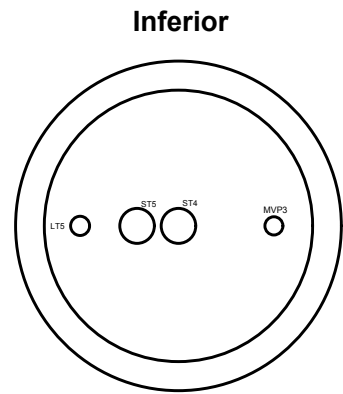
Los *reboilers* son intercambiadores de calor que se utilizan sobre todo para proporcionar vapor a partir del producto de fondo de columna de destilación. Se puede observar que en la Figura 4.7 la columna de *stripper* no tiene implementado dicho *reboiler*. Esto se debe a que en el fondo de columna se alcanzan altas temperaturas y como consecuencia el reflujo proveniente del *reboiler* es mínimo, y no aporta el calor necesario para una separación eficiente.

A continuación, se muestran las hojas de especificación de la columna *stripper* y de las válvulas de seguridad de dicho equipo, del acumulador de reflujo y de la zona de alimentación al *stripper*.

PROYECTO	Desulfuración de gasoil	ESPECIFICACIÓN	Nº	2
EMPRESA	TFGEQ_2205		HOJA Nº	2 de 2
FÁBRICA	ASESA	Stripper	FECHA	17/5/22
PLANTA			PREPARADO	Patricia Altozano
ÍTEM	T-101		REVISADO	Jessica García
SERVICIO	Stripper		APROBADO	Patricia Altozano
		TFGEQ_2205	Nº UNIDADES	1



Planta



Inferior

5. ESTUDIO HAZOP CUANTITATIVO

Con la metodología de Análisis Funcional de Operatividad o también HAZOP, se analizarán los puntos clave de la unidad de desulfuración de diésel con el fin de tomar las medidas de seguridad necesarias para minimizar los riesgos asociados. Tras el análisis, se propondrán las acciones correctoras necesarias para su prevención.

La metodología del análisis de riesgos se encuentra recogida en el anexo A.A.4 [10]

5.1. Estudio HAZOP

A continuación, se muestra el estudio HAZOP realizado al proceso de este proyecto.

Tabla 5.1. HazOp del reactor R-101.

Nodo: Zona de reacción.

Intención: El reactor se alimenta con una corriente de diésel e hidrógeno previamente precalentada en el intercambiador E-101 y el horno H-101. Dispone de dos corrientes de refrigeración con hidrógeno.

Diagrama: P&ID_101.

Parámetros: Flujo

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguardas	C	F	R	Acciones de mejora
No	No flujo en alimentación R-101.	100. El controlador de caudal FC 012 (cierra totalmente).	100.1 Producto fuera de especificación. Cavitación de la bomba P-101 A/B. Posible deterioro del cierre mecánico. Posibilidad de explosión.	2	-1	C	100.1.1 Implementación de un doble cierre mecánico para evitar posibles fugas de producto al exterior. (1 IPL) 100.1.2 Alarma de bajo caudal en FIT 010. (1 IPL) 100.1.3. Válvula manual MV 014 abre.	2	-4	D	
		101. La válvula FC 032 (cierra totalmente).	101.1 Disminución de la cantidad de hidrógeno en el reactor. Producto fuera de especificación. No consecuencias de seguridad.								
	No flujo entrada refrigeración.	102. Válvula TC 080,100 o 110 (cierra totalmente).	102.1 Sobrecalentamiento de R-101. Aumento de la temperatura y presión en el interior del reactor, acelerando la tasa de desactivación del catalizador. Riesgo catastrófico.	4	-1	A	102.1.1 La válvula PSV-101 abrirá a 58 barg (4 IPL). 102.1.2 Indicadores TIT-R001/R002/R003 y PIT-R004/R005/R006 marcarían alta temperatura y presión respectivamente.	3	-5	D	
	No flujo en salida R-101.	103. Válvula PC 123 (cierra totalmente).	103.1 Aumento de la presión en R-101 con posibilidad de rotura catastrófica.	4	-1	A	103.1.1 <i>Same as</i> 102.1.1. 103.1.2 <i>Same as</i> 102.1.2. 103.1.3. Válvula manual MV 125 abre.	3	-5	D	
	No flujo de gas natural en H-101. No flujo de aire en H-101.	104. Válvula FC 602 (cierra). 105. Válvula FC 611 (cierra).	104.1 Diferentes condiciones de proceso para llevar a cabo la reacción. No consecuencias de seguridad. 105.1 <i>Same as</i> 104.1.				105.1.1. Alarma de bajo caudal en FIT 610.				
Más	Más flujo en alimentación R-101.	106. Válvula FC 012 queda totalmente abierta.	106.1 Producto fuera de especificación. No consecuencias de seguridad.								
		107. Válvula FC 032 queda totalmente abierta.	107.1 Mayor cantidad de hidrógeno en el reactor. No consecuencias de seguridad.								
	Más flujo entrada refrigeración.	108. Válvula TC 080, 100 o 110 (cierra).	108.1 Posible bajada de la temperatura media entre lechos del reactor con pérdida de eficiencia. No consecuencias de seguridad.								

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguardas	C	F	R	Acciones de mejora
Más	Más flujo en salida R-101. Más flujo de gas natural en H-101. Más flujo de aire en H-101.	109. Válvula PC 123 (abre completamente). 110. Válvula FC 602 (abre). 111. Válvula FC 611 (abre)	109.1 Disminución de la presión y temperatura del reactor. Producto fuera de especificación. No consecuencias de seguridad. 110.1 <i>Same as</i> 104.1. 111.1 <i>Same as</i> 104.1.				110.1.1. Alarma de alto caudal en FIT 600. 111.1.1. Alarma de alto caudal en FIT 610.				
Menos	Menos flujo en alimentación R-101. Menos flujo entrada refrigeración Menos flujo en salida R-101 Menos flujo de gas natural en H-101. Menos flujo de aire en H-101.	112. Válvula FC 012 (cierra). 113. Válvula FC 032 (cierra). 114. Válvula TC 080,100 o 110 (cierra). 115. Válvula PC 123 (cierra). 116. Válvula FC 602 (cierra). 117. Válvula FC 611 (cierra).	112.1 <i>Same as</i> 100.1. 113.1 <i>Same as</i> 101.1. 114.1 <i>Same as</i> 102.1. 115.1 <i>Same as</i> 103.1. 116.1 <i>Same as</i> 104.1. 117.1 <i>Same as</i> 104.1.	2	-1	C	112.1.1. <i>Same as</i> 100.1.1. 112.1.2. <i>Same as</i> 100.1.2. 112.1.3. <i>Same as</i> 100.1.3. 113.1.1. <i>Same as</i> 101.1.1. 113.1.2. <i>Same as</i> 101.1.2. 114.1.1 <i>Same as</i> 102.1.1. 114.1.2 Alarma de alta temperatura en TIT R001/R002/R003. 115.1.1 <i>Same as</i> 102.1.1. 115.1.2 <i>Same as</i> 102.1.2. 115.1.3 <i>Same as</i> 102.1.3. 116.1.1 <i>Same as</i> 104.1.1. 116.1.2. <i>Same as</i> 104.1.2. 117.1.1 <i>Same as</i> 105.1.1.	2	-4	D	
Inverso	Flujo inverso	118. Parada instantánea de P-101.	118.1 Deterioro del cierre mecánico y salida de producto al exterior.	2	-1	C	118.1.1 Doble cierre mecánico para evitar fugas al exterior (1 IPL). 118.1.2 Válvula antirretorno (1 IPL).	2	-3	D	

Nodo: Zona de reacción.

Intención: El reactor se alimenta con una corriente de diésel e hidrógeno previamente precalentada en el intercambiador E-101 y el horno H-101. Dispone de dos corrientes de refrigeración con hidrógeno.

Diagrama: P&ID_101.

Parámetros: Presión.

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguardas	C	F	R	Acciones de mejora
Más	Más presión en R-101.	119. Fuego externo. 120. Bloqueo válvula ABV 121 de salida de R-101. 121. Válvula PC 123 (cierra).	119.1 Aumento de la presión en R-101 con posibilidad de rotura catastrófica. 120.1 <i>Same as</i> 103.1. 121.1. <i>Same as</i> 103.1.	4	-2	B	119.1.1. <i>Same as</i> 102.1.1. 120.1.1 <i>Same as</i> 102.1.1. 120.1.2. <i>Same as</i> 102.1.2. 121.1.1 <i>Same as</i> 102.1.1. 121.1.2. <i>Same as</i> 102.1.2. 121.1.3. <i>Same as</i> 103.1.3.	4	-6	D	-
Menos	Menos presión en R-101.	122. Válvula PC 123 (abre completamente).	122.1 <i>Same as</i> 109.1.				117.1 <i>Same as</i> 109.1.1.				

Nodo: Zona de reacción.

Intención: El reactor se alimenta con una corriente de diésel e hidrógeno previamente precalentada en el intercambiador E-101 y el horno H-101. Dispone de dos corrientes de refrigeración con hidrógeno.

Diagrama: P&ID_101.

Parámetros: Temperatura

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguardas	C	F	R	Acciones de mejora
Más	Más temperatura en R-101.	123. TIT R001, R002 o R003 lee menor temperatura de la real.	123.1 <i>Same as</i> 102.1.	4	-1	A	123.1.1 <i>Same as</i> 102.1.1. 123.1.2 <i>Same as</i> 114.1.2.	3	-5	D	
		124. Válvula PC 123 (cierra).	124.1. <i>Same as</i> 103.1.				124.1.1. <i>Same as</i> 102.1.1. 124.1.2. <i>Same as</i> 102.1.2. 124.1.3. <i>Same as</i> 102.1.3 124.1.4. Alarma de alta temperatura en TIT 050.				
		125. TC 080, 100 o 110 (cierra completamente).	125.1. <i>Same as</i> 102.1.	4	-1	A	125.1.1. <i>Same as</i> 102.1.1. 125.1.2. <i>Same as</i> 114.1.2.				
Menos	Menos temperatura en R-101.	126. Válvula PC 123 (abre completamente).	126.1 <i>Same as</i> 109.1.				126.1.1. <i>Same as</i> 109.1.1.				
		127. TIT R001, R002 o R003 lee mayor temperatura de la real.	127.1 <i>Same as</i> 108.1.				127.1.1. <i>Same as</i> 107.1.1.				
		128. TC 080, 100 o 110 (abre completamente).	128.1 <i>Same as</i> 108.1.				128.1.1. <i>Same as</i> 107.1.1.				

Nodo: Zona de reacción.

Intención: El reactor se alimenta con una corriente de diésel e hidrógeno previamente precalentada en el intercambiador E-101 y el horno H-101. Dispone de dos corrientes de refrigeración con hidrógeno.

Diagrama: P&ID_101.

Parámetros: Composición.

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguardas	C	F	R	Acciones de mejora
Otra	Otra composición en alimentación R-101.	129. Menor cantidad de hidrógeno. 130. Mayor cantidad de hidrógeno.	129.1 Imposibilidad de llevar a cabo la reacción. No consecuencias de seguridad. 130.1 Disminución de las condiciones de operación. Producto fuera de especificación. Riesgo de pérdida económica. No consecuencias de seguridad.								

Nodo: Zona de reacción.

Intención: El reactor se alimenta con una corriente de diésel e hidrógeno previamente precalentada en el intercambiador E-101 y el horno H-101. Dispone de dos corrientes de refrigeración con hidrógeno.

Diagrama: PI&D_101.

Parámetros: *As well as*.

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguadas	C	F	R	Acciones de mejora
<i>As well as</i>	<i>As well as</i> corrosión/erosión.	131. Corrosión bajo aislamiento en R-101.	131.1 Fuga de producto inflamable con posibilidad de explosión.	3	-3	C	Programa de inspección en vigor.	2	-4	D	

Nodo: Zona de reacción.

Intención: El reactor alimenta con una corriente de diésel e hidrógeno previamente precalentada en el intercambiador E-101 y el horno H-101. Dispone de dos corrientes de refrigeración con hidrógeno.

Diagrama: P&ID_101.

Parámetros: *No utilities*.

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguadas	C	F	R	Acciones de mejora
No	<i>No utilities</i> .	132. Fallo energía eléctrica. 133. Fallo aire de instrumentos. 134. Fallo hidrógeno de refrigeración.	132.1. Same as 100.1 133.1. Same as 118.1. 133.1. <i>Same as</i> 100.1. 133.2. <i>Same as</i> 101.1. 133.3. <i>Same as</i> 102.1. 133.4. <i>Same as</i> 104.1. 134.1. <i>Same as</i> 102.1. 134.2. <i>Same as</i> 108.1.								

Tabla 5.2. HazOp *stripper* T-101.

Nodo: Zona de agotamiento

Intención: Calentamiento y despresurización previa a la columna *stripper* para acabar de separar el diésel desulfurado de gases nocivos para el proceso como el H₂S y el NH₃.

Diagrama: P&ID_102.

Parámetro: Nivel

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguadas	C	F	R	Acciones de mejora
Más	Más nivel en fondos T-101	200. Fallo LIT T004 (lee menor nivel del real).	200.1 Inundación del <i>stripper</i> . Aumento de presión. Si PC 222 no es capaz de aliviar todo el producto, aumento de la presión por encima de diseño y rotura catastrófica de la columna.	4	-1	A	200.1.1. La válvula de seguridad PSV-103 abrirá (4 IPL). 200.1.2. Abre MV 224 (1 IPL). 200.1.3. Alarma de alto nivel en LIT T004.	4	-6	D	
	Más nivel en TK-101.	201. Fallo LIT TK001 (lee menor nivel del real).	201.1 Posibilidad de inundación de TK-101. Si PC 222 no es capaz de aliviar todo el producto, aumento de la presión por encima de diseño y rotura catastrófica de la columna. Posibilidad de explosión.	4	-1	A	201.1.1. La válvula de seguridad PSV-104 abrirá. (4 IPL). 201.1.2. Alarma de alto nivel en LIT TK001. 201.1.3. <i>Same as</i> 200.1.2.	4	-6	D	
		202. Fallo bomba centrífuga P-102.	202.1. <i>Same as</i> 201.1.	3	-1	B	202.1.1. <i>Same as</i> 201.1.1. 202.1.2. <i>Same as</i> 201.1.2.	3	-5	D	

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguadas	C	F	R	Acciones de mejora
Menos	Menos nivel en fondos T-101.	203. Fallo LIT T004 (lee mayor nivel del real).	203.1. No consecuencias de seguridad.								
	Menos nivel en TK-101.	204. Fallo controlador LIT TK001 (lee mayor nivel del real).	204.1. Cavitación de la bomba centrífuga P-102. Posible deterioro del cierre mecánico. Posibilidad de explosión.	2	-1	C	204.1.1. Se ha implementado un doble cierre mecánico para evitar posibles fugas de producto al exterior. (1 IPL). 204.1.2. Alarma de bajo nivel en LIT TK001 (1 IPL).	2	-3	D	

Nodo: Zona de agotamiento

Intención: Calentamiento y despresurización previa a la columna *stripper* para acabar de separar el diésel desulfurado de gases nocivos para el proceso como el H₂S y el NH₃.

Diagrama: P&ID_102.

Parámetro: Flujo.

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguadas	C	F	R	Acciones de mejora
No	No flujo en alimentación T-101.	205. Fallo FC 195 (cierra).	205.1. Inestabilidad de la columna, con posibilidad de conicidad en los platos. No consecuencias de seguridad.								
		206. Falta de alimentación.	206.1. <i>Same as</i> 205.1.								
	No flujo en el reflujo de T-101.	207. Fallo FC 272 (cierra).	207.1. Mayor temperatura y presión en cabeza de columna. Posibilidad de rotura catastrófica.	4	-1	A	207.1.1 <i>Same as</i> 200.1.1. 207.1.2. Válvula MV 274 abre (1 IPL).	4	-6	D	
	No flujo en incondensables.	208. Fallo PC 222 (cierra).	208.1. Aumento de presión en TK-101, impidiendo condensación en E-104. Posibilidad de rotura catastrófica.	4	-1	A	208.1.1. <i>Same as</i> 201.1.1. 208.1.2. <i>Same as</i> 200.1.2.	4	-6	D	
	No flujo de hidrocarburos a tanque.	209. Fallo LC 261 (cierra).	209.1. <i>Same as</i> 201.1.	4	-1	A	209.1.1. <i>Same as</i> 201.1.1. 209.1.2. <i>Same as</i> 200.1.2.	4	-6	D	
	No flujo de agua amarga.	210. Fallo LC 231 (cierra).	210.1. <i>Same as</i> 201.1.	4	-1	A	210.1.1. <i>Same as</i> 201.1.1. 210.1.2. <i>Same as</i> 200.1.2.	4	-6	D	
	No flujo de diésel a tanque.	211. Fallo LC 283 (cierra).	211.1. <i>Same as</i> 200.1.	4	-1	A	211.1.1. <i>Same as</i> 200.1.1. 211.1.2. <i>Same as</i> 200.1.2.	4	-6	D	
No flujo de LPS	212. Fallo FC 502 (cierra).	212.1. Incorrecta separación. No consecuencias de seguridad.									
Más	Más flujo en alimentación T-101.	213. La válvula FC 196 (totalmente abierta).	213.1. Posible disminución de la capacidad de separación cabeza-fondos. Inundación de bajantes y goteo en platos. No consecuencias de seguridad.								
	Más flujo en reflujo T-101.	214. Válvula de control FC 272 (totalmente abierta).	214.1 <i>Same as</i> 213.1.								
	Más flujo en incondensables TK-101.	215. Válvula PC 222 (totalmente abierta).	215.1. Disminución de la presión en columna. No consecuencias de seguridad.								

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguardas	C	F	R	Acciones de mejora
Más	Más flujo de hidrocarburos a tanque.	216. Válvula LC 261 (abierta).	216.1. <i>Same as</i> 204.1.	2	-1	C	216.1.1. <i>Same as</i> 204.1.1. 216.1.2. <i>Same as</i> 204.1.2.	2	-3	D	
Menos	Más flujo de pesados a tanque.	217. Válvula de control LC 284 (abierta).	217.1. Vaciado de fondos de T-101 con posibilidad de escape de gas a tanques. Producto fuera de especificación. No consecuencias de seguridad.								
	Más flujo de LPS.	218. Válvula de control FC 502 (totalmente abierta).	218.1. Aumento de la temperatura y presión de la columna. Posible rotura catastrófica	4	-1	A	218.1.1. Válvula PSV-103 abrirá a 2.5 barg. (4 IPL) 218.1.2. Alarma de alto caudal en FIT 500.	3	-5	D	
	Menos flujo en alimentación T-101.	219. Fallo FC 195 (cierra).	219.1. <i>Same as</i> 205.1.								
	Menos flujo en reflujo T-101.	220. Fallo FC 272 (cierra)	220.1. <i>Same as</i> 207.1.	4	-1	A	220.1.1 <i>Same as</i> 200.1.1. 220.1.2. Válvula MV 274 abre (1 IPL).	4	-6	4	
	Menos flujo en incondensables TK-101.	221. Fallo PC 222 (cierra)	221.1. <i>Same as</i> 208.1.	4	-1	A	221.1.1. <i>Same as</i> 201.1.1. 221.1.2. <i>Same as</i> 200.1.2.	4	-6	4	
	Menos flujo de hidrocarburos a tanque.	223. Fallo FC 261 (cierra)	222.1. <i>Same as</i> 201.1.								
	Menos flujo de pesados a tanque.	224. Fallo FC 171 (cierra)	222.2. <i>Same as</i> 200.1.								
Inverso	Flujo inverso.	222. Parada de la bomba P-102	222..1 Deterioro del cierre mecánico y salida de producto al exterior.	2	-1	C	222.1.1 Doble cierre mecánico para evitar fugas al exterior (1 IPL). 222.1.2 Válvula antirretorno (1 IPL).	2	-3	D	

Nodo: Zona de agotamiento

Intención: Calentamiento y despresurización previa a la columna *stripper* para acabar de separar el diésel desulfurado de gases nocivos para el proceso como el H₂S y el NH₃.

Diagrama: P&ID_102.

Parámetro: Presión.

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguardas	C	F	R	Acciones de mejora
Más	Más presión en T-101.	225. Fuego externo	224.1. Evaporación de la fase líquida de la columna T-101. Rotura catastrófica de la columna y TK-101 con posibilidad de explosión.	4	-2	B	224.1.1. Válvula de seguridad PSV-103 (4 IPL).	4	-6	D	
		226. Fallo agua de refrigeración E-104.	225.1. Aumento de presión por no condensación en E-104 con posible rotura catastrófica y explosión.	4	-1	A	225.1.1. <i>Same as</i> 200.1.1. 225.1.2. Válvula MV 423 abre. 225.1.3. Válvula MV 201 abre.	4	-6	D	-
		227. Fallo bomba P-102.	226.1. <i>Same as</i> 201.1.	4	-1	A	226.1.1. <i>Same as</i> 201.1.1. 226.1.2. <i>Same as</i> 201.1.2.	4	-6	D	
		228. Rotura tubo condensador E-104.	227.1. Entrada de agua de refrigeración al sistema. Posibilidad de aumento de presión y rotura catastrófica de T-101 y TK-101.	4	-4	C	227.1.1. <i>Same as</i> 200.1.1. 227.1.2. Válvula MV 201 abre.	4	-8	D	-

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguardas	C	F	R	Acciones de mejora
Más	Más presión en T-101.	229. Taponamiento de tubos en E-104.	228.1. Aumento de la presión en T-101, impidiendo la condensación en E-104. Posibilidad de rotura catastrófica.	4	-4	C	228.1.1. <i>Same as</i> 227.1.2.	4	-6	D	
		230. Fallo de FC 272 (cierra): No hay reflujo.	229.1. <i>Same as</i> 207.1.	4	-1	A	229.1.1. <i>Same as</i> 200.1.1. 229.1.2. <i>Same as</i> 207.1.2.	4	-6	D	
		231. Fallo del bucle PC 222 (cierra): No hay salida de incondensables.	231.1. <i>Same as</i> 208.1	4	-1	A	230.1.1. <i>Same as</i> 201.1.1. 230.1.2. <i>Same as</i> 200.1.2.	4	-6	D	
		232. Fallo en válvula PR 190.	232.1. Aumento de la presión en el <i>stripper</i> . Si PC 222 no es capaz de aliviar la presión. Posibilidad de explosión.	4	-1	A	232.1.1. PSV 104 abrirá a 14 barg. 232.1.1. Alarma de alta presión en PIT 181.	4	-6	D	
Menos	Menos presión en T-101	233. Fallo del bucle PC 222 (abre completamente).	233.1. No consecuencias de seguridad.								

Nodo: Zona de agotamiento

Intención: Calentamiento y despresurización previa a la columna *stripper* para acabar de separar el diésel desulfurado de gases nocivos para el proceso como el H₂S y el NH₃.

Diagrama: P&ID_102.

Parámetro: Temperatura.

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguardas	C	F	R	Acciones de mejora
Más	Más temperatura en T-101 y TK-101.	234. Fallo agua de refrigeración en E-104.	234.1. <i>Same as</i> 226.1.	4	-1	A	232.1.1. <i>Same as</i> 200.1.1. 232.1.2. <i>Same as</i> 225.1.2.	4	-6	D	
Menos	Menos temperatura en T-101.	235. Fallo PC 222 (abre totalmente).	235.1. <i>Same as</i> 233.1.								
		236. Rotura tubo E-104.	236.1. <i>Same as</i> 228.1.	4	-4	C	234.1.1. <i>Same as</i> 200.1.1. 234.1.2. <i>Same as</i> 227.1.2.	4	-8	D	

Nodo: Zona de agotamiento

Intención: Calentamiento y despresurización previa a la columna *stripper* para acabar de separar el diésel desulfurado de gases nocivos para el proceso como el H₂S y el NH₃.

Diagrama: P&ID_102.

Parámetro: Otra.

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguardas	C	F	R	Acciones de mejora
Otra	Otra composición en la alimentación T-101.	237. Mayor cantidad de H ₂ S. Mayor cantidad de diésel.	237.1. Producto fuera de especificación. No consecuencias de seguridad.								
	Otra fase en TK-101.	238. Rotura tubo condensador E-104.	238.1. <i>Same as</i> 228.1.	4	-4	C	234.1.1. <i>Same as</i> 200.1.1. 234.1.2. <i>Same as</i> 227.1.2.	4	-8	D	

Nodo: Zona de agotamiento

Intención: Calentamiento y despresurización previa a la columna *stripper* para acabar de separar el diésel desulfurado de gases nocivos para el proceso como el H₂S y el NH₃.

Diagrama: P&ID_102.

Parámetro: *As well as*

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguardas	C	F	R	Acciones de mejora
<i>As well as</i>	<i>As well as</i> corrosión/erosión en T-101 y K-101.	239. Corrosión bajo aislamiento.	239.1. Fuga de producto inflamable al exterior con posibilidad explosión.	3	-3	C	237.1.1. Programa de inspección en vigor (1 IPL). 237.1.2. <i>Same as</i> 204.1.2.	3	-5	D	
		240. Erosión en tubos de E-104 por choque directo del vapor de agua.	240.1. Rotura tubo reboiler E-104. <i>Same as</i> 228.1.	4	-4	C	238.1.1. <i>Same as</i> 200.1.1. 238.1.2. <i>Same as</i> 227.1.2.	4	-8	D	

Nodo: Zona de agotamiento

Intención: Calentamiento y despresurización previa a la columna *stripper* para acabar de separar el diésel desulfurado de gases nocivos para el proceso como el H₂S y el NH₃.

Diagrama: P&ID_102.

Parámetro: *No utilities*

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguardas	C	F	R	Acciones de mejora	
No	<i>No utilities.</i>	241. Fallo energía eléctrica.	241.1. <i>Same as</i> 201.1. 241.2. <i>Same as</i> 222.1.	4	-1	A	239.1.1. <i>Same as</i> 201.1.1. 239.1.2. <i>Same as</i> 200.1.2.	4	-6	D		
		242. Fallo agua refrigeración.	242.1. <i>Same as</i> 207.1.	4	-1	A	240.1.1. <i>Same as</i> 200.1.1. 240.1.2. <i>Same as</i> 207.1.2.	4	-6	D		
		243. Fallo vapor de baja presión.	243.1. <i>Same as</i> 212.1.									
		244. Fallo aire de instrumentos	244.1. <i>Same as</i> 200.1. 244.2. <i>Same as</i> 204.1. 244.3. <i>Same as</i> 205.1. 244.4. <i>Same as</i> 207.1. 244.5. <i>Same as</i> 208.1. 244.6. <i>Same as</i> 213.1.									

Tabla 5.3. HazOp del separador V-101.

Nodo: Zona de separación.

Intención: La corriente de salida del reactor se enfría en los intercambiadores E-102 y E-103 para posteriormente ser introducida en un separador de dos fases a alta presión, la corriente de salida de líquidos se envía a la zona de agotamiento.

Diagrama: P&ID_102.

Parámetro: Nivel.

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguardas	C	F	R	Acciones de mejora
Más	Más nivel en V-101.	300. Fallo LIT V002 (lee menor nivel del real).	300.1. Posibilidad de inundación de V-101. Si PC 160 no es capaz de aliviar los incondensables, aumento de la presión por encima diseño y ruptura del equipo. Posibilidad de explosión.	4	-1	A	300.1.1. La válvula de seguridad. PSV-102 abrirá a 55.4 barg (4 IPL). 300.1.2. Alarma de alto nivel en LIT V002. (1 IPL).	4	-6	D	

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguardas	C	F	R	Acciones de mejora
Más	Más nivel en V-101.	301. Fallo controlador LC 172 (cierra).	301.1. <i>Same as</i> 300.1.	4	-1	A	301.1.1. <i>Same as</i> 300.1.1. 301.1.2. Abre válvula MV 174. (1 IPL)	4	-6	D	
Menos	Menos nivel en V-101.	302. Fallo controlador LIT V002 (lee mayor nivel del real).	302.1. Posibilidad de vaciado del V-101. Aumento de la temperatura y presión en el equipo.	4	-1	A	302.1.1. <i>Same as</i> 300.1.1. 302.1.2. Alarma de bajo nivel en LIT V002.	4	-6	D	
		303. Fallo controlador LC 172 (abre completamente).	303.1. <i>Same as</i> 302.1.	4	-1	A	303.1.1. <i>Same as</i> 300.1.1. 303.1.2. <i>Same as</i> 302.1.2.	4	-6	D	

Nodo: Zona de separación.

Intención: La corriente de salida del reactor se enfría en los intercambiadores E-102 y E-103 para posteriormente ser introducida en un separador de dos fases a alta presión, la corriente de salida de líquidos se envía a la zona de agotamiento.

Diagrama: P&ID_102.

Parámetro: Flujo.

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguardas	C	F	R	Acciones de mejora
No	No flujo en incondensables V-101.	304. Fallo controlador PC 160 (cierra).	304.1. Aumento de la presión por encima diseño y rotura del equipo. Posibilidad de explosión.	4	-1	A	304.1.1. <i>Same as</i> 300.1.1.	3	-5	D	
	No flujo en fondos de V-101.	305. Fallo controlador LC 172 (cierra).	305.1. <i>Same as</i> 300.1.	4	-1	A	305.1.1. <i>Same as</i> 300.1.1. 305.1.2. <i>Same as</i> 302.1.2.	4	-6	D	
		306. Fallo controlador TC 401 (cierra).	306.1. Aumento de la temperatura y presión por encima del diseño. Posibilidad de explosión.	4	-1	A	306.1.1. <i>Same as</i> 300.1.1. 306.1.2. Válvula MV 403 abre.	4	-6	D	
Más	Más flujo en incondensables V-101	307. Fallo controlador PC 160 (abre totalmente).	307.1. Disminución de la presión en V-101. No consecuencias de seguridad.								
	Más flujo en fondos de V-101.	308. Fallo controlador LC 172 (abre totalmente).	308.1. <i>Same as</i> 302.1.	4	-1	A	308.1.1. <i>Same as</i> 300.1.1. 308.1.2. <i>Same as</i> 300.1.2.	4	-6	D	
Menos	Menos flujo en incondensables V-101	309. Fallo controlador PC 160 (cierra totalmente).	309.1. <i>Same as</i> 304.1.	4	-1	A	309.1.1. <i>Same as</i> 300.1.1. 309.1.2. <i>Same as</i> 302.1.2.	4	-6	D	
	Menos flujo en fondos de V-101	310. Fallo controlador LC 172 (cierra totalmente).	310.1. <i>Same as</i> 300.1.	4	-1	A	310.1.1. <i>Same as</i> 300.1.1. 310.1.2. <i>Same as</i> 302.1.2.	4	-6	D	

Nodo: Zona de separación.

Intención: La corriente de salida del reactor se enfría en los intercambiadores E-102 y E-103 para posteriormente ser introducida en un separador de dos fases a alta presión, la corriente de salida de líquidos se envía a la zona de agotamiento.

Diagrama: P&ID_102.

Parámetro: Presión.

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguardas	C	F	R	Acciones de mejora
Más	Más presión en V-101.	311. Fuego externo.	311.1. Evaporación de la fase líquida de V-101. Rotura catastrófica de V-101 con posibilidad de explosión.	4	-1	A	311.1.1. <i>Same as</i> 300.1.1.	3	-5	D	
		312. Fallo controlador PC 160 (cierra).	312.1. <i>Same as</i> 304.1.	4	-1	A	312.1.1. <i>Same as</i> 300.1.1. 312.1.2. Alarma de alta presión en V001.	4	-6	D	
		313. Fallo controlador LC 172 (cierra).	313.1. <i>Same as</i> 300.1.	4	-1	A	313.1.1. <i>Same as</i> 300.1.1. 313.1.2. <i>Same as</i> 201.1.2.	4	-6	D	
Menos	Menos presión en V-101.	314. Fallo controlador PC 160 (abre totalmente).	314.1. Incorrecto funcionamiento del equipo. Producto fuera de especificación. No consecuencias de seguridad.								
		315. Fallo controlador TC 401 (abre completamente).	315.1. <i>Same as</i> 314.1.								

Nodo: Zona de separación.

Intención: La corriente de salida del reactor se enfría en los intercambiadores E-102 y E-103 para posteriormente ser introducida en un separador de dos fases a alta presión, la corriente de salida de líquidos se envía a la zona de agotamiento.

Diagrama: P&ID_102.

Parámetro: Temperatura.

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguardas	C	F	R	Acciones de mejora
Más	Más temperatura en V-101.	316. Fallo controlador PC 160 (cierra).	316.1. <i>Same as</i> 304.1.	4	-1	A	316.1.1. <i>Same as</i> 300.1.1.	3	-5	D	
		317. Fallo TC 401 (cierra).	317.1. <i>Same as</i> 306.1.	4	-1	A	317.1.1. <i>Same as</i> 300.1.1. 317.1.2. <i>Same as</i> 306.1.2.	4	-6	D	
Menos	Menos temperatura en V-101.	318. Fallo controlador PC 160 (abre totalmente).	318.1. Si disminuye la presión en V-101, disminuye su temperatura. Incorrecta separación. No consecuencias de seguridad.								
		319. Fallo TC 401 (abre totalmente)	319.1. <i>Same as</i> 314.1.								

Nodo: Zona de separación.

Intención: La corriente de salida del reactor se enfría en los intercambiadores E-102 y E-103 para posteriormente ser introducida en un separador de dos fases a alta presión, la corriente de salida de líquidos se envía a la zona de agotamiento.

Diagrama: P&ID_102.

Parámetro: Composición.

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguardas	C	F	R	Acciones de mejora
Otra	Otra composición / fase en V-101.	320. No hay casos relevantes.									

Nodo: Zona de separación.

Intención: La corriente de salida del reactor se enfría en los intercambiadores E-102 y E-103 para posteriormente ser introducida en un separador de dos fases a alta presión, la corriente de salida de líquidos se envía a la zona de agotamiento.

Diagrama: P&ID_102.

Parámetro: *As well as*.

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguardas	C	F	R	Acciones de mejora
<i>As well as</i>	<i>As well as</i> corrosión / erosión en V-101.	321. Corrosión bajo aislamiento.	321.1. Fuga de producto inflamable al exterior, con posibilidad de explosión.	3	-3	C	321.1.1. Alarma de bajo nivel en V003. 321.1.2. Programa de inspección en vigor (1 IPL).	3	-5	D	

Nodo: Zona de separación.

Intención: La corriente de salida del reactor se enfría en los intercambiadores E-102 y E-103 para posteriormente ser introducida en un separador de dos fases a alta presión, la corriente de salida de líquidos se envía a la zona de agotamiento.

Diagrama: P&ID_102.

Parámetro: *No utilities*.

Palabra guía	Desviación	Causa	Consecuencias	C	F	R	Salvaguardas	C	F	R	Acciones de mejora
No	<i>No utilities</i>	322. Fallo agua de refrigeración. 323. Fallo aire de instrumentos.	322.1. <i>Same as</i> 306.1. 323.1. <i>Same as</i> 300.1. 323.2. <i>Same as</i> 306.1. 323.3. <i>Same as</i> 307.1.								

6. IDENTIFICACIÓN Y EVALUACIÓN DE ASPECTOS AMBIENTALES

En este apartado se identifican los diferentes impactos sobre el medio ambiente y en qué grado contribuyen, clasificándolos en significativos o no. Se entiende por aspecto ambiental todo elemento, producto o servicio relacionado con la actividad industrial que pueda actuar con el medio ambiente.

6.1. Identificación de los aspectos ambientales

6.1.1. Aspectos ambientales directos

Los aspectos ambientales directos son los que se encuentran relacionados con la actividad de la empresa, en dichos aspectos la organización ejerce control directo de la gestión de estos.

- Consumo de materias primas.
- Consumo de energía.
- Consumo de combustible.

Los aspectos más relevantes en este proceso son: el consumo de agua industrial, de energía eléctrica y de gas natural.

6.1.2. Aspectos ambientales indirectos

Los aspectos ambientales indirectos son los relacionados con las actividades, productos y servicios sobre la empresa, pero ésta no tiene pleno control de su gestión. A continuación, se muestran algunos de estos aspectos.

- Comportamiento medioambiental.
- Emisiones de vehículos de empresas.

6.1.3. Aspectos ambientales de emergencia

Se presentan bajo condiciones de operación no controladas, es decir, accidentes, incidentes y situaciones de emergencia potencial que se podrían producir, como pueden ser incendios, fugas, derrames, cortes en el suministro eléctrico, explosiones o eventos naturales.

Los sucesos que se van a estudiar serán incendios, fugas, derrames y cortes en el suministro eléctrico.

6.2. Metodología para la evaluación de los aspectos ambientales

Después de haber identificado los aspectos ambientales, se debe evaluar su impacto en situaciones normales de condiciones controladas, situaciones anormales en condiciones controladas, tanto directo como indirecto, y para situaciones de emergencia. Cada factor en las ecuaciones viene dado por las tablas de la guía de elaboración de aspectos ambientales de ASES, mostrados en el anexo A.A.5

6.2.1. Metodología aspectos ambientales directos e indirectos

La valoración de aspectos ambientales directos e indirectos se llevará a cabo utilizando el siguiente método:

Fórmula para las situaciones normales controladas:

$$V_t = F \cdot (M + C) \quad (6.1)$$

Fórmula para las situaciones anormales controladas:

$$V_t = 1.2 \cdot (F \cdot (M + C)) \quad (6.2)$$

Donde: V_t es la valoración total, F la frecuencia, M la magnitud y C la severidad.

6.2.1.1. Criterios de jerarquización

En la siguiente tabla se muestra la jerarquización de los aspectos ambientales según el resultado de la valoración total.

Tabla 6.1. Jerarquización de aspectos ambientales directos.

Valoración	Clasificación del aspecto
$V_t > 12$	Significativo
$0 \leq V_t \leq 12$	No significativo

6.2.1.2. Resultados aspectos ambientales directos

En la tabla que se muestra a continuación, se observan los valores para los aspectos directos.

Tabla 6.2. Resultados de la valoración total para los aspectos directos.

Vectores	F	M	C	V_t
Consumo de materias primas	3	1	3	12
Consumo de agua de refrigeración	3	3	3	18
Consumo de hidrógeno	3	3	3	18
Consumo de gas natural	3	1	3	12
Consumo de energía eléctrica	3	1	3	12

6.2.2. Metodología aspectos ambientales de emergencia

La valoración de los aspectos ambientales de emergencia identificados se efectuará con el siguiente método.

$$V_t = P \cdot C \cdot S \quad (6.3)$$

Donde: P es la probabilidad, C la capacidad de control y S la severidad.

6.2.2.1. Criterios de jerarquización

A continuación, la tabla 6.3 presenta la jerarquización de los aspectos ambientales según el resultado de la valoración total.

Tabla 6.3. Jerarquización de aspectos ambientales de emergencia.

Valoración	Clasificación del aspecto
$V_t \geq 20$	Significativo
$V_t < 20$	No significativo

6.2.2.2. Resultados

En la tabla que se muestra a continuación se observan los valores para los aspectos directos.

Tabla 6.4. Resultados de la valoración total para los aspectos de emergencia.

Aspecto	P	C	S	Valor V_t	Clasificación aspecto
Incendios	1	1	5	5	No significativo
Fugas	2	1	3	6	No significativo
Derrames	2	1	1	2	No significativo
Cortes suministro eléctrico	1	1	1	1	No significativo

Una vez calculados los valores de los vectores se puede apreciar que solo se considera significativo el consumo de agua e hidrógeno. Esto se debe a que dos de los equipos constituyentes de la planta requieren agua de torre y a que se usa una cantidad elevada de hidrógeno como materia prima. Para disminuir ese consumo se podría optimizar el uso de equipos de refrigeración y calefacción. Una opción podría ser sustituir el intercambiador E-103 por un aerorefrigerante. Finalmente, para reducir el impacto del hidrógeno se propone recircular el hidrógeno de salida de incondensables del separador.

7. MANTENIMIENTO DE LAS INSTALACIONES

El mantenimiento general de las instalaciones seguirá las instrucciones del Real Decreto 809/2021, de 21 de septiembre, por el que se aprueba el Reglamento de equipos a presión y sus instrucciones técnicas complementarias. [20].

Los recipientes a presión según la Instrucción Técnica Complementaria (ITC EP-3) que se aplica a los equipos instalados en refinerías de petróleo y plantas petroquímicas, son clasificados según el potencial de riesgo, las características de los fluidos y las clases de equipos.

Los recipientes se clasifican según el producto de la presión máxima admisible (en bar) por el volumen (en m^3).

Tabla 7.1. Clasificación de los equipos según potencial del riesgo.

Potencial	PS·V
1	Mayor o igual a 1000.
2	Mayor o igual a 300 y menor de 1000.
3	Mayor o igual a 25 y menor de 300.
4	Mayor o igual a 10 y menor de 25.
5	Menor de 10.

Según las características de los fluidos con los que operan los equipos, se clasifican:

Grupo 1.1: Fluidos inflamables en forma de vapores, líquidos, gases y sus mezclas, a temperatura máxima de servicio igual o superior a 200°C, fluidos con toxicidad aguda, cutánea de Categoría 1 y por inhalación de Categorías 1 y 2, según parte 3 del Anexo I del Reglamento (CE) 1272/2008 del Parlamento Europeo y del Consejo de 16 de diciembre de 2008 sobre clasificación, etiquetado y envasado de sustancias y mezclas e hidrógeno en concentraciones superiores al 75% en volumen.

Grupo 1.2: Otros fluidos peligrosos incluidos en el grupo 1 del artículo 13 del Real Decreto 709/2015, de 24 de julio, y que no se clasifiquen en el grupo anterior.

Grupo 2.1: Gases y vapores incluidos en el grupo 2 del artículo 13 del Real Decreto 709/2015, de 24 de julio (como pueden ser, entre otros, vapor de agua, gases inertes o aire).

Grupo 2.2: Otros fluidos incluidos en el grupo 2 del artículo 13 del Real Decreto 709/2015, de 24 de julio, que no se clasifiquen en el grupo anterior.

Mediante la combinación del potencial de riesgo y de las características de los fluidos, los recipientes de la presente ITC se clasifican:

Tabla 7.2. Clasificación de los equipos en clases.

Potencial de riesgo	Características de los fluidos.			
	1.1	1.2	2.1	2.2
1	Clase 1	Clase 1	Clase 1	Clase 2
2	Clase 1	Clase 2	Clase 2	Clase 3
3	Clase 2	Clase 3	Clase 3	Clase 4
4	Clase 3	Clase 4	Clase 4	Clase 5
5	Clase 4	Clase 5	Clase 5	Clase 5

En la siguiente tabla aparece un resumen de la clasificación de cada recipiente.

Tabla 7.3. Clasificación de los recipientes.

Equipos	PS (bar)	V (m ³)	Potencial	Grupo	Clase
Reactor	60.00	65.00	1	1.1	1
Separador	58.75	5.244	2	1.2	2
<i>Stripper</i>	3.570	28.00	3	1.2	3

Finalmente, según la clasificación del equipo se determina el nivel de inspección del recipiente.

Tabla 7.4. Agente y periodicidad de las inspecciones periódicas de recipientes.

Clasificación del recipiente	Nivel de inspección.		
	A	B	C
Clase 1	Inspector propio 4 años	O.C.A 6 años	O.C.A 12 años
Clase 2	Inspector propio 4 años	O.C.A 8 años	O.C.A 18 años
Clase 3	Inspector propio 6 años	Inspector propio 10 años	No requiere
Clase 4	Inspector propio 6 años	Inspector propio 12 años	No requiere
Clase 5	Inspector propio 8 años	No requiere	No requiere

O.C.A: Organismo de control autorizado.

Nivel A: Inspección en servicio.

Nivel B: Inspección fuera de servicio.

Nivel C: Inspección fuera de servicio con prueba de presión.

Las tuberías que correspondan a unidades de proceso con diámetro superior DN 50 y cuyo valor de PS. DN>1000 deberán ser inspeccionadas con el nivel B. Para fluidos del grupo 1.1 inspección propia 6 años, grupo 1.2 inspección propia 10 años y grupos 2.1 y 2.2 inspección propia 12 años.

A la bomba se le realizará una revisión física del buen estado y una revisión periódica del lubricante trimestralmente, por recomendación del fabricante.

A pesar de estar fijada la periodicidad de las inspecciones legales, las inspecciones se llevarán a cabo cada 3 años período correspondiente a las paradas en ASES.A.

8. MANUAL DE OPERACIÓN

8.1. Verificaciones previas

- Verificar que hay ausencia total de fluido en las tuberías y equipos.
- Comprobar que el sistema se ha inertizado con nitrógeno.
- Verificar la disponibilidad de los siguientes servicios: aire de instrumentos, agua de refrigeración, vapor, gas natural, nitrógeno y energía eléctrica.
- Comprobar que el cuadro eléctrico del motor de la bomba está energizado.
- Verificar que la instrumentación recibe y envía señal a la sala de control.
- Comprobar que las válvulas y sensores reciben suministro eléctrico.
- Verificar que las válvulas de purgas y venteos estén cerradas.

8.2. Puesta en marcha de la unidad de HDS

En la unidad de HDS se dispone de dos intercambiadores, E-101 y E-102 que necesitan las corrientes de salida del reactor y salida del separador para poder calentar y enfriar respectivamente el diésel. Para ello, se le añade una entrada de diésel caliente al reactor.

8.2.1. Puesta en marcha de las bombas

Para realizar la puesta en marcha de las bombas se deberán tener en cuenta las siguientes consideraciones:

- La bomba debe estar llena de fluido de proceso.
- Se debe llenar completamente el cuerpo de la bomba abriendo la válvula de aspiración y cerrando completamente la de impulsión.
- Llenar la bomba abriendo purga de la bomba o la purga del manómetro de la impulsión hasta que no salga producto.

8.2.2. Activación del catalizador

Los metales presentes en el catalizador (cobalto y molibdeno), están presentes en forma de óxidos. Previamente a la inyección de la alimentación al reactor, es esencial realizar la presulfuración *in situ* del catalizador mediante un agente sulfurante, normalmente DMDS (dimetil disulfuro). En este proceso se realiza la redistribución y transformación de los óxidos metálicos inactivos (cobalto y molibdeno) en sulfuros metálicos activos por reacción del sulfuro de hidrógeno con los óxidos metálicos.

El proceso tiene lugar en una atmósfera inerte, debido a la inflamabilidad del catalizador y al riesgo de explosión en presencia de O₂, en un rango de temperatura entre 200-350°C.

8.3. Funcionamiento en estado estacionario

8.3.1. Funcionamiento de las bombas

- Comprobar que no hay fugas. En caso de romperse el cierre mecánico primario si la presión del botellón es mayor que la presión de proceso, el fluido del botellón irá hacia el proceso, en el botellón la presión y el nivel disminuyen. Si de lo contrario se rompiese el cierre secundario el fluido del botellón fugará al exterior.
- No superar la potencia máxima de la bomba.

8.3.2. Funcionamiento de la unidad de HDS

La carga de la unidad se alimenta a alta presión en la sección de HDS, donde se mezcla con hidrógeno y se calienta antes de ingresar al reactor de desulfuración. Luego de reaccionar, la corriente ingresa a un separador donde se retiran los gases y el diésel, la corriente líquida posteriormente pasa al *stripper*. Finalmente, el diésel hidrodesulfurado se despoja con vapor y se eliminan las corrientes de subproductos generadas, que son el gas amargo, el agua amarga y una serie de hidrocarburos.

8.4. Parada de la unidad de HDS

8.4.1. Parada de las bombas

Para realizar la parada de las bombas se deberán tener en cuenta las siguientes consideraciones:

- Primeramente, parar el motor.
- Cerrar la válvula de impulsión para mantener la bomba siempre con fluido de proceso y abrir la válvula de barrido de nitrógeno.
- Vaciar la bomba en caso de parada prolongada.

8.4.2. Descarga del catalizador

Principalmente, la parada de la unidad de hidrodesulfuración se lleva a cabo debido a la desactivación del catalizador. El proceso de parada se divide en diferentes fases.

- Desplazamiento y lavado de la unidad con una corriente de gasoil con la finalidad de disolver y arrastrar los componentes pesados depositados sobre el catalizador para mejorar las condiciones de descarga.
- Disminución de la temperatura del reactor hasta los 40°C con una bajada de 50°C/h.
- Inertizado del reactor mediante una corriente de N₂, con la finalidad de desplazar el H₂ y el H₂S presentes. Es imprescindible mantener una atmósfera inerte durante todo el proceso de descarga del catalizador debido a que éste contiene restos de compuestos de azufre, que, en contacto con el oxígeno del aire, se inflaman.
- Aislamiento del reactor mediante el endiscado con discos ciegos, para evitar la entrada de aire antes de descargar el catalizador.

La descarga se efectúa en tres etapas: una primera etapa preliminar de desaglomeración del catalizador, que preferentemente es realizada inyectando en el lecho un gas inerte a presión, como el nitrógeno, una segunda etapa, realizada por gravedad mediante un tubo de vaciado que desemboca en la parte inferior del reactor y una tercera, basada en la aspiración del residuo de catalizador por medio de una manguera de aspiración situada al exterior del equipo.

9. EVALUACIÓN ECONÓMICA

El estudio económico de la planta y su viabilidad se ha realizado siguiendo el modelo de cálculo CAPCOST descrito en el Turton [23]. Esta herramienta permite calcular los costes de inversión y operación de todos los equipos teniendo en cuenta su dimensionamiento siguiendo métodos rigurosos.

9.1. Inversión inicial

Tabla 9.1. Precio de los equipos (*Bare Module Cost*).

Equipo	C _{BM} (€)
Intercambiador E-101	1.81E+05
Intercambiador E-102	1.96E+05
Intercambiador E-103	1.02E+05
Intercambiador E-104	6.70E+04
Bomba centrífuga P-101 A	1.58E+04

Tabla 9.1. Precio de los equipos (*Bare Module Cost*). Continuación.

Equipo	C _{BM} (€)
Bomba centrífuga P-101 B	1.58E+04
Reactor R-101	3.20E+05
Separador V-101	6.52E+04
Stripper T-101	1.21E+05
Horno H-101	1.27E+06
TOTAL	2.47E+06

9.2. Coste de operación

9.2.1. Costes variables

En el caso de los costes variables que varían directamente en función del grado de producción, se han tenido en cuenta las materias primas y las *utilities* requeridas. En las siguientes tablas se muestran el precio y la cantidad necesaria, dando un resultado total de los costes variables.

Tabla 9.2. Coste de las materias primas.

Materias primas	Precio (€/t)	Cantidad (t/año)	Precio total (€/año)
Hidrógeno	1.51E+03	7.75E+03	1.11E+07
Catalizador	8.58E+03	1.92E+01	1.56E+05
TOTAL			1.13E+07

Tabla 9.3. Coste de las *utilities*.

<i>Utilities</i>	Precio (€/unidad)	Cantidad (unidad/año)	Precio total (€/año)
Agua de torre	5.90E-01	3.09E+05	1.82E+05
Nitrógeno	7.40E-02	4.80E+02	3.55E+01
Electricidad	8.47E-02	3.60E+05	3.05E+04
Gas natural	3.83E+02	1.46E+03	5.59E+05
TOTAL			7.72E+05

Tabla 9.4. Costes variables.

Costes	Valor (€/año)
Total, personal	3.17E+05
Mano de obra	5.71E+04
Mantenimiento y reparaciones	5.22E+04
Suministración operativa	2.35E+04

Tabla 9.4. Costes variables. (Continuación).

Costes	Valor (€/año)
COM	1.79E+07
Patentes	5.36E+05
Costes variables totales	1.41E+07

9.2.2. Costes fijos

Los costes que se tienen en cuenta asumen una tasa constante y son independientes del grado de producción de la planta.

Tabla 9.5. Costes fijos.

Costes	Valor (€/año)
Amortización	2.47E+05
Impuestos locales y seguros	7.40E+04
<i>Overhead</i> de la planta	3.02E+05
Costes fijos totales	6.23E+05

9.2.3. Costes generales

Son costes necesarios para llevar a cabo las funciones administrativas y comerciales. Estos dependen de la producción, aunque los costes de investigación son fijos.

Tabla 9.6. Costes generales.

Costes	Valor (€/año)
Coste de administración	7.51E+04
I + D	8.52E+05
Costes generales totales	2.80E+06

Se han obtenido unos costes totales por año iguales a 1.67E+07€.

9.3. Análisis financiero

Finalmente, conociendo los gastos se ha calculado el Valor Actual Neto (VAN), teniendo en cuenta que no existen ingresos debido a que por la confidencialidad de la empresa no pueden ser mostrados. Se han considerado un límite de 3 años para recuperar la inversión.

Tabla 9.7. Resultados del análisis financiero.

	Valor
VAN (€)	-3.06E+07

El valor actual neto (VAN) obtenido en este proyecto no puede considerarse representativo, debido a que no se han considerado los ingresos que se obtendrían.

9.3.1. Análisis de sensibilidad

Considerando que el transporte el diésel a otras plantas desulfuradoras representa un ahorro para la empresa, se ha realizado un estudio de la variación del VAN en función de dichos ahorros, con la finalidad de obtener la cantidad necesaria de ingresos para obtener un VAN positivo. A continuación, se muestra una gráfica representativa de los valores obtenidos en dicho estudio.

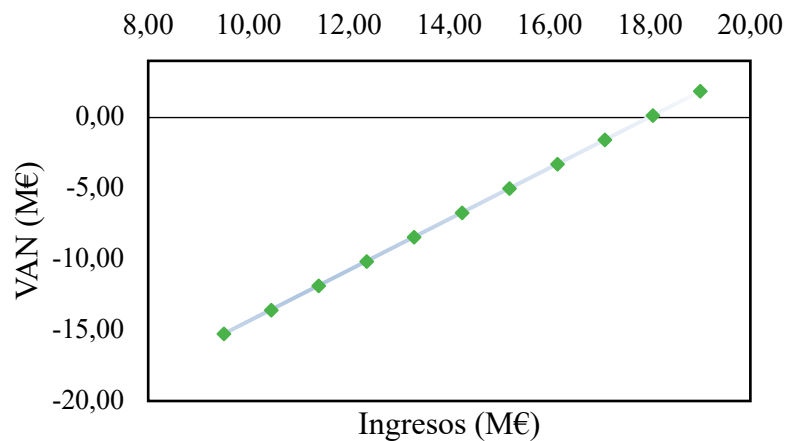


Figura 9.1. Representación del Valor Actual Neto en función de la cantidad de ahorros de transporte.

Como se puede apreciar en la gráfica anterior, para obtener un VAN positivo se necesitan unos ingresos iguales o superiores a 18 M€.

Actualmente, un alto porcentaje de los gastos en la empresa corresponde al consumo de hidrógeno. Una manera de reducir este consumo sería recirculando la cantidad de hidrógeno que se obtiene por la corriente de incondensables del separador V-101. Esta opción no es aplicable actualmente, debido a que contiene trazas de diésel y otros compuestos incapaces de ser separados en la planta desulfuradora de ASES A y que son nocivos para el proceso.

A continuación, se ha realizado un estudio para contemplar el cambio del VAN en función de la cantidad de hidrógeno requerida.

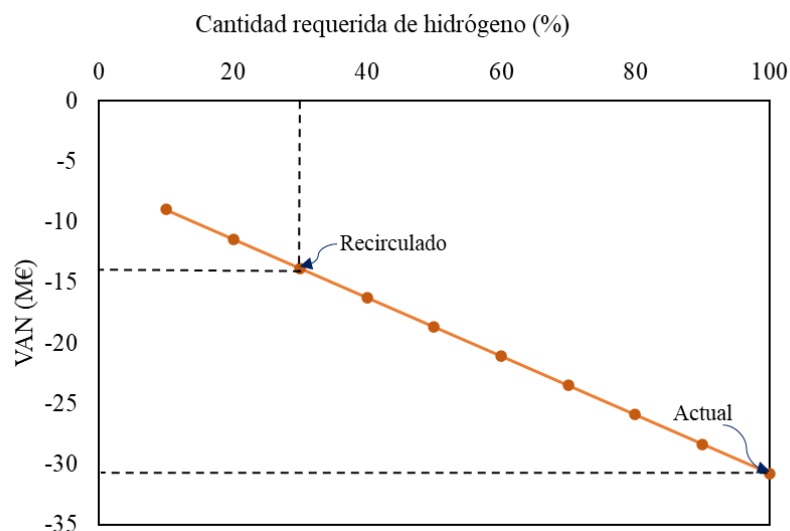


Figura 9.2. Representación del Valor Actual Neto en función de la cantidad de hidrógeno utilizada.

En la figura 9.2, se puede observar que actualmente, sin tener en cuenta la cantidad de hidrógeno que podría ser recirculada el VAN es de -30 M€. Considerando una recirculación prácticamente total del hidrógeno el VAN tendría un valor de aproximadamente -15 M€.

10. CONCLUSIONES

Se estudió la implementación de una unidad de desulfuración de diésel, con el objetivo de extraer el azufre de la corriente proveniente de la columna de destilación atmosférica situada en la planta de la empresa ASES. Para cumplir con dicha propuesta, se realizó el diseño de los equipos que intervienen en el proceso y consiguen la reducción del azufre.

Primeramente, se llevó a cabo el estudio de alternativas, como el material seleccionado para las tuberías, empleando un acero aleado A335 solo para aquellas zonas donde el HTHA (*high temperature hydrogen attack*) se produce con severidad. Otra alternativa estudiada fue la elección del catalizador que se emplea en el reactor TBR, según el rango de temperaturas y presión en el reactor se seleccionó el catalizador $\text{CoMo}/\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$, por su efectividad frente a las condiciones del proceso.

En segundo lugar, en el apartado de diseño de equipos, se procedió a elegir la bomba que ayuda a impulsar el diésel procedente de la misma empresa, se diseñaron todos los intercambiadores que intervienen en el proceso, con una configuración AES y un horno que ayuda a calentar la mezcla de hidrógeno-diésel hasta la entrada del reactor. Siguiendo con el reactor, se seleccionó un *Trickle Bed Reactor*, ya que presenta una configuración trifásica con flujo descendente de mayor rendimiento respecto otros reactores. Además, se diseñó un separador bifásico vertical de alta presión que permite la separación de una gran parte de gases incondensables que son enviados a tratamiento. La corriente de líquido del separador es conducida a una columna de *stripping*, que también fue diseñada. Dicha columna está dotada de 15 platos y es capaz de separar el azufre restante, obteniendo un producto con 8 ppm de azufre cumpliendo con los límites establecidos, aunque para un futuro, no se consideraría suficiente debido a que las leyes cambian constantemente.

En tercer lugar, se elaboró un diagrama P&ID que refleja la instrumentación y las conexiones con el Sistema de Control Distribuido (DCS).

Se realizó un estudio de seguridad del proceso, aplicando el método HazOp, y se han podido detallar los dispositivos de seguridad que intervienen en la instalación.

También se identificaron los aspectos ambientales más significativos para el estudio medioambiental. El manual de operación explica las operaciones de la planta en la puesta en marcha, funcionamiento y situaciones de emergencia y parada. Para el mantenimiento de los equipos se siguió las instrucciones del Real Decreto 2060/2008 de equipos a presión y sus instrucciones técnicas complementarias, clasificándolos según el potencial de riesgo, las características del fluido y las clases de equipos.

Finalmente, se realizó un estudio económico, que arroja que el valor de la inversión es igual a $2.61\text{E}+06$ \$. El proyecto presenta un VAN de $-3.24\text{E}+07$ \$ evaluado en 3 años. Actualmente, no se puede concluir la viabilidad económica del proyecto debido a que para el estudio no se han considerado ingresos. Para obtener un VAN positivo se necesitan unos ingresos iguales o superiores a 18.9 M\$.

11. **BIBLIOGRAFÍA**

[1] Ancheyta, J. (2011). Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining. Wiley

[2] Ancheyta, J. (2013). Modeling of Processes and Reactors for Upgrading of Heavy Petroleum (Chemical Industries Book 136) (English Edition) (1.a ed.). CRC Press.

[3] Ancheyta, J., & Speight, J. G. (2007). Hydroprocessing of Heavy Oils And Residua (1. ed.). Crc Pr I Llc.

[4] ASME B31.12, Hydrogen Piping and Pipelines, ASME International, Three Park Ave., New York, NY 10016. www.asme.org

[5] ASME Boiler and Pressure Vessel Committee. Subcommittee on Pressure Vessels & American Society of Mechanical Engineers Staff. (1995). Pressure Vessels Division One. Amer Society of Mechanical.

[6] Bai, Y., & Bai, Q. (2019). Hydraulics. Subsea Engineering Handbook, 315–361. <https://doi.org/10.1016/b978-0-12-812622-6.00013-0>

[7] Chaudhuri, U. R. (2016). Fundamentals of Petroleum and Petrochemical Engineering (Chemical Industries Book 130) (English Edition) (1.a ed.). CRC Press.

[8] Coker, K. A. (2018). Petroleum Refining Design and Applications Handbook, Volume 1. Wiley-Scrivener.

[9] Coker, K. A. (2021b). Petroleum Refining Design and Applications Handbook, Volume 2: Rules of Thumb, Process Planning, Scheduling, and Flowsheet Design, Process Piping . . . Compressors, and Process Safety Incidents. Wiley-Scrivener.

[10] D. Seguridad y Medio Ambiente. Guía para la elaboración de estudios HAZOP. ASES A 2015

[11] Diferencia entre ASTM A53 B y ASTM A106 B. (s. f.). OctalAcero. Recuperado 10 de mayo de 2022, de <https://www.octalacero.com/astm-a53-b-y-astm-a106-b>

[12] El-Gendy, N. S., & Speight, J. G. (2015). Handbook of Refinery Desulfurization: 140. CRC Press.

[13] Fondeyur. (2019, 27 diciembre). Fondo Korbogen DIN 28013. Recuperado 25 de abril de 2022, de <https://fondoyur.com/fondos/fondo-korbogen-din-28013/>

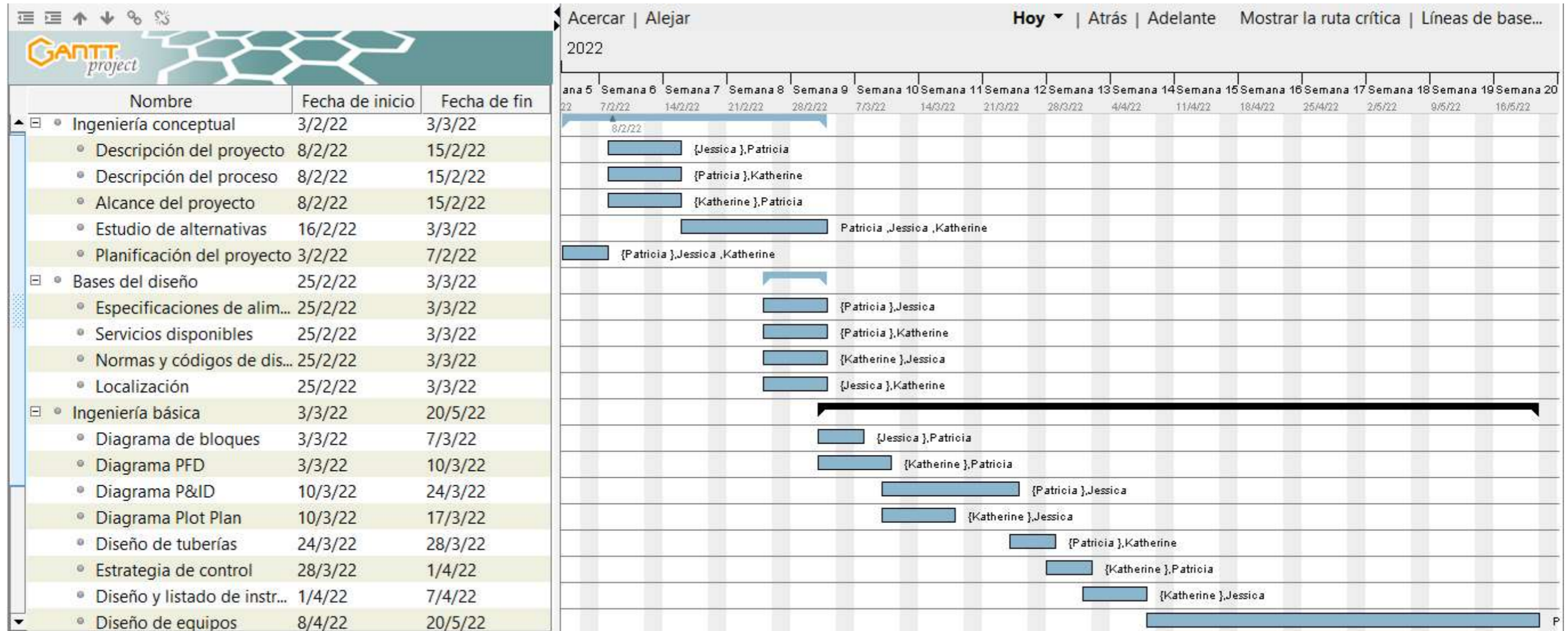
[14] Gobierno de España. (s. f.). Carburantes. Actividades emisoras. Recuperado 13 de febrero de 2022, de <https://www.miteco.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/atmosfera-y-calidad-del-aire/emisiones/act-emis/carburantes.aspx#:~:text=Enero%20del%202005%3A%20se%20redujo,veh%C3%A Dculos%20de%20fuera%20de%20carretera>

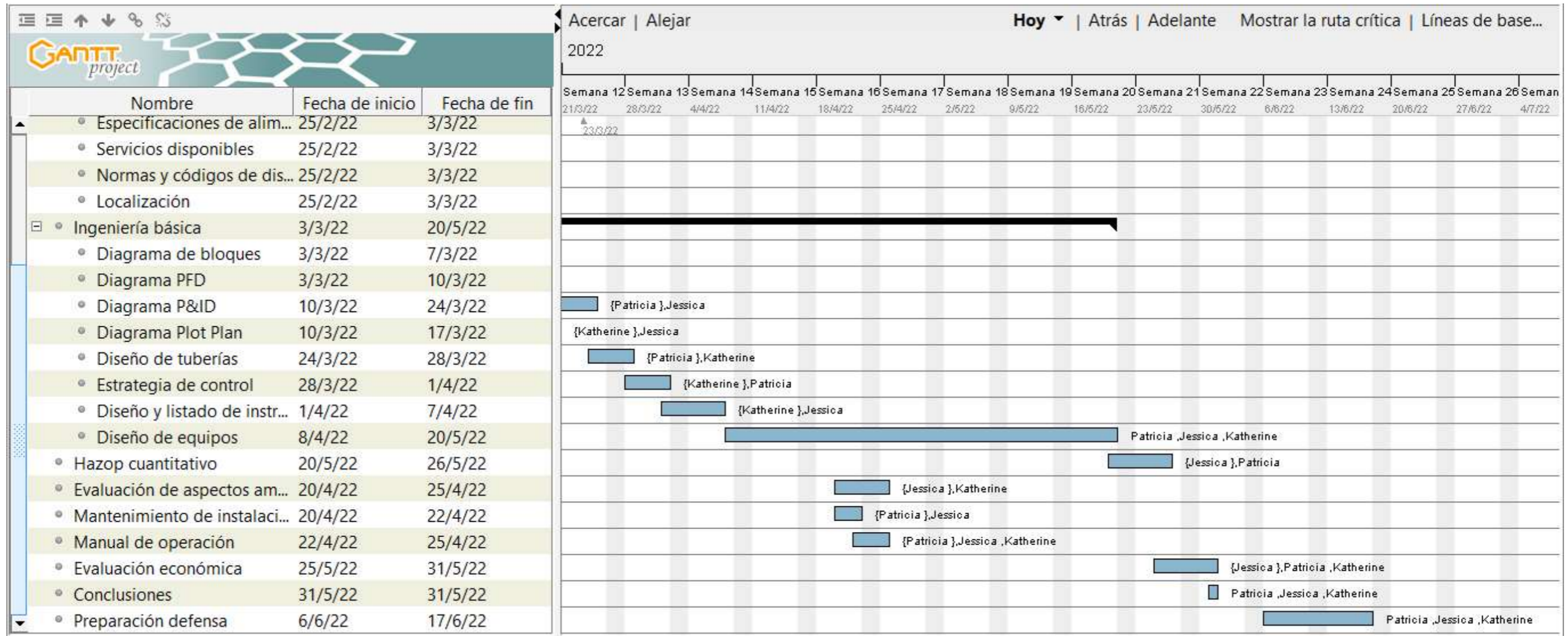
- [15] Grabalosa, J. A., SEDIGAS., & SEDIGAS. Grupo de Trabajo de Formación. (1991). Manual del gas y sus aplicaciones (Doyma ed.). Sedigas.
- [16] KSB. (s.f.). Multitec - Bomba centrífuga horizontal multietapa. <https://www.ksb.com/es-es/lc/productos/bomba/bomba-de-cuerpo-segmentado/multitec/M07A>
- [17] Maiti, R. N., & Nigam, K. D. P. (2007). Gas–Liquid Distributors for Trickle-Bed Reactors: A Review. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 46(19), 6164–6182. <https://doi.org/10.1021/ie070255m>
- [18] Ranade, V., V., Chaudhari, R., & Gunjal, P. R. (2011). *Trickle Bed Reactors: Reactor Engineering & Applications*. Elsevier.
- [19] Real Decreto 61/2006, de 31 de enero, por el que se determinan las especificaciones de gasolinas, gasóleos, fuelóleos y gases licuados del petróleo y se regula el uso de determinados biocarburantes.
- [20] Real Decreto 809/2021, de 21 de septiembre, por el que se aprueba el Reglamento de equipos a presión y sus instrucciones técnicas complementarias.
- [21] Robinson, P. R., & Dolbear, G. E. (2017). Hydrocracking. *Springer Handbook of Petroleum Technology*, 713–776. https://doi.org/10.1007/978-3-319-49347-3_22
- [22] Salvador Escoda S.A. (s. f.). Manual de aislamiento en la industria. Isover. Recuperado 25 de abril de 2022, de <http://www.ingenieroambiental.com/4006/Acustica%20Edificio%20-%20Manual%20Aislamiento%20Industrial%20Isover.pdf>
- [23] Turton (2009) *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes* (Prentice Hall)
- [24] Valérie Vanrysselberghe and Gilbert F. Froment *Industrial & Engineering Chemistry Research* 1996 35 (10), 3311-3318 DOI: 10.1021/ie960099b
- [25] Van Looij, F., van der Laan, P., Stork, W., DiCamillo, D., & Swain, J. (1998). Key parameters in deep hydrodesulfurization of diesel fuel. *Applied Catalysis A: General*, 170 (1), 1–12. [https://doi.org/10.1016/s0926-860x\(98\)00028-3](https://doi.org/10.1016/s0926-860x(98)00028-3)
- [26] Vanrysselberghe, V., & Froment, G. F. (1996). Hydrodesulfurization of Dibenzothiophene on a CoMo/Al₂O₃ Catalyst: Reaction Network and Kinetics. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 35(10), 3311–3318. <https://doi.org/10.1021/ie960099b>

Anexos

A.1. PLANIFICACIÓN DEL PROYECTO

A continuación, se muestra la planificación inicial representada en un diagrama de Gantt. Cada tarea está distribuida por fechas y realizadores, la primera persona es el responsable de dicha tarea.





A.2. DISEÑO BÁSICO

A.2.1. Diseño de tuberías

Para conocer las dimensiones de las tuberías del proceso se calcula el diámetro utilizando el caudal volumétrico y las velocidades de los fluidos supuestas, en este caso se supuso una velocidad del líquido igual a 2 m/s y una velocidad del gas de 15 m/s. Para las tuberías que tienen un flujo bifásico se calcularon las velocidades empleando la siguiente fórmula:

$$V_{\text{máx}} = C/\rho_m^{0.5} \quad (\text{A.1})$$

Donde:

$V_{\text{máx}}$: velocidad máxima permitida (m/s)

ρ_m : densidad de la mezcla gas-líquido (kg/m^3)

C: constante empírica.

Tabla A.2.1. Constante empírica. [6]

Tipo de servicio	Frecuencia operacional	
	Continuo	Intermitente
Flujo de dos fases sin arena	100	125

Finalmente se calcula el diámetro de las tuberías con la siguiente ecuación:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot V}} \quad (\text{A.2})$$

En el proceso se tienen temperaturas que varían desde los 20°C hasta los 400°C por lo tanto se ha decidido colocar aislamiento a las tuberías, no solo para proteger a los operarios de posibles quemaduras sino para evitar que se disipe el calor. A temperaturas inferiores de 60°C no es necesario instalar aislamiento.

Como material aislante se seleccionó la lana de roca debido a sus características, entre ellas destaca su capacidad para no retener la humedad, su baja conductividad térmica, de ahí que sea un excelente aislante, su facilidad de instalación y finalmente su bajo coste en comparación con otros materiales.

Para seleccionar el espesor se recurrió a un Manual de aislamiento en la industria [22]. Con la tabla que se muestra a continuación se seleccionó el espesor aconsejable en función de las temperaturas de trabajo y diámetro de la tubería.

Los resultados se muestran en las tablas que recogen el listado de tuberías.

TEMPERATURA °C	100	150	200	250	300	350	400	450	500	550	
DIÁMETRO TUBERÍA	ESPEORES DE AISLAMIENTO (mm)										
1"	30	30	40	40	50	60	60	70	80	90	
1 1/2"	30	30	40	50	60	60	70	70	80	90	
2"	30	40	40	50	60	70	80	80	90	100	
2 1/2"	40	40	50	60	70	70	80	90	100	110	
3"	40	50	50	60	70	70	80	90	110	120	
4"	40	50	60	70	80	80	90	100	120	130	
6"	50	60	70	80	90	100	110	120	130	140	
8"	50	60	70	80	90	110	120	130	140	160	
10"	60	70	80	90	90	110	120	130	150	170	
12"	60	70	80	90	110	120	130	140	160	180	
14"	60	70	80	100	110	120	140	150	170	180	
16"	60	70	90	100	120	120	140	150	170	190	
18"	60	80	90	100	120	130	140	160	170	190	
20"	70	80	90	110	120	130	150	160	180	200	
22"	70	80	100	110	130	140	150	170	180	200	
24"	70	80	100	110	130	140	150	180	190	210	
Producto	Coquilla ROCLAINE(*) Manta SP 322-G-70				Coquilla ROCLAINE(*) Manta SP 342-G-100			Coquilla ROCLAINE(*) Manta SP 342-G-125			

(*) Diámetro nominal hasta 10". Espesor de 30 a 80 mm.

Figura 12: Espesores mínimos aconsejados para tuberías aisladas con productos de lana de roca ROCLAINE.

Figura A.2.1. Espesores mínimos de aislamiento para tuberías. [22]

A.3. DISEÑO DE EQUIPOS

A.3.1. Cálculo de los parámetros del reactor

Para el diseño del reactor se ha utilizado el código ASME siguiendo el procedimiento para recipientes cuya presión es superior a la atmosférica. Para el diseño se han tenido en cuenta los siguientes parámetros:

La presión de diseño del equipo. Como nos encontramos en el caso en el que la P de trabajo > 300 psi, se aplica la siguiente ecuación.

$$P_d = 1.1 \cdot P_{\text{trabajo}} \quad (\text{A.3})$$

El factor M es la relación entre los radios del cabezal escogido, en este caso, toriesférico. Para obtener las variables necesarias se utilizan las siguientes ecuaciones.

$$L = 0.9 \cdot D \quad (\text{A.4})$$

$$r = 0.085 \cdot L \quad (\text{A.5})$$

Con la relación L/r y la figura A.3.1 [5] mostrada a continuación, se obtiene el parámetro M. Como el valor de L/r no corresponde con ningún valor de la tabla, para encontrar el valor exacto, se ha realizado una interpolación.

L/r	1	1,25	1,5	1,75	2	2,25	2,5	2,75	3	3,25	3,5
M	1	1,03	1,06	1,08	1,1	1,13	1,15	1,17	1,18	1,2	1,22
L/r	4	4,5	5	5,5	6	6,5	7	7,5	8	8,5	9
M	1,25	1,28	1,31	1,34	1,36	1,39	1,41	1,44	1,46	1,48	1,5
L/r	9,5	10	10,5	11	11,5	12	13	14	15	16	16 ^{2/3}
M	1,52	1,54	1,56	1,58	1,6	1,62	1,65	1,69	1,72	1,75	1,77

Figura A.3.1. Variables para el factor M del cabezal toriesférico.

El cálculo del espesor del cuerpo cilíndrico se ha calculado con la siguiente expresión.

$$t_{\text{cilindro}} = \frac{PR}{SE+0.4P} \quad (\text{A.6})$$

Dónde t es el espesor del cuerpo (mm), S es la tensión máxima admisible (MPa), R el radio interior del equipo (mm), P la presión de diseño (MPa) y E es el factor de soldadura, que en este caso es de 1 ya que se ha utilizado un radiografiado parcial.

El valor del espesor del cabezal se ha calculado de la siguiente forma:

$$t_{\text{cabezal}} = \frac{PLM}{2SE-0.2P} \quad (\text{A.7})$$

En cuanto a la altura del cabezal toriesférico se ha seguido el catálogo de la empresa *Fondedur S.L.* [13] A continuación, se muestra la figura y las ecuaciones empleadas.

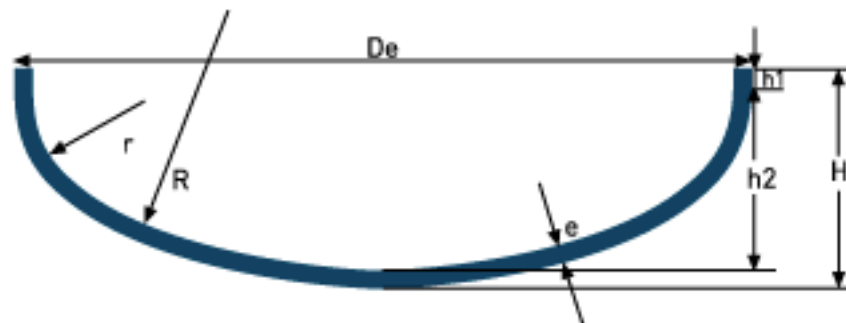


Figura A.3.2. Identificación de las variables en cabezal toriesférico.

$$R = 0.8 \cdot De \quad (\text{A.8})$$

$$r = 0.154 \cdot De \quad (\text{A.9})$$

$$h_2 = 0.255 \cdot De - 0.635 \cdot e \quad (\text{A.10})$$

$$h_{\text{cabezal toriesférico}} = h_2 + h_1 + e \quad (\text{A.11})$$

Una vez obtenido dicho valor, se procede a calcular la altura del equipo con los cabezales.

$$H_{\text{equipo}} = 2 \cdot h_{\text{toriesférico}} + H_{\text{cilindro}} \quad (\text{A.12})$$

Por último, se muestra en la tabla A.3.1. los valores de algunos de los parámetros para el cálculo del cabezal anteriormente mencionados. El resto de los parámetros como los espesores y la altura se muestran en la hoja de especificación del equipo.

Tabla A.3.1. Valores de los parámetros del cabezal toriesférico.

Parámetros	Valores
L/r	11.8
M	1.61
R (m)	2.15
r (m)	0.415
h ₂ (m)	0.625
H _{cabezal toriesférico} (m)	1.01

A.3.2. Diseño de la bomba centrífuga

La pérdida de presión en la impulsión de la bomba se ha calculado aplicando los balances de energía mecánica (A.13).

$$\frac{P_A}{\rho g} + \frac{V_A^2}{2g} + z_A = \frac{P_B}{\rho g} + \frac{V_B^2}{2g} + z_B + h_{fA} + h_{fB} \quad (\text{A.13})$$

Z_i= altura en i

V_i= velocidad en i

En el cálculo de las pérdidas en la línea, mostrado a continuación, se ha tenido en cuenta las pérdidas menores y mayores.

$$h_f = h_{\text{menores}} + h_{\text{mayores}} \quad (\text{A.14})$$

$$h_{\text{menores}} = f \cdot \frac{L_e}{D} \cdot \frac{v^2}{2g} \quad (\text{A.15})$$

$$h_{\text{mayores}} = f \cdot \frac{L_e}{D} \cdot \frac{v^2}{2g} \quad (\text{A.16})$$

Donde f es el factor de fricción de Darcy, L es la longitud de tubería, L_e es la longitud equivalente.

Para determinar el factor de fricción de Darcy, primeramente, se debe calcular el valor del Reynolds. Al tener un fluido de régimen turbulento, se ha utilizado para el cálculo del factor f la ecuación A.18.

$$Re = \frac{v \cdot D \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{A.17})$$

$$f = \frac{0.25}{\left[\log \left[\frac{1}{3.7 \frac{D}{\varepsilon}} + \frac{5.74}{Re^{0.9}} \right] \right]^2} \quad (\text{A.18})$$

Donde ε es la rugosidad del material.

Para el cálculo del NPSH disponible se ha utilizado la siguiente ecuación.

$$\text{NPSH}_d = \frac{p_1}{\rho g} + z_1 - z_e - h_{fasp} - \frac{p_v}{\rho g} \quad (\text{A.19})$$

A.4. METODOLOGÍA DEL HAZOP

La metodología HAZOP se puede dividir en seis etapas:

- Definición y comprobación de nodos.
- Identificación de desviaciones mediante la aplicación de las palabras guía (no, más, menos, otro, etc.) a cada una de las condiciones de operación del proceso, las sustancias y las variables que intervienen (flujo, presión, nivel, temperatura, etc.).
- Definición de causas y consecuencias.
- Evaluación de consecuencias y determinación de la reducción del riesgo.
- Identificación de salvaguardas.
- Identificación de recomendaciones.

A continuación, se muestra las causas originadas por las desviaciones de un proceso.

Tabla A.4.1. Tabla cualitativa de categorización de nivel de consecuencia (C). Parte I.

Nivel 1	Nivel 2	Nivel 3	Nivel 4	Nivel 5
<u>Personas:</u> Sin consecuencias o herida menor sin baja. Ligero efecto sobre la salud (desconfort, irritación menor).	<u>Personas:</u> Herida no severa con posible baja. Efecto menor y reversible sobre la salud (restricción reversible del desempeño).	<u>Personas:</u> Una o más heridas severas con baja. Daño mayor e irreversible sobre la salud (restricción irreversible del desempeño).	<u>Personas:</u> De 1 a 3 muertes o deshabilitación permanente.	<u>Personas:</u> Incidente mayor con amplias implicaciones, incluido múltiples muertes.
<u>Comunidad:</u> Sin efecto o molestia al público.	<u>Comunidad:</u> Molestia al público, ruido u olor.	<u>Comunidad:</u> Heridas menores.	<u>Comunidad:</u> Heridas mayores.	

Tabla A.4.1. Tabla cualitativa de categorización de nivel de consecuencia (C). Parte II.

Nivel 1	Nivel 2	Nivel 3	Nivel 4	Nivel 5
<u>Medio</u> <u>Ambiente:</u> Incidente que no implique notificación a las Autoridades o violación de la Licencia Ambiental.	<u>Medio</u> <u>Ambiente:</u> Incidente que implique notificación a las autoridades o violación de la Licencia Ambiental.	<u>Medio</u> <u>Ambiente:</u> Fuga de sustancias que puedan poner en riesgo la salud/seguridad del público.	<u>Medio</u> <u>Ambiente:</u> Fuga que implique: la evaluación o paro de instalaciones, restricciones en la circulación, o afectación al suministro de agua potable.	<u>Medio</u> <u>Ambiente:</u> Fuga causante de daños permanentes y severos al medio ambiente externo al site.
<u>Reputación:</u> Limitado efecto local.	<u>Reputación:</u> Efecto adverso sobre la opinión pública regional, autoridades locales o grupos de acción.	<u>Reputación:</u> Efecto adverso sobre la opinión pública nacional, o sobre la modificación de licencias ambientales.	<u>Reputación:</u> Efecto adverso sobre la opinión pública internacional, o sobre la concesión de nuevas licencias ambientales.	
<u>Equipos:</u> Daño (incl. fuego) mínimo con coste estimado de 35,000-350,000€	<u>Equipos:</u> Daño (incl. fuego) medio con coste estimado de 350,000-3,500,000€	<u>Equipos:</u> Daño (incl. fuego) importantes con coste estimado de 3.5MM a 35MM€	<u>Equipos:</u> Gran/total (incl. fuego) destrucción de un área de producción con un coste estimado superior a 35MM€	

Una vez escogida la Consecuencia (C) e indicada la Frecuencia (F) de que ocurra el posible suceso, se establece una clasificación del riesgo de acuerdo con la matriz de riesgo que se presenta a continuación.

Tabla A.4.2. Matriz de riesgos semicuantitva.

Consecuencia Frecuencia (Año ⁻¹)		Consecuencia				
		Nivel 1	Nivel 2	Nivel 3	Nivel 4	Nivel 5
10 ⁰		Verde	Amarillo	Rojo	Rojo	Rojo
10 ⁻¹		Verde	Azul	Amarillo	Rojo	A
10 ⁻²		Verde	Azul	Amarillo	B	A
10 ⁻³		Verde	Verde	C	Amarillo	Amarillo
10 ⁻⁴		Verde	D	Azul	Amarillo	Amarillo
10 ⁻⁵		Verde	Verde	Verde	Azul	Azul
10 ⁻⁶		Verde	Verde	Verde	Verde	Azul

Donde:

- A: mitigación instantánea a B o parada de la planta.
- B: tomar urgentemente las medidas necesarias para asegurar operación estable.
- C: tomar tan rápido como sea posible las medidas necesarias para asegurar una operación estable.
- D: no hacer nada.

A.5. VALORES ASPECTOS AMBIENTALES

Los valores que se han establecido a cada elemento de las fórmulas aparecen en las siguientes tablas. A continuación, primero se muestran los aspectos ambientales directos e indirectos.

Tabla A.5.1. Valores de la frecuencia de aparición (F)

	Frecuencia de aparición	Valor F
Alta	Se presenta habitualmente, en continuo o con una frecuencia de aparición ≥ 1 vez/mes.	3
Media	Se presenta en circunstancias que se repiten con una frecuencia de aparición < 1 vez/mes y ≥ 1 vez/año.	2
Baja	Se presenta en circunstancias que se repiten con una frecuencia de aparición < 1 vez/año.	1

Tabla A.5.2. Valores de la magnitud relativa (M)

Tipo de aspecto	Magnitud relativa	Valor M
	Alta	
Consumo de recursos energéticos	Consumo registrado supera en un porcentaje $\geq 15\%$ el estándar establecido.	3
	Media	
Consumo de agua		
Consumo de materias primas	Consumo registrado supera en un porcentaje $\geq 5\%$ el estándar establecido, y es $<$ al 15%.	2
Consumo de materias auxiliares		
	Baja	
	Consumo registrado supera en un porcentaje $< 5\%$ el estándar establecido; o sin estándar establecido.	1
	Alta	
	Valor del parámetro $100\% > P \geq 90\%$ del límite autorizado.	3
	En este caso no realizar medidas el criterio será: Indecencias registradas superan en un porcentaje $> 15\%$ el estándar establecido.	
	Media	
Emisiones con parámetros (Focos, emisores, etc.)	Valor del parámetro P: $70\% \leq P < 90\%$ del límite autorizado.	2
	En este caso no realizar medidas el criterio será: Indecencias registradas superan en un porcentaje $> 5\%$ el estándar establecido, y $<$ al 15%	
	Baja	
	Valor del parámetro $P < 70\%$ del límite autorizado; o sin límite establecido.	1
	En este caso no realizar medidas el criterio será: Indecencias registradas superan en un porcentaje $> 5\%$ el estándar establecido	

Tabla A.5.2. Valores de la magnitud relativa (M) Parte I.

Tipo de aspecto	Magnitud relativa	Valor M
	Alta	
Emisiones atmosféricas sin posible medición (Valor de los parámetros contaminantes característicos: SO ₂ , NOx, etc.)	Emisiones registradas superan en un porcentaje $\geq 15\%$ el estándar establecido.	3
	Media	
	Emisiones registradas superan en un porcentaje $\geq 5\%$ el estándar establecido, y es $<$ al 15%.	2
	Baja	
	Emisiones registradas superan en un porcentaje $< 5\%$ el estándar establecido.	1
	Alta	
Ruido y olores	Valor del parámetro $100\% > P \geq 90\%$ del límite autorizado.	3
	En caso de no realizar medidas el criterio será:	

	Se han recibido más de 3 quejas/comentarios/notificaciones referentes a ruidos/olores. Media Valor del parámetro P: $70\% \leq P < 90\%$ del límite autorizado. En caso de no realizar medidas el criterio será:	2
	Se han recibido entre 1-3 quejas/comentarios/notificaciones referentes a ruidos/olores. Baja Valor del parámetro P $< 70\%$ del límite autorizado; o sin límite establecido. En este caso no realizar medidas el criterio será:	1
Efluentes líquidos (Valor de los parámetros característicos de los efluentes líquidos)	No se han recibido quejas referentes a ruidos/olores. Alta Valor del parámetro $100\% > P \geq 90\%$ del límite autorizado. En caso de no realizar medidas el criterio será: Emisiones registradas superan en un porcentaje $\geq 15\%$ el estándar establecido.	3

Tabla A.5.2. Valores de la magnitud relativa (M) Parte II.

Tipo de aspecto	Magnitud relativa	Valor M
	Media Valor del parámetro P: $70\% \leq P < 90\%$ del límite autorizado. En caso de no realizar medidas el criterio será:	2
Efluentes líquidos (Valor de los parámetros característicos de los efluentes líquidos)	Emisiones superan en un porcentaje $\geq 5\%$ el estándar establecido, y $<$ al 15%. Baja Valor del parámetro P $< 70\%$ del límite autorizado; o sin límite establecido. En este caso no realizar medidas el criterio será:	1
	Emisiones registradas superan en un porcentaje $< 5\%$ el estándar establecido. Alta Cantidades generadas superan en un porcentaje $\geq 15\%$ el estándar establecido.	3
	Media Cantidades generadas superan en un porcentaje $\geq 5\%$ el estándar establecido, y es $<$ al 15%.	2
Residuos generados	Baja Cantidades generadas superan en un porcentaje $< 5\%$ el estándar establecido; o sin estándar establecido.	1
Capacidad de control	Baja	3

No existen medidas especiales de control y se conoce que los terceros no las controlan.	
Media	
Existen algunas medidas de control, aunque en situaciones externas podría perderse el control por parte de los terceros	2
Alta	
Existen medidas para controlar el suceso previsto, aunque no dependen directamente de ASES	1

A.5.1. Cálculo de la magnitud

Tabla A.5.3. Resultados del valor de magnitud.

Vectores	Valores Planta HDS	Valores de ASES	Magnitud
Gas natural (m ³ /año)	2.56E+05	4.10E+07	1
Agua de refrigeración (m ³ /año)	3.09E+05	2.80E+05	3
Electricidad (MWh/año)	7.90E+02	2.00E+04	1

A.6. SIMULACIÓN DEL PROCESO CON ASPEN HYSYS

A.6.1. Reactor

Para simular el proceso se utilizó el programa Aspen Hysys. El modelo termodinámico empleado es Peng-Robinson que es aplicable para sistemas de cortes de hidrocarburos con alto contenido de hidrógeno. El paquete Peng-Robinson es un grupo de ecuaciones con una gran precisión para el trabajo con crudo, gas y aplicaciones petroquímicas, este paquete abarca un amplio rango de condiciones.

Las especificaciones de la alimentación se detallan en la siguiente tabla:

Tabla A.6.1. Especificaciones de la alimentación.

Especificación	Diésel
Densidad (kg/m ³)	880.3
Contenido de azufre (% wt)	2.140
Contenido de nitrógeno (% wt)	0.0033
Contenido de aromáticos (% wt)	35.24
Viscosidad a 37.8°C (cSt)	4.357
Destilación (% V)	ASTM D-86 (°C)
P.I	212.9
5	250.7
50	294.0
95	347.5
P.F	356.6

Para realizar la simulación, el contenido de azufre se asume que pertenece a los compuestos azufrados (propilmercaptano, tiofeno, benzotiofeno y dibenzotiofeno), el contenido de nitrógeno pertenece a la piridina y como compuestos aromáticos se tienen en cuenta el naftaleno y el ciclohexilbenceno.

Reacciones de HDS:



Reacción de HDN:



Reacciones de HDA:



El resto de la composición del diésel corresponde a los puntos normales de ebullición que fueron simulados haciendo uso de un hidrocarburo simple que actúa como inerte, en este caso se seleccionó el eicosano ($\text{C}_{20}\text{H}_{42}$).

Con todas reacciones anteriores se calculó el hidrógeno necesario estequiométricamente.

Tabla A.6.2. Cálculo del hidrógeno necesario estequiométricamente.

Compuestos	Caudal (kg/h)	PM (kg/kmol)	PM H ₂ (kg/kmol)	H ₂ estequiom. (kg/h)
Mercaptano	124.8	76.161	2.016	3.302
Tiofeno	124.8	84.139	2.016	11.96
Benzotiofeno	124.8	134.20	2.016	5.622
Dibenzotiofeno	124.8	184.30	2.016	2.730
Piridina	7.698	79.099	2.016	0.9809
Naftaleno	4110	128.17	2.016	96.80
Ciclohexilbenceno	4110	160.26	2.016	206.7
Hidrógeno total				328.1

El hidrógeno disminuye el sulfuro de hidrógeno y las presiones parciales de amoníaco en el reactor, lo que reduce el efecto de inhibición en las reacciones de HDT y mantiene limpio el catalizador al inhibir la formación de coque. La disponibilidad de hidrógeno de enfriamiento depende de la relación H₂/Oil a lo largo de los reactores. Según bibliografía [1] [2] los valores de dicha ratio varían entre 1000 y 2000 scf/bbl.

$$\frac{\text{H}_2}{\text{Oil}} \left(\frac{\text{scf}}{\text{bbl}} \right) = \frac{\text{Total gas to the reactor (scf/day)}}{\text{Total feed to the reactor (bbl/day)}} \quad (\text{A.20})$$

Conociendo la alimentación total de diésel y usando 2000 scf/bbl de ratio se calculó la cantidad total de hidrógeno necesaria y se obtuvo un valor de 968.84 kg/h que serán repartidos entre la alimentación al reactor y el enfriamiento.

Para simular el reactor catalítico en Aspen se decidió simular los tres lechos que contiene el reactor original con tres reactores PFR especificando para cada uno sus correspondientes dimensiones y pérdida de carga que ha sido calculada mediante la correlación de Larachi et al. (1991), válida para líquidos espumosos y no espumosos para una presión de funcionamiento de 0.2 a 8.1 MPa.

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{2G_G^2}{d_h \rho_G (X_G (Re_L We_L)^{1/4})^{3/2}} \left[31.3 + \frac{17.3}{\sqrt{X_G (Re_L We_L)^{1/4}}} \right] \quad (A.21)$$

Donde, d_h es el diámetro hidráulico, X_G es el número de Lockhart-Martinelli modificado, Re el número de Reynolds, We el número de Weber, G la velocidad másica superficial ($\text{Kg/m}^2 \cdot \text{s}$) y ρ_G la densidad del gas (kg/m^3). A continuación, se muestran las ecuaciones respectivamente.

$$d_h = d_p \sqrt[3]{16\varepsilon^3 / 9\pi(1 - \varepsilon)^2} \quad (A.22)$$

d_p corresponde al diámetro de partícula (m) y ε es la porosidad del catalizador.

$$X_L = \frac{1}{X_L} = \frac{U_L}{U_G} \left(\sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_G}} \right) \quad (A.23)$$

U es la velocidad del líquido o gas (m/s).

$$Re = \frac{\rho U d_p}{\mu} \quad (A.24)$$

μ la viscosidad ($\text{kg/m} \cdot \text{s}$).

$$We_G = \frac{\rho_G U_G^2 d_p}{\sigma_G} \quad (A.25)$$

σ_G es la tensión superficial del líquido (N/m).

$$G = \rho \cdot U \quad (A.26)$$

A continuación, se muestran las especificaciones de los tres lechos.

Tabla A.6.3. Especificaciones de los reactores PFR-101, PFR-102 y PFR-103.

	Lecho 1	Lecho 2	Lecho 3
Longitud (m)	2	4	5
Diámetro (m)	2.5	2.5	2.5
Fracción de vacío	0.5	0.5	0.5
Pérdida de carga (bar)	0.101	0.142	0.213

Adicionalmente el reactor necesita las especificaciones del catalizador que aparecen en la siguiente tabla.

Tabla A.6.4. Características del catalizador.

Propiedad	Valor
Diámetro de poro (mm)	1.30E-03
Densidad de catalizador (kg/m ³)	1.42E+03
Porosidad Φ (fracción vacío)	0.500

A.6.2. Horno

El horno se simuló de manera no rigurosa. A continuación, se muestran imágenes de la simulación y los resultados obtenidos.

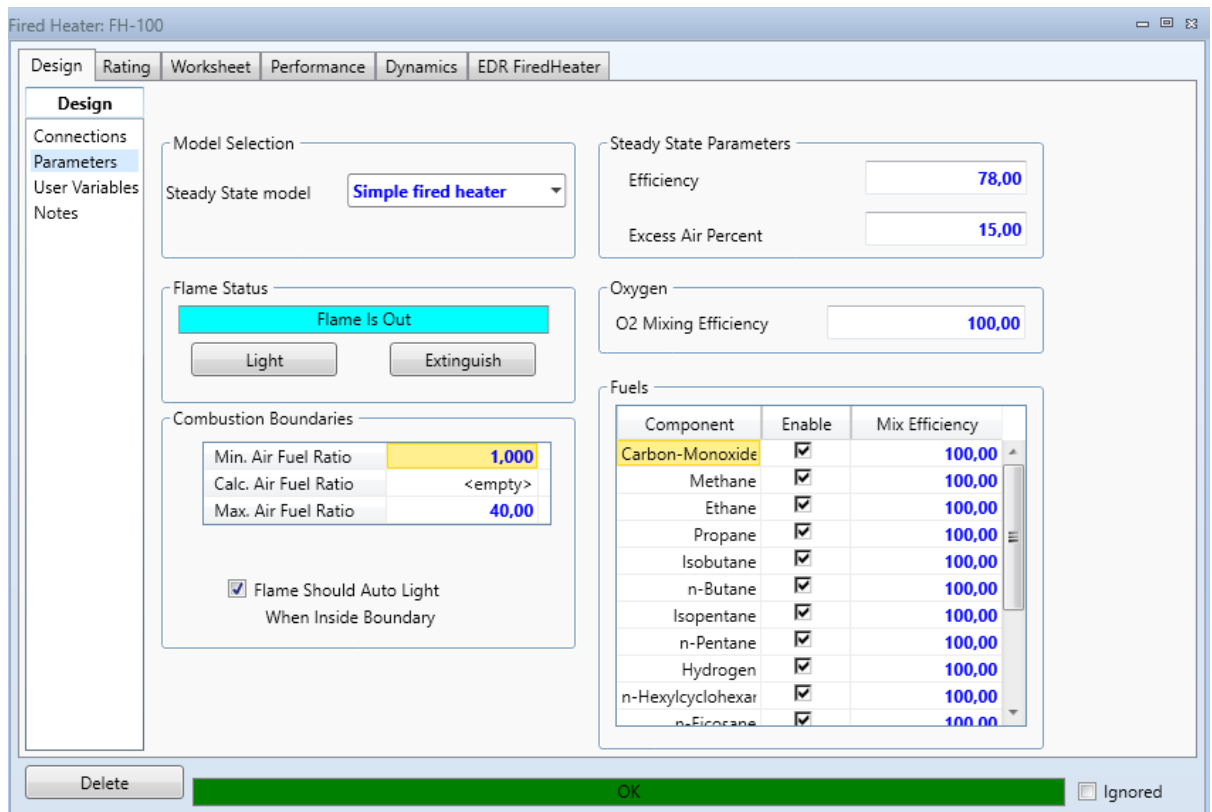


Figura A.6.1. Parámetros del horno.

Fired Heater: FH-100

Design Rating Worksheet Performance Dynamics EDR FiredHeater

Worksheet

Name	P-050	Aire	Gas natural	Salida H-101	Gases de combust
Vapour	0,5780	1,0000	1,0000	0,5962	1,0000
Temperature [C]	270,0000	25,0000	20,0000	320,0000	323,2195
Pressure [bar]	57,96	1,300	4,413	57,96	1,300
Molar Flow [kgmole/h]	276,9557	60,4987	5,3513	276,9557	65,9887
Mass Flow [kg/h]	23655,3070	1745,4115	90,2531	23655,3070	1835,6646
LiqVol Flow [m3/h]	35,5369	3,2402	0,2935	35,5369	3,1469
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-1,035e+004	-2,497	-1,792e+004	-7056	-1,528e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-399,8	2,172	-95,90	-375,5	19,53
Heat Flow [kcal/h]	-2,8666e+06	-1,5107e+02	-9,5900e+04	-1,9543e+06	-1,0085e+06

Delete OK Ignored

Figura A.6.2. Resultado de las corrientes de entrada y salida del horno.

Debido a que el horno no está simulado rigurosamente, no se puede obtener una pérdida de carga por lo tanto se ha puesto una basándose en bibliografía y ajustándola al proceso. Para simular la caída de presión en Hysys se usó una válvula.

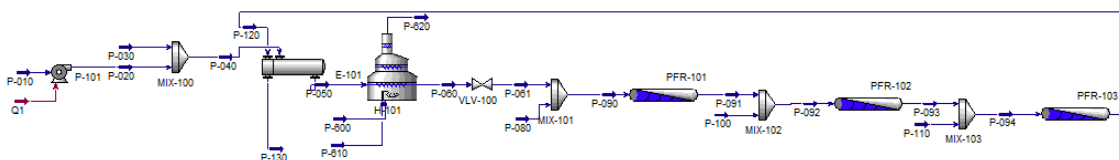


Figura A.6.3. Simulación de la zona de reacción.

A.6.3. Separador

Para el diseño del separador es necesario tener en cuenta que los flujos deben estar dentro de los límites para que se permita su separación a partir de fuerzas gravitacionales y que se establezca el equilibrio entre fases. Debe controlarse la acumulación de espuma y partículas.

El separador se simuló en Hysys, a continuación, se presentan los resultados obtenidos.

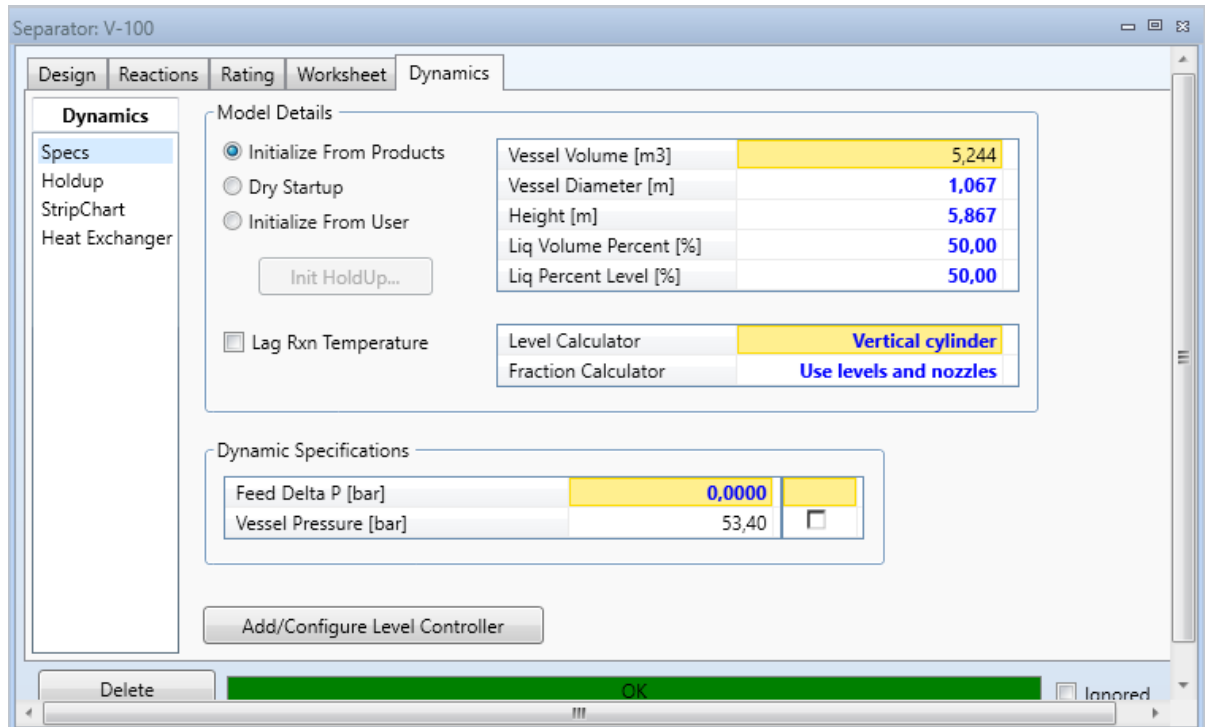


Figura A.6.4. Parámetros del separador.

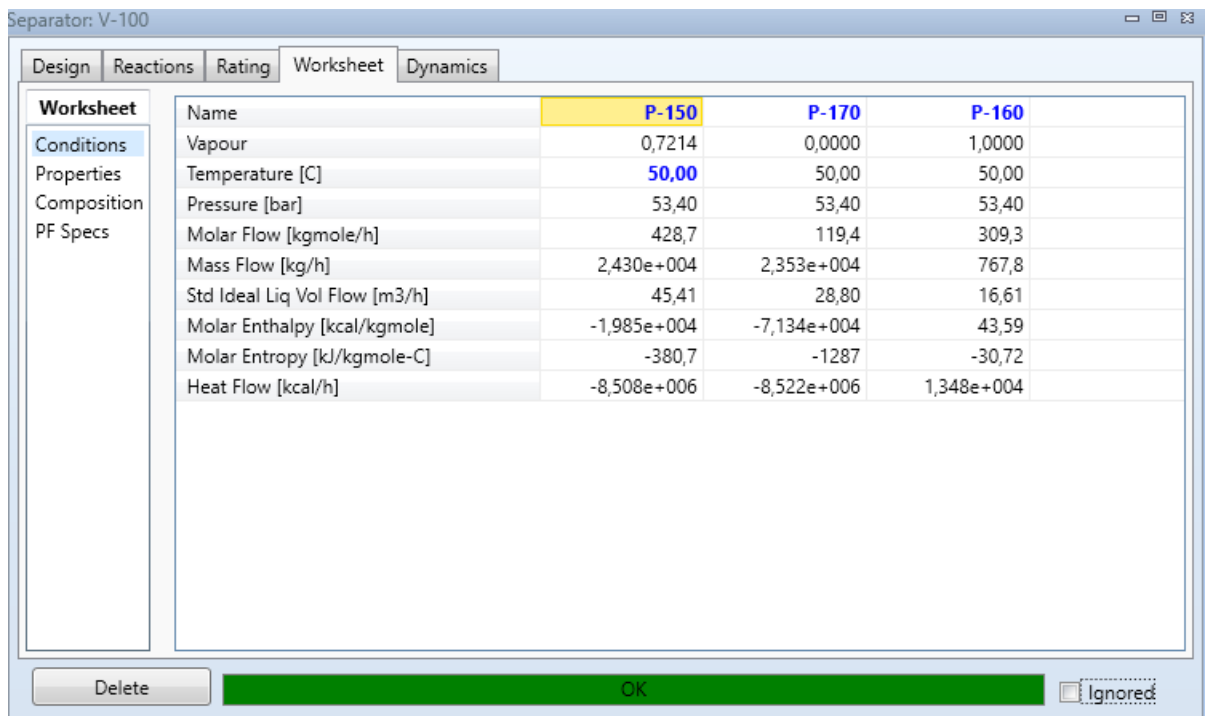


Figura A.6.5. Resultado de las corrientes de entrada y salida del separador.