



DEBOTTLENECKING HIDRÁULICO DE LOS CIRCUITOS DE UNA UNIDAD INTEGRADA CDU/VDU.

TFG
Curso 2019/2020

Grau d'Enginyeria Química
TFGEQ_2011
Tutor asociado: Vendrell Ciurana, Josep Maria
Boulanouar Al Massati, Samir (Azul)
López Padilla, Eduardo (Rojo)
Ramos Bersabé, Luis Miguel (Verde)
Fecha: 15/05/2020

Departament d'Enginyeria Química. Universitat Rovira i Virgili.

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

TÍTOL DEL TFGEQ:

DEBOTTLENECKING HIDRÀULICO DE LOS CIRCUITOS DE UNA UNIDAD INTEGRADA CDU/VDU

SUBTÍTOL .. TFGEQ_2011

AUTOR: López Padilla, Eduardo. Boulanouar Al Massati, Samir. Ramos Bersabé, Luis Miguel

CURS ACADÈMIC: .. 2019 / 2020

VIST I PLAU DEL TUTOR ACADÈMIC

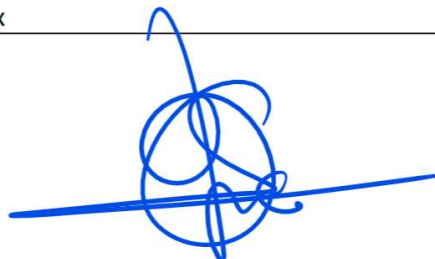
En/Na .. Vendrell Ciurana, Josep Maria

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: 23 de junio de 2020

DECLARACIÓ D'ABSÈNCIA DE CONFLICTES DE CONFIDENCIALITAT

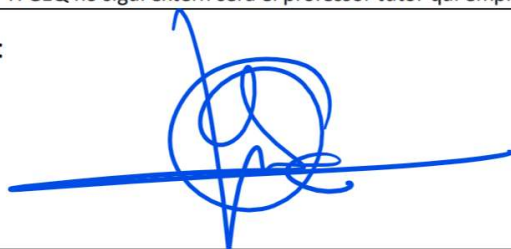
En/Na .. Vendrell Ciurana, Josep Maria, en la seva

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: 23 de junio de 2020

ÍNDICE

1.	Etapa preliminar.....	1
1.1.	Descripción del proyecto.....	1
1.2.	Alcance del proyecto.....	1
1.3.	Alternativas de diseño.....	2
1.3.1.	Introducción.....	2
1.3.2.	Tipos de separadores <i>flash</i>	2
1.3.2.1	Separador flash vertical.....	2
1.3.2.2	Separador flash horizontal.....	3
1.3.3.	Comparación entre tipos de separadores.....	4
1.3.4.	Características internas de los separadores.....	5
1.3.4.1	Desnebulizador (Demister).....	5
1.3.4.2	Deflector.....	6
1.3.4.3	Rompedores de vórtices.....	6
1.3.4.4	Emulsiones y desmenucionantes.....	7
1.3.5.	Elección después del estudio.....	7
2.	Ingeniería conceptual.....	8
2.1.	Layout.....	8
2.2.	Materia prima.....	8
2.3.	Estándares y códigos de diseño.....	9
2.4.	Especificación de los servicios disponibles.....	10
2.5.	Elección de material.....	10
2.6.	Planificación del proyecto.....	10
3.	Ingeniería Básica.....	12
3.1.	Diagrama de bloques y PFD.....	12
3.2.	Trazado de tuberías.....	12
3.2.1.	Trazado de tuberías actual.....	12
3.2.1.1	Pérdida de carga.....	14
3.2.1.2	Accesorios y pérdida de carga.....	15
3.2.1.3	Pérdida de carga total.....	16
3.2.2.	Nuevo trazado de tuberías.....	17
3.2.2.1	Accesorios y pérdida de carga.....	18
3.2.2.2	Pérdida de carga total.....	18
3.3.	Estudio de sensibilidad aspiración de la bomba P-101.....	18
3.4.	Espesor de tuberías.....	21
3.5.	Diseño del separador <i>pre-flash</i>	24
3.5.1.	Ubicación dentro del proceso.....	24
3.5.2.	Cálculo del dimensionamiento.....	25
3.5.3.	Cálculo espesor de la pared.....	28
3.5.4.	Cálculo de la masa del recipiente.....	29
3.5.5.	Ubicación en campo.....	30
3.5.6.	Eliminación de las emulsiones.....	30
3.5.6.1	Emulsión.....	30
3.5.6.2	Separación de las emulsiones.....	30
3.5.6.3	Desmenucionantes.....	30
3.5.6.4	Dosificación de desmenucionante.....	31
3.5.7.	Dispositivos de alivio de presión.....	31
3.5.8.	Selección del tipo de válvula de seguridad.....	31

3.5.8.1	Dimensionamiento de la PSV.....	32
3.5.9.	Cálculo de las tuberías del <i>flash</i>	35
4.	Aislamiento y trazo térmico.....	36
5.	Estructura.....	41
5.1.	Validación de tipo de viga.....	41
5.1.1.	Cálculo de la flexión.....	41
5.1.2.	Cálculo del pandeo para las columnas.....	45
5.2.	Puesta a tierra de la estructura.....	46
5.3.	Zapatas.....	46
6.	Descripción del sistema de control.....	47
6.1.	Objetivos del sistema de control.....	47
6.2.	Metodología de control.....	47
6.3.	Nomenclatura de los lazos de control.....	48
6.4.	Nomenclatura de instrumentación.....	48
6.5.	Arquitectura del sistema de control.....	49
6.6.	Control del separador <i>flash</i>	49
6.6.1.	Pliego de condiciones.....	50
7.	HAZOP. Análisis funcional de operatividad (AFO).....	52
7.1.	Introducción.....	52
7.1.1.	Metodología.....	52
7.1.1.1	Definir y comprobar nodos.....	52
7.1.1.2	Identificar las desviaciones.....	52
7.1.1.3	Definir las causas y consecuencias.....	54
7.1.1.4	Evaluar las consecuencias y determinar la reducción del riesgo.....	54
7.1.2.	Modelo para HAZOP de Procedimientos.....	56
7.2.	Estudio HAZOP.....	58
7.3.	Riesgos potenciales.....	70
8.	Manual de operaciones.....	71
8.1.	Verificaciones.....	71
8.1.1.	Puesta en marcha.....	71
8.1.2.	Mantenimiento.....	71
8.2.	Puesta en marcha.....	71
8.2.1.	Partiendo de una parada.....	71
8.2.2.	Partiendo de una parada de emergencia.....	72
8.3.	Estado estacionario.....	72
8.4.	Parada mantenimiento.....	72
8.5.	Parada de emergencia.....	72
8.5.1.	Por fuga.....	72
9.	Identificación y evaluación de aspectos ambientales.....	73
9.1.	Identificación de los aspectos ambientales.....	73
9.1.1.	Aspectos ambientales directos.....	73
9.1.2.	Aspectos ambientales de emergencia.....	73
9.2.	Metodología para la valoración y jerarquización de los aspectos ambientales.....	73
9.2.1.	Metodología aspectos ambientales directos.....	73
9.2.1.1	Valoración de los aspectos ambientales directos.....	73
9.2.1.2	Criterio de jerarquización.....	74
9.2.1.3	Criterio para valorar la frecuencia de aparición.....	74
9.2.1.4	Criterio para valorar la magnitud relativa.....	74

9.2.1.5	Criterio para valorar la severidad de las consecuencias ambientales	75
9.2.2.	Metodología aspectos ambientales de emergencia.....	75
9.2.2.1	Valoración de los aspectos ambientales de emergencia.....	75
9.2.2.2	Criterio de jerarquización.....	75
9.2.2.3	Criterio para valorar la probabilidad de ocurrencia.....	76
9.2.2.4	Criterio para valorar la capacidad de control existente.....	76
9.2.2.5	Criterio para valorar la severidad de las consecuencias.....	76
9.3.	Cálculos	76
9.3.1.	Cálculos aspectos ambientales directos	76
9.4.	Resultados.....	77
9.4.1.	Resultados evaluación de los aspectos ambientales directos	77
9.4.2.	Resultados evaluación de los aspectos ambientales de emergencia.....	78
10.	Evaluación económica.....	79
10.1.	Cálculo inversión inicial.....	79
10.1.1.	Estimación de costes de compra.....	80
10.1.1.1	Coste equipo flash.....	80
10.1.1.2	Coste válvulas flash	81
10.1.1.3	Coste instrumentación.....	82
10.1.1.4	Coste líneas flash	82
10.1.1.5	Coste desemulsionante	83
10.1.1.6	Coste líneas nuevo trazado	83
10.1.1.7	Coste codos nuevo trazado	84
10.1.2.	Estimación costes de instalación	84
10.2.	Flujo de caja.....	85
10.2.1.1	Cálculo consumo gas natural.....	86
10.2.1.2	Cálculo emisión tonelada CO ₂	86
10.2.1.3	Cálculo consumo aporte vapor	86
10.2.1.4	Cálculo consumo desemulsionante	86
10.3.	Resultados.....	87
10.4.	Estudio de sensibilidad	87
11.	Conclusiones.....	89
12.	Bibliografía.....	90
A.	Anexos.....	93
A.1.	Fundamento teórico del flujo de fluidos.....	94
A.1.1.	Régimen de flujos en tuberías	94
A.1.2.	Pérdida de carga en tuberías.....	94
A.1.3.	Pérdida de carga en accesorios.....	95
A.2.	Fundamentos teóricos del equilibrio de fases	96
A.3.	Teoría del diseño de equipos <i>flash</i>	97
A.3.1.	Sección de separación primaria.....	97
A.3.2.	Sección de separación secundaria.....	97
A.3.3.	Sección de acumulador líquido	97
A.3.4.	Sección de coalescencia.....	97
A.3.5.	Control del equipo y dispositivos de alivio.....	98
A.3.6.	Línea de descarga	98
A.3.7.	Forma de los separadores.....	98
A.4.	Planos.....	99
A.4.1.	Leyenda.....	99

A.4.2.	Layout de ASESА	100
A.4.3.	Diagrama de bloques	101
A.4.4.	PFD del tren de intercambiadores actual	102
A.4.5.	PFD con separador <i>flash</i> al final del tren de intercambiadores	103
A.4.6.	PFD con separador <i>flash</i> entre intercambiadores del tren	104
A.4.7.	PFD de la nueva instalación	105
A.4.8.	P&ID del separador <i>flash</i>	106
A.4.9.	Isométrico del trazado actual a la aspiración de la bomba P-101	107
A.4.10.	Isométrico con la sustitución del trazado	108
A.4.11.	Isométrico del nuevo trazado	109
A.4.12.	Isométrico del separador <i>flash</i>	110
A.4.13.	Isométrico de las tuberías del <i>flash</i>	111
A.5.	Listado de instrumento	112
A.6.	Listado de válvulas	113
A.7.	Listado de tuberías	114
A.8.	Hojas de especificaciones	115
A.8.1.	Hojas de especificación del separador <i>flash</i>	115
A.8.2.	Hojas de especificaciones de válvulas automáticas	117
A.8.2.1	Hojas de especificaciones de las válvulas de bola	117
A.8.2.2	Hojas de especificaciones de las válvulas de globo	119
A.8.2.3	Hojas de especificaciones de la válvula de seguridad y disco de ruptura	121
A.8.3.	Hojas de especificaciones de la bomba de desemulsionante	125

GLOSARIO

Símbolo	Parámetro	Unidades
A	Sección de orificio	mm ²
A	Sección de paso en tuberías	m ²
Acu1PSV	Acumulación para una sola PSV	%
A _{LLL}	Área de la sección del nivel mínimo	m ²
A _T	Área total	m ²
A _V	Área de la sección de la zona de vapor	m ²
B1	Diámetro nominal antes de la bifurcación	Pulgadas
B1, B2	Constantes Bare Module	-
B2	Diámetro nominal de bifurcado	Pulgadas
B3	Diámetro nominal después de la bifurcación	Pulgadas
BDI	Balance después de impuestos	-
C ₀	Margen de corrosión o erosión	mm
C ₁	Valor absoluto de la tolerancia negativa	mm
C ₂	Margen de adelgazamiento durante la fabricación	mm
CBM2001	Coste Bare Module	-
CEPCI	Índice de coste de plantas de ingeniería química	-
CF	<i>Cash Flow</i> (Flujo de caja)	-
C _p ⁰	Coste del equipo a P=atm, T=amb.	-
cp	Calor específico a presión constante	J/kg°C
cv	Calor específico a volumen constante	J/kg°C
D	Diámetro	m
De	Diámetro externo	mm
DE	Diámetro exterior	mm
ΔH	Incremento de altura	m
Di	Diámetro interno	m
DI	Diámetro interno	mm
dN	Distancia calculada a los tubos E/S	m
DN	Diámetro nominal de tubería	Pulgadas
ΔP	Incremento de presión	Pa
ε	Rugosidad de tubería	mm
E	Módulo de Young	N/m ²
e	Espesor real de tubería	mm
e _m	Espesor mínimo de tubería	mm
e _p	Espesor pedido de tubería	mm
ε _r	Rugosidad relativa	-
f	Factor de fricción	-
F	Fuerza	N
FM	Factor de material	-
FP	Factor de presión	-
g	Gravedad	m/s ²

h	Altura	m
H	Longitud de tubería	m
h_{conv}	Coefficiente de convección de fluido	W/m ² °C
H _D	Altura del demister	m
H _{LLL}	Altura del nivel mínimo	m
H _v	Altura de la zona de vapor	m
i	Periodo	Años
I ₀	Inversión inicial	€
I _{min}	Momento de inercia mínimo	m ⁴
K	Coefficiente de resistencia	-
K	Constante empírica <i>preflash</i>	m/s
K	Coefficiente de pérdida de carga	-
k	Relación cp/cv	-
K1, K2, K3	Constantes tabuladas cálculo C _p ⁰ 2001	-
K _b	Coefficiente de contrapresión	-
K _c	Factor de corrección de combinación	-
K _d	Coefficiente de descarga	-
L	Longitud	m
L	Fase líquida	-
L _v	Longitud de pandeo	m
μ	Viscosidad dinámica	kg/ms
M	Momento	Nm
m _e	Masa de vapor que entra en t _{LL}	kg
m _{ex}	Masa existente	kg
M _{fmax}	Momento flector máximo	Nm
mmr	Masa molecular relativa	g/mol
m _T	Masa total	kg
v	Viscosidad cinemática	m ² /s
N	Distancia a los tubos de entrada y salidas	m
n	Número de mol	mol
P	Presión	kPa
P ₁	Presión acumulada	bar _a
P _{Cr}	Carga crítica	N
P _{max}	Carga máxima	N
P _{set}	Presión de tarado	bar _g
q	Flujo de calor	W
q1	Caudal antes de la bifurcación	kg/s
q2	Caudal bifurcado	kg/s
q3	Caudal después de la bifurcación	kg/s
q _a	Relación de caudales	-
Ql	Caudal volumétrico líquido	m ³ /s
Qmv	Caudal másico de vapor	kg/h

Q_v	Caudal volumétrico vapor	m^3/s
Q_w	Caudal másico	kg/h
ρ	Densidad	kg/m^3
R	Constante de los gases	$m^3Pa/molK$
R_{conv}	Resistencia térmica por convección	$^{\circ}C/W$
Re	Reynolds	-
ρ_l	Densidad del líquido	kg/m^3
ρ_v	Densidad del vapor	kg/m^3
σ_{adm}	Tensión admisible	N/m^2
Sch	Schedule tubería	-
SE	Tensión admisible del material	kPa
Símbolo	Parámetro	Unidades
σ_{max}	Tensión máxima	N/m^2
T	Temperatura	$^{\circ}C$
T_{alivio}	Temperatura de alivio	$^{\circ}C$
T_{amb}	Temperatura ambiente	$^{\circ}C$
$t_{calculada}$	Espesor de pared calculada	mm
T_{ext}	Temperatura externa	$^{\circ}C$
t_H	Tiempo de retención	S
T_{int}	Temperatura interna	$^{\circ}C$
t_{LL}	Tiempo de llenado hasta el nivel de contacto	S
t_{min}	Espesor de pared mínimo	mm
t_s	Tiempo de oleada	S
U	Velocidad terminal	m/s
U_v	Velocidad vertical	m/s
v	Velocidad	m/s
V	Volumen	m^3
V	Fase vapor	-
VAN	Valor Actual Neto	-
V_{CL}	Volumen desde el nivel de líquido, al de contacto	m^3
V_H	Volumen tiempo retención	m^3/s
V_{LTr}	Volumen de líquido de trabajo	m^3
V_S	Volumen tiempo de oleada	m^3/s
V_{VTr}	Volumen de gas de trabajo	m^3
W	Módulo resistente	m^3
W	Carga de alivio	kg/h
y	Coefficiente del material	-
Z	Compresibilidad	-
λ	Relación de caudales	-

1. ETAPA PRELIMINAR

1.1. Descripción del proyecto

La refinería de petróleo Asfaltos Españoles, S.A. es una empresa que procesa crudos de petróleo pesados y extrapesados, con el objetivo de obtener destilados y betunes asfálticos.

Debido a la demanda de mercado, en la última década se han acometido varias inversiones para el incremento de la producción de la Unidad así como para la mejora de la seguridad. Este hecho, deja abierta la posibilidad de estudio de la optimización del proceso de producción.

En este proyecto se han identificado los cuellos de botella hidráulicos del tren de intercambiadores de precalentamiento del crudo mediante validación de la capacidad actual de los circuitos y de las unidades que lo componen y se ha estudiado la viabilidad física y económica de un *Pre-flash* en el tren de intercambiadores.

Se ha propuesto un nuevo trazado y diámetros de líneas (PFD e isométricos), así como los equipos necesarios que solventan el cuello de botella.

Se ha realizado la ingeniería básica del conjunto de tuberías y equipos estáticos y dinámicos de la nueva propuesta con la que se mejorará la hidráulica del sistema.

Se ha definido un esquema de control y detalle de los lazos, que justifican una mejora del sistema. También se ha elaborado los diagramas de control y las hojas de especificaciones de los equipos de nueva instalación.

Para justificar la inversión del proyecto se ha realizado un estudio económico de viabilidad.

En cuanto a seguridad se ha hecho un estudio HAZOP, incluyendo los nuevos escenarios y riesgos asociados, de los equipos implementados.

También se ha realizado un estudio medioambiental que indica la afectación de este proyecto al medioambiente

Por último, se ha realizado un Manual de Operaciones para operar en los nuevos equipos instalados.

1.2. Alcance del proyecto

La Unidad que cuenta con disponibilidad operacional anual del 98%, dispone de un tren de intercambiadores que aprovecha la energía de los diferentes cortes de las columnas CDU/VDU para el precalentamiento del crudo antes de conducirlo al horno, que debe calentar el crudo a la temperatura necesaria que se requiere en la columna atmosférica. Este tren de intercambiadores está dividido en dos etapas entre las cuales existe una bomba que eleva la presión con el fin de compensar la pérdida de carga del tren.

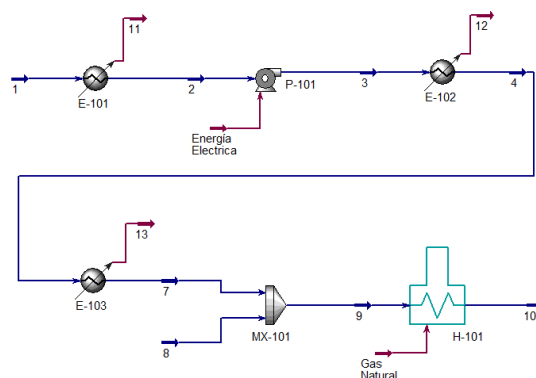


Figura 1.2.1 Tren de intercambiadores

Uno de los problemas que se presentan es la eventual cavitación de esta bomba ya que existe una reducción en la sección de la tubería de aspiración, que provoca que el producto evapore parcialmente al bajar la presión por la pérdida de carga. En este punto se ha estudiado la pérdida de carga producida por el trazado actual y se ha propuesto un nuevo trazado que elimina o mejora esta pérdida de carga.

El otro punto de estudio es la viabilidad de la instalación de un separador *flash* entre los intercambiadores del tren, con el objetivo de separar parte del crudo en forma de gas y conseguir un ahorro energético en el horno previo a la destilación atmosférica. En este objetivo se ha buscado el punto de la instalación donde hay mayor ahorro energético, así como la localización física del equipo y el trazado de tuberías necesario para su funcionamiento óptimo.

1.3. Alternativas de diseño

1.3.1. Introducción

En este apartado, se estudiarán las alternativas que pueden surgir en este proyecto. Dichas alternativas se basan en la elección del tipo de separador adecuado para la implantación, así como sus características internas. A continuación, se muestra el análisis de los separadores típicos en la industria del crudo, como son, el separador *flash* en configuración horizontal y el separador *flash* en configuración vertical. ^{Ref. [3]}

El estudio de las características internas de dichos separadores se basará en el desnebulizador, también conocido como *demister*, que se trata de un dispositivo que tiene como función la separación del líquido contenido en forma de pequeñas gotas en la corriente de gas del separador. El deflector, que consiste en una placa colocada a la entrada de los separadores, capaz de romper la alta velocidad de entrada del fluido y por último el desemulsionante, producto capaz de evitar emulsiones en la separación del crudo.

1.3.2. Tipos de separadores *flash*

1.3.2.1 Separador flash vertical

En el separador vertical, la entrada se ve situada en un lateral de éste. Justo en la entrada se encuentra un deflector, encargado de bajar la alta velocidad a la que entra el fluido. Una vez choca contra el deflector éste provoca una gran separación inicial, separación primaria. El líquido se direcciona hacia el fondo del separador (recolección de líquidos), en este recorrido aparece la separación secundaria, ésta se basa en la decantación del líquido por gravedad al haberse reducido la alta velocidad de entrada. Cuando el separador alcanza el equilibrio, las burbujas de gas ascienden y migran hacia la cabeza del separador (recolección de vapor), una vez el gas atraviesa el extractor de neblina, las gotas de líquido que son arrastradas por el gas, caen hacia la recolección de líquidos. Existen separadores con y sin extractor de neblina.

El líquido sale por el fondo a través de una válvula, ésta se ve regulada por un controlador de nivel. En la salida de gas un controlador de presión regulará otra válvula, para alcanzar la presión deseada dentro del *flash*.

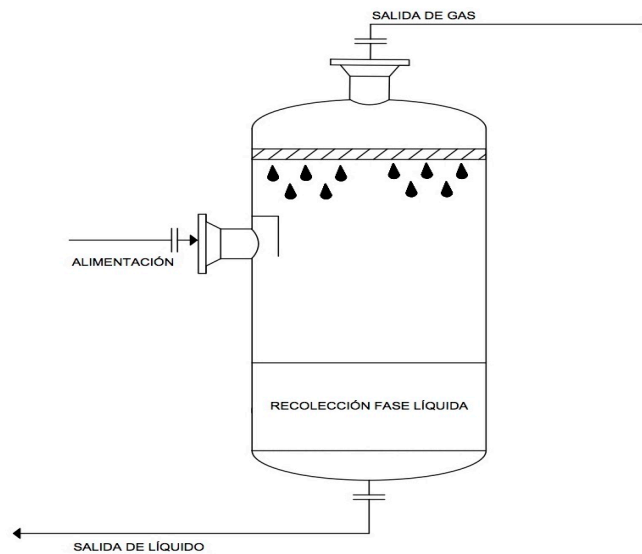


Figura 1.3.2.1.1. separador flash vertical

1.3.2.2 Separador flash horizontal

En el separador *flash* horizontal, el fluido de la alimentación se encuentra con un deflector, cuya función, del mismo modo que en el separador vertical, es la disminuir la velocidad a la que entra el fluido, provocando una separación inicial de líquido y gas, separación primaria.

La fuerza de la gravedad, hace que las gotas de líquido que se encuentran en la corriente de gas, caigan hacia la recolección de líquidos situada en el fondo del separador. Al cúmulo que se encuentra en el fondo del equipo se le dota del tiempo de retención necesario para, que el gas que contiene, evolucione hacia la cabeza del separador.

Los controladores de nivel, junto con las válvulas de descarga en la salida de líquidos, como en la salida de gases, operan de manera similar a la del separador vertical.

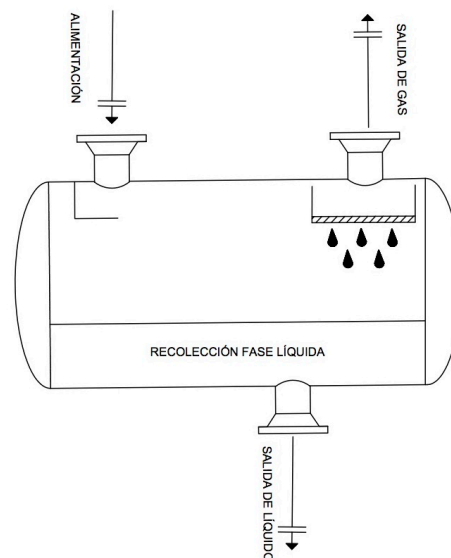


Figura 1.3.2.2.1. Esquema separador flash horizontal

1.3.3. Comparación entre tipos de separadores

Seguidamente en la tabla 1.3.3.1. y tabla 1.3.3.2. se presentan las ventajas y desventajas del uso, tanto de un separador *flash* horizontal, como el de uno vertical. ^{Ref. [10]}

Tabla 1.3.3.1. Separador Flash horizontal

Ventajas	Desventajas
Gran control de la turbulencia	Ocupa mucho espacio en planta
Mayor área de la superficie líquida	No es idóneo para fluidos con impurezas
Mantenimiento y limpieza	El <i>demister</i> se colapsa con facilidad.
La dirección del flujo es idónea	Mucha recolección de líquidos

Tabla 1.3.3.2. Separador Flash vertical

Ventajas	Desventajas
Puede manejar grandes cantidades de fluido	Muy costoso
No se requiere mucho espacio en planta	Mantenimiento parte superior
Limpieza	Para fluidos que generen espuma
Puede manejar fluidos con impurezas	Menos recolección de líquidos

A continuación, en la tabla 1.3.3.3. se muestra qué separador es el idóneo según las características del fluido con el que se opera. ^{Ref. [11]}

Tabla 1.3.3.3 Recomendaciones de uso de diferentes separadores.

Características del fluido	Vertical sin desnebulizador	Horizontal sin desnebulizador	Vertical con desnebulizador	Horizontal con desnebulizador
Con grandes cantidades de gas	MR	M	MR	M
Alta retención Líquido/gas	MR	M	MR	M
Relación vapor/líquido baja	M	MR	M	MR
Líquido-líquido-vapor	M	MR	M	MR
Líquido-líquido	NR	R	NR	NR
Grandes cantidades de líquido	M	MR	M	MR
Fluido con sólidos pegajosos	R	M	M	M
Poco espacio en planta	R	NR	R	NR
Limitación de altura en planta	NR	R	NR	R

*Recomendable: R, No recomendable: NR, Muy recomendable: MR, Moderado: M

1.3.4. Características internas de los separadores

Una vez se elija el tipo de separador adecuado para este proceso, se procederá al estudio de las características de éste. El análisis se hará sobre el desnebulizador, el deflector y el rompe vórtices, así como de su geometría.

1.3.4.1 *Desnebulizador (Demister)*

Este dispositivo se encarga de separar las gotas de líquido que son arrastradas por el gas que se direcciona hacia la cabeza de columna. Las gotas que pasan por el desnebulizador producen un choque entre ellas, el fenómeno físico que ocurre se denomina coalescencia. Éste choque hace que las gotas de líquido acaben regresando hacia la recolección de líquidos, fondo de columna, por gravedad al unirse unas con otras.

A continuación, en las figuras 1.3.4.1.1 y 1.3.4.1.2, se puede ver el esquema de colocación típico de un desnebulizador y una imagen real de éste.

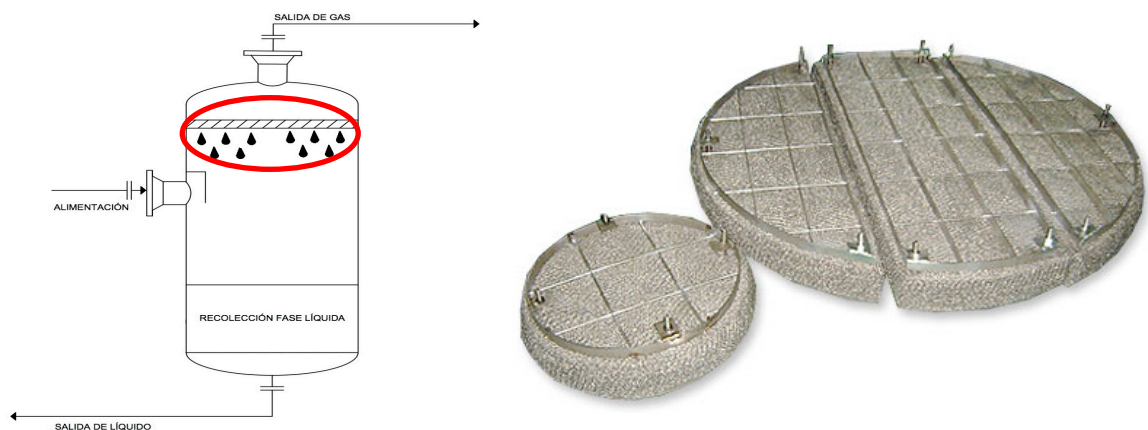


Figura 1.3.4.1.1. Esquema flash con demister Figura 1.3.4.1.2. Imagen real de demister

Fuente: Filsonfilters

Los desnebulizadores se basan en una estructura en forma de laberinto poroso, para que el gas que se direcciona a la cabeza de columna, se vea forzado a cambios de dirección y velocidad, permitiendo que las diferentes gotas se adhieran a gotas mayores hasta conseguir un tamaño suficiente para que, por gravedad, vuelvan a descender. ^{Ref. [12]}

El rendimiento del *demister* puede llegar incluso al 99% y se basa principalmente en la velocidad máxima del vapor, que va en función de la densidad del líquido, la densidad del gas y un coeficiente adimensional que depende de la dimensión de las gotas, la viscosidad, etc. El rendimiento, logra su máximo valor, cuando la velocidad de gas se encuentra entre un 75 y un 30 % de la velocidad máxima del gas.

La implantación de este dispositivo hace reducir el tamaño del separador, y en consecuencia el costo.

A continuación, se puede observar una tabla donde aparecen los principales *demister* que hay en el mercado. (Esta información se extrae de la empresa suministradora de desnebulizadores, *CODINA, S. L.*) ^{Ref. [9]}

Tabla 1.3.4.1.1. Demister proporcionados por la empresa CODINA, S.L.

Demister	Uso	Densidad (kg/m ³)	Superficie de contacto (m ² /m ³)	Volumen libre (%)
CD-14	Altas velocidades de gas.	80.0	145	99.0
CD-18	Líquidos viscosos, partículas grandes.	100	180	98.7
CD-30	Estándar, para todos los usos.	150	300	98.0
CD-63	Velocidades lentas (rendimiento alto)	300	635	96.2
CD175	Destilación	450	1750	94.0

1.3.4.2 Deflector

El deflector, es un desviador de entrada que tiene como objetivo disminuir la alta velocidad a la que el fluido entra al separador. Éste tan pronto entra dentro del *flash*, choca contra una placa situada a escasos centímetros de la entrada. El diseño del deflector adecuado para el proceso se basa en buscar la superficie de impacto necesaria para reducir a la velocidad idónea.

Este dispositivo es muy útil, ya que, gracias a él, se facilita mucho la mayor separación que se produce al inicio del proceso. Ref. [11]

Existen varios tipos de desviadores de entrada, pero el más común en proceso de separación es el desviador de regulación. En la industria, se suele encontrar en forma de placa plana o esférica.

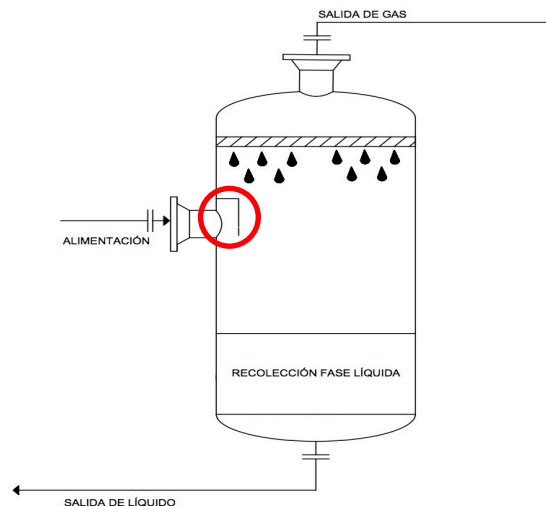


Figura 1.3.4.2.1. Esquema de colocación Deflector

1.3.4.3 Rompedores de vórtices

Por último, se estudiará la implantación de rompedores de vórtices. Éstos son dispositivos muy eficientes en el campo de los separadores, capaces de evitar remolinos en la zona de recolección líquida cuando la válvula de control de líquido se encuentra abierta, evitando que las gotas de gas salgan por las líneas de líquido.

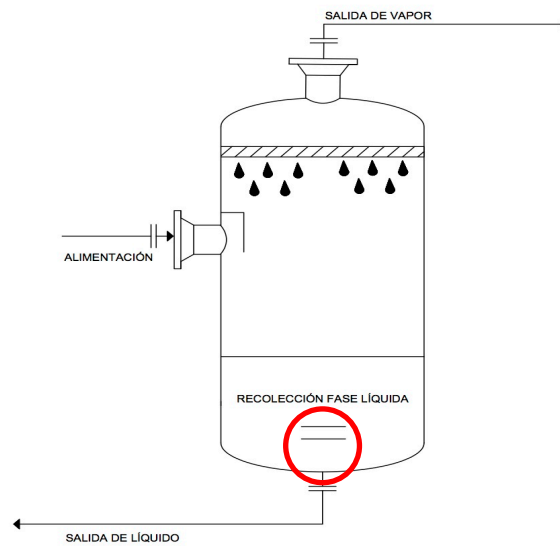


Figura 1.3.4.3.1 Esquema de colocación rompedor de vórtices

1.3.4.4 Emulsiones y desemulsionantes

Al trabajar con crudo en el separador *flash* se crean capas de emulsión, las cuales limitan la separación, lo que hace disminuir el rendimiento del equipo. Para solucionar este fenómeno, se estudia la posibilidad de añadir un desemulsionante capaz de prevenir dicha capa.

Existen diferentes variedades de este producto, y se ha de seleccionar según el tipo de emulsión que se genera en el equipo y el fluido con el que se trabaje.

1.3.5. Elección después del estudio

Para este proceso, se escogerá un separador *flash* horizontal, puesto que la relación vapor/líquido en la corriente es muy baja. También se decide implementar este separador por su fácil mantenimiento y limpieza, en comparación con otros separadores. Al no tener limitaciones de espacio en la planta hace que esta elección sea la idónea.

En cuanto al *demister*, tiende a ser adecuado en procesos donde la corriente del gas sea mayor que la del líquido, esto no hace que dejen de ser útiles en otros procesos.

En este proceso, se hará uso de un desnebulizador para prevenir la contaminación del queroseno que sale por cabeza, ya que los gases de salida pueden llevarse a un corte de la destilación atmosférica.

El rompedor de vórtices es un dispositivo muy útil ya que evita cavitaciones en las bombas, pero aunque en este proceso después del *flash* no existe ninguna bomba, se decide implantar este equipo para evitar el arrastre de gas, favoreciendo así la separación.

La inyección del desemulsionante se hará antes de aspiración de la bomba P-101, permitiendo así, homogeneizar la mezcla antes de la entrada del separador *flash*.

Baker Hughes, una compañía alemana de suministros es la principal distribuidora de desemulsionante, por lo que se elegirá uno de sus productos. *Xeric heavy oil* es el adecuado para este proceso, ya que se trata un crudo extra pesado de alta viscosidad.

2. INGENIERÍA CONCEPTUAL

2.1. Layout

ASESA está ubicada en el Polígono Industrial Sur de Tarragona. En la siguiente imagen se puede ver una vista aérea de la planta, con la localización en la cual estarán ubicadas las instalaciones en estudio. En el anexo A.4.2. se podrá encontrar el plano del detalle del *Layout* de ASESА.

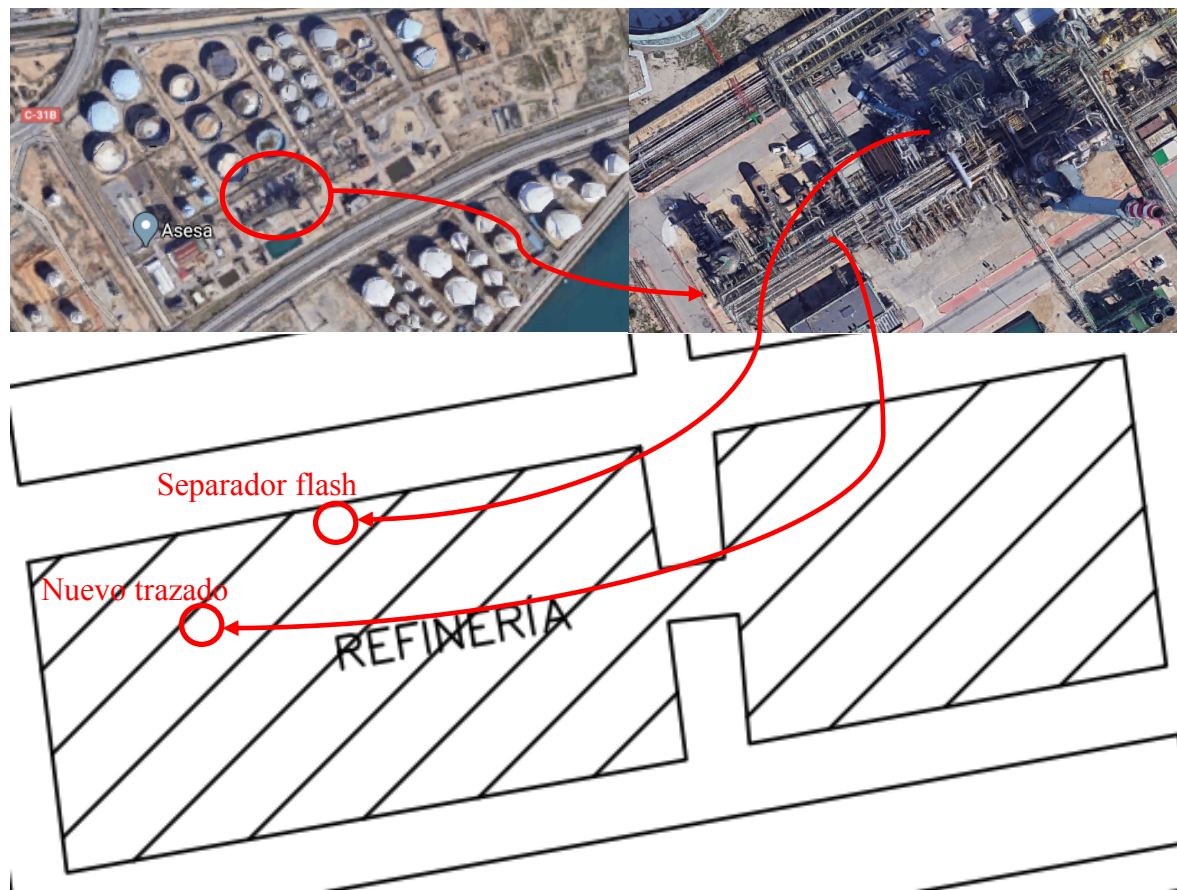


Figura 2.1.1. Imagen aérea de la planta

Fuente: Vista aérea Google maps

Señalado en rojo con “*Nuevo trazado*” se sitúa el trazado propuesto que minimice o elimine el cuello de botella a la aspiración de la bomba P-101. También en rojo como “*Separador Flash*” se encuentra la localización del nuevo separador *flash*.

2.2. Materia prima

La materia prima en la que está basada este proyecto es el petróleo crudo, este está básicamente compuesto por hidrocarburos donde predominan el carbono y el hidrógeno, formando cadenas largas, ramificaciones, anillos saturados y no saturados. Según la disposición se pueden clasificar en:

- Parafínicos: que son las cadenas largas saturadas
- Olefínicos: como cadenas no saturadas

- Nafténicos: son anillos saturadas
- Aromáticos: los anillos no saturados

También se encuentran como impurezas el azufre, nitrógeno, oxígeno y trazas de algunos metales. Y un compuesto que viene en cantidades relativamente grandes según el origen del crudo es el agua, ya que la mayor parte del crudo procede del mar.

Otra forma en la que pueden clasificar los crudos es según su densidad como grados API, que referencia la densidad en comparación con el agua a igual temperatura (60°F), y da un índice de cómo de pesado o ligero es el petróleo, siguiendo la siguiente ecuación. ^{Ref. [6]}

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{\text{GE}} - 131.5 \tag{2.2.1.}$$

Donde GE es la gravedad específica.

Así la clasificación sería la siguiente:

- Ligeros: > 30° API
- Medios: de 23° a 30° API
- Pesados: de 12° a 23° API
- Extrapesados: < 12° API

El crudo utilizado para el estudio es un crudo clasificado como extrapesado con un índice API de 11° y cuya curva TBP se muestra en la siguiente figura.

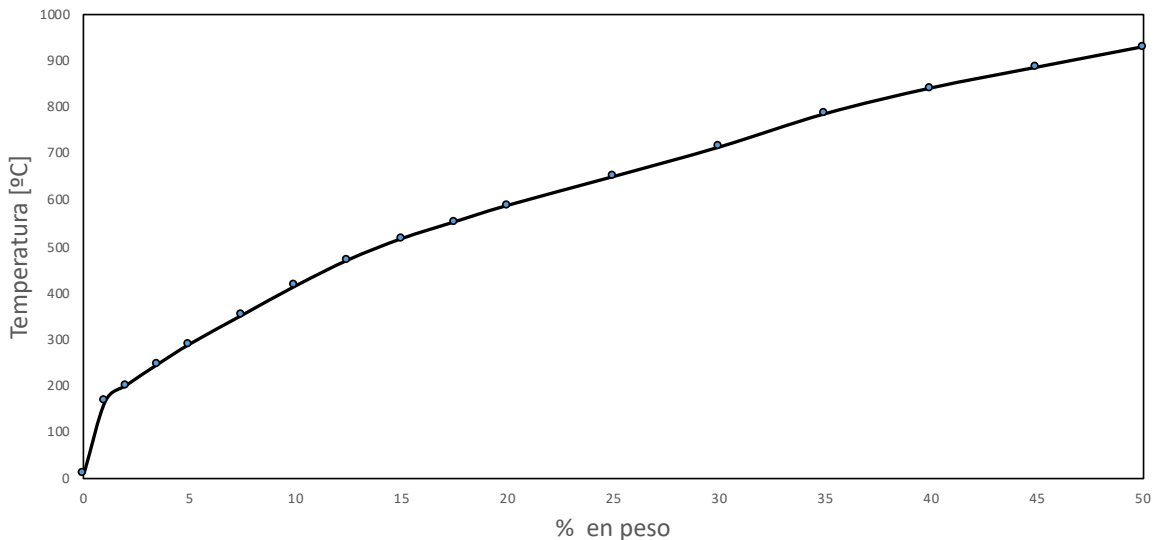


Figura 2.2.1. Curva TBP del crudo en estudio

Fuente: Datos extraídos de la simulación Aspen HYSYS Proporcionada por ASES

2.3. Estándares y códigos de diseño

En cuanto a los estándares utilizados para el cálculo del diseño de la instalación objeto de este proyecto se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 2.3.1. Códigos y estándares para instalaciones

Definición	Código o estándar
Tuberías	NACE MR0175 / ISO 15156
Cálculo de espesores	Código ASME VIII. Equipos a presión
Cálculo de espesor de tuberías	ASME B36.10M
Líneas de descarga de PSV	API 520/521. Apéndice M del Código ASME
Pruebas de botella	API MPMS 10.4 (1988)
Aspectos ambientales	ISO 14001
Aislamiento térmico	ISO 12241

2.4. Especificación de los servicios disponibles

Los servicios como vapor, agua de servicio, agua de refrigeración, nitrógeno, aire de instrumentación y energía eléctrica se tomarán de los servicios de la planta y se presumirán si no ilimitados, suficientes para responder a las necesidades de este proyecto.

2.5. Elección de material

Los materiales escogidos para el diseño de la instalación irán en función de parámetros como la presión interna y externa, temperatura de trabajo, corrosión del producto, tensión que deba soportar, así como el coste. Por ello, es importante conocer los requerimientos de estos materiales para determinar cuál es el más adecuado. Así los materiales escogidos se tabulan como sigue.

Tabla 2.5.1. Selección de materiales

Definición	Material
Tuberías	ASTM A 106 Gr. b
Separador <i>flash</i>	ASTM A 106 Gr. b
Bridas	ASTM A 105 300lb
Tornillos y tuercas	ASTM A 193 B7
Estructura	S 450

2.6. Planificación del proyecto

Para distribuir y organizar las diferentes actividades del proyecto, se ha realizado la siguiente planificación temporal. Se ha creado la planificación mediante el *software Gantt Project*. Dado que algunas actividades se completaron antes del límite de tiempo, se aprovechó ese tiempo para realizar más estudios, como puede ser el estudio del aislamiento térmico, el dimensionamiento de la PSV o la estructura que soporta el *flash*.

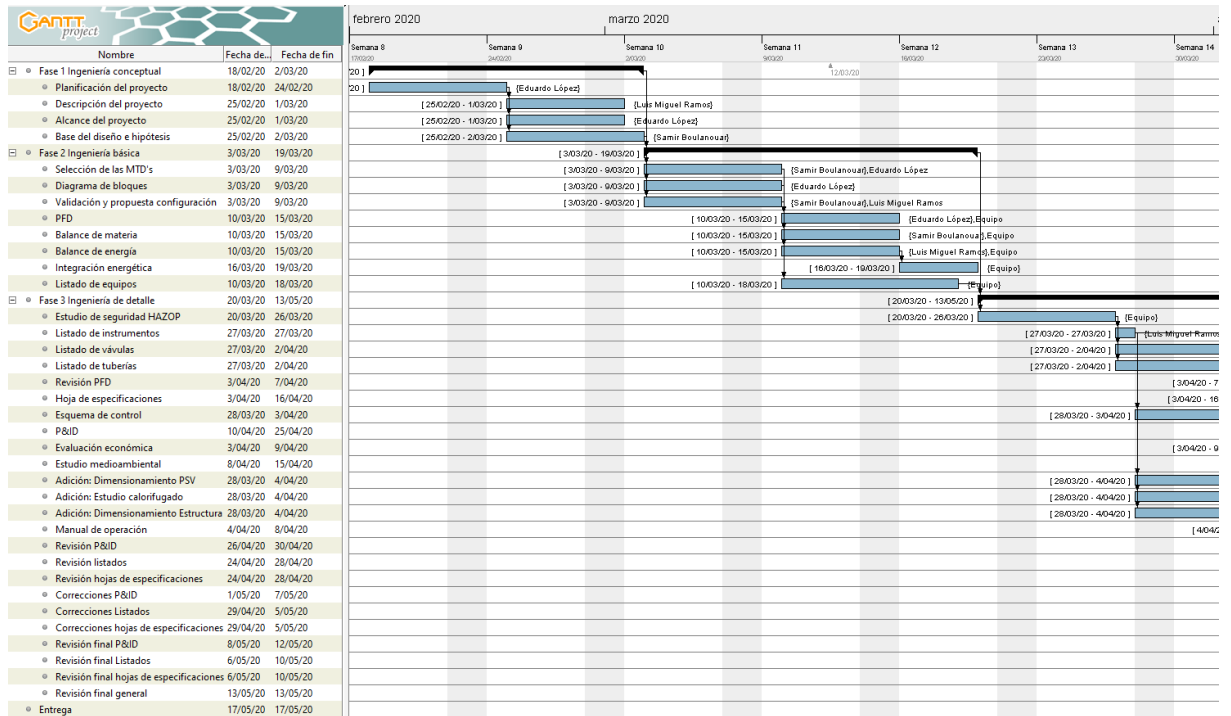


Figura 2.6.1. Planificación Gantt 01-02-2020

Fuente: Software Gantt Project v.2.8.10

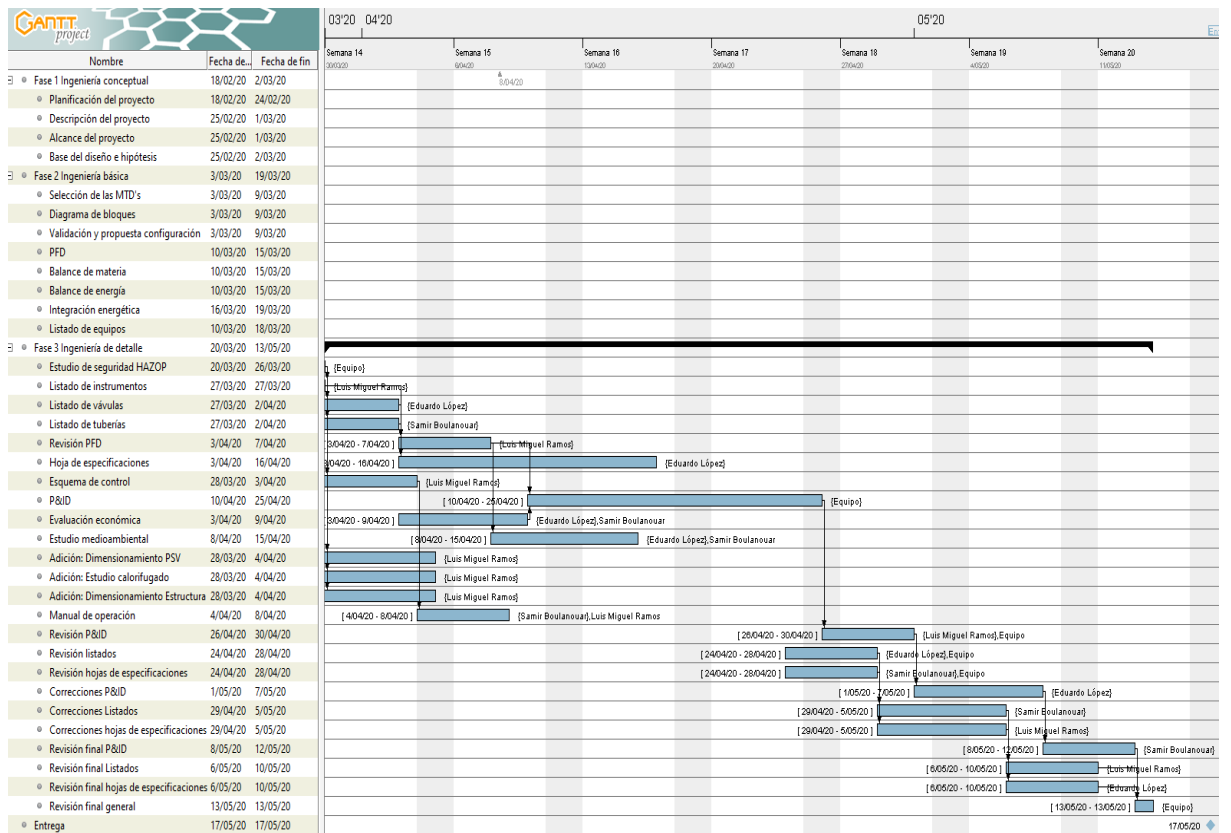


Figura 2.6.2. Planificación Gantt 01-02-2020

Fuente: Software Gantt Project v.2.8.10

3. INGENIERÍA BÁSICA

3.1. Diagrama de bloques y PFD

El diagrama de bloques y PFD correspondiente al proceso en estudio quedan representados en los esquemas que se muestran en los anexos A.4.3. y A.4.7. respectivamente.

3.2. Trazado de tuberías

En planta existe un trazado de tuberías que conduce a la aspiración de la bomba P-101 que pasa previamente por los desaladores (actualmente baipaseados). Esta pérdida de carga generada por la longitud de la tubería y accesorios (codos, estrechamientos, válvulas, etc.), es perjudicial para la bomba. Ésta caída de presión genera una parcial evaporación dentro del fluido que circula por las tuberías provocando así cavitación en la bomba P-101.

En este apartado, se tratará de calcular la pérdida de carga en el trazado de tuberías actual y se diseñará un nuevo trazado viable que minimice esta pérdida de carga, y que pueda alargar la vida útil de la bomba P-101.

Mediante la simulación *Aspen HYSYS* del proceso, se obtiene los valores necesarios del fluido a la salida de la válvula VA-3001 para realizar los cálculos de dicha caída de presión en todo el trazado hasta la aspiración de la bomba P-101.

3.2.1. Trazado de tuberías actual

En la actualidad existe un trazado de tuberías compuesta por tuberías de 10", 8", 6" y 4", de diámetro nominal, las cuales van desde la válvula VA-3001, hasta la bomba P-101, haciendo un recorrido más largo de lo necesario. Este recorrido, junto con los estrechamientos y codos, hace que haya una pérdida de carga muy alta. Los datos sobre el trazado de tuberías actual se muestran en las tablas 3.2.1.1. y 3.2.1.1.1.

En la figura 3.2.1.1. se puede observar el *layout* del trazado de tuberías. Para un mejor entendimiento se adjuntará en el anexo A.4.9 el isométrico del trazado actual.



Figura 3.2.1.1. Layout del trazado de tuberías actual

Fuente: Vista aérea Google maps

Para realizar el cálculo se obviarán las pérdidas de carga generadas por el medidor de caudal, y se supondrá despreciable la caída de presión de las válvulas de compuerta que intervienen en el trazado.

Se entenderá que en la bifurcación entre las tuberías 30-1001-10"-CS y 30-1002-4"-CS la pérdida de carga generada es nula puesto que la relación (q_a) entre la tubería principal 30-1001-10"-CS y la bifurcada 30-1002-4"-CS es inferior al 50% ya que el coeficiente de pérdida de carga (K) se obtiene según la siguiente ecuación: Ref. [27]

$$K = 0.45 \cdot q_a \cdot (q_a - 0.5) \tag{3.2.1.1.}$$

Se puede observar que a $q_a = 0.5$ el coeficiente de pérdida de carga equivale a 0, mientras que si $q_a < 0.5$ este coeficiente equivale a valores negativos por lo que no deben considerarse.

Como se puede observar en el diagrama isométrico del trazado, Anexo A.4.9, entre las tuberías 30-1001-10"-CS y 30-1002-4"-CS existe una bifurcación que hace dividir el caudal en una determinada proporción. A continuación, se procede a realizar el cálculo de la relación de caudales en los que se separa.

Se conoce el caudal inicial (Q_1) que circula por la tubería 30-1001-10"-CS de 54.4 kg/s junto con los diámetros de las tuberías que forman la bifurcación, figura 3.2.1.2.

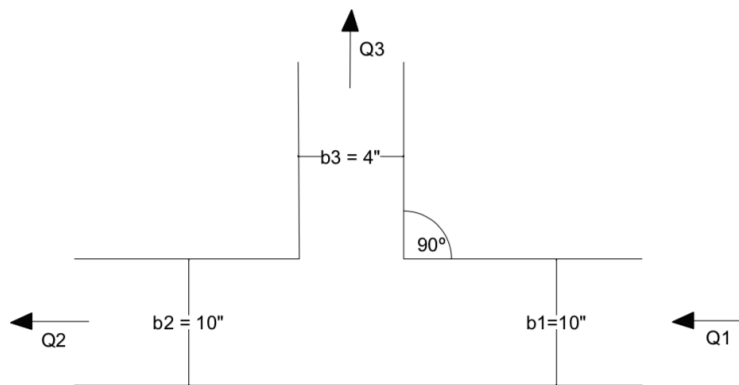


Figura 3.2.1.2 Bifurcación entre 30-1001-10"-CS y 30-1002-4"-CS

Haciendo uso de la gráfica de la figura 3.2.1.3. que relaciona caudales y diámetros en una bifurcación, en función del ángulo de la bifurcación con respecto a la línea principal, cuando b_1/b_2 es igual a 1, se encontrará dicha relación y se podrá calcular los caudales bifurcados.

Ya que la relación b_3/b_1 en este caso es de 0.4 se toma la curva 4 y con un ángulo de 90°.

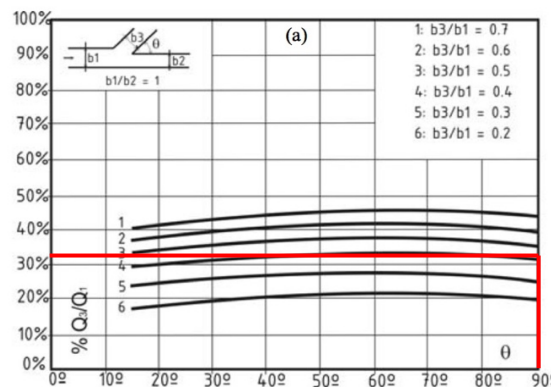


Figura 3.2.1.3. Gráfico Caudales/diámetros adecuado a nuestro proceso Ref. [27]

Conocidos b2 y b3, equivalentes a los diámetros de la tubería principal que entra a la bifurcación y al que la que se bifurca respectivamente, obtenemos la relación de caudales entre Q₃ y Q₁ equivalente al 32%.

Haciendo uso de la ecuación 3.2.1.2. se obtiene el valor del caudal bifurcado, obteniendo a su vez el caudal que continua por la tubería principal equivalente a la diferencia entre Q₃ y Q₁.

Los resultados se pueden observar en la tabla 3.2.1.1.

$$q_a = \frac{Q_3}{Q_1} \tag{3.2.1.2.}$$

Tabla 3.2.1.1. Información del trazado de tuberías.

Tubería (")	Diámetro (")	Longitud (m)	Caudal (kg/s)
30-1001-10"-CS	10	7.00	54.4
30-1002-4"-CS	4	17.4	17.4
30-1001-10"-CS (Tras la bifurcación)	10	1.00	37.0
30-1003-6"-CS	6	6.40	17.4
30-1004-10"-CS	10	14.0	54.4
30-1005-6"-CS	6	30.0	37.0
30-1006-8"-CS	8	27.0	54.4

3.2.1.1 Pérdida de carga

Alguna de las propiedades del fluido que circula por el trazado actual, varía según las características de las tuberías, como la velocidad, el *Reynolds* o el factor de fricción (*f*) son necesarios para poder conocer la caída de presión que se genera en el trazado.

Para empezar, se necesita conocer el régimen a la que se encuentra el fluido dentro de los diferentes tramos de 10", 8", 6" y 4". Los valores necesarios para el cálculo los obtenemos mediante los datos proporcionados por la simulación *Aspen HYSYS*. Mediante una exploración en campo se localizan las tuberías y se encuentra la longitud de las diferentes tuberías mediante una vista en el mapa *google maps*. Estos datos se ven reflejados en la tabla 3.2.1.1.1. que se muestra a continuación.

Tabla 3.2.1.1.1. Información de valores del flujo y trazado tuberías.

Tubería	Diámetro (")	Velocidad (m/s)	Densidad (kg/m ³)	Viscosidad (Pa·s)
30-1001-10"-CS	10	1.10	940	0.600
30-1002-4"-CS	4	2.10	940	0.600
30-1001-10"-CS (Tras la bifurcación)	10	0.70	940	0.600
30-1003-6"-CS	6	1.00	940	0.600
30-1004-10"-CS	10	1.10	940	0.600
30-1005-6"-CS	6	2.00	940	0.600
30-1006-8"-CS	8	1.70	940	0.600

Una vez se conocen las características del flujo en los diferentes tramos se puede calcular el valor de *Reynolds* de cada tramo de tubería. Tan pronto se tiene dicho valor, se puede observar si el fluido es laminar, turbulento liso, turbulento intermedio o turbulento rugoso. El *Reynolds* se obtiene mediante la ecuación A.1.1.1. El valor de tal se muestra en la tabla 3.2.1.1.2.

Tabla 3.2.1.1.2 Valores de Reynolds en las diferentes tuberías.

Tubería	Reynolds
30-1001-10"-CS	496
30-1002-4"-CS	397
30-1001-10"-CS (Tras la bifurcación)	337
30-1003-6"-CS	264
30-1004-10"-CS	496
30-1005-6"-CS	562
30-1006-8"-CS	620

Se puede observar que el fluido que circula por las diferentes tuberías se trata de un fluido laminar, $Re < 2300$. Una vez conocido Re , se procede al cálculo del coeficiente de fricción f . Éste valor se obtendrá mediante la ecuación A.1.2.2.

Tabla 3.2.1.1.3. Valores coeficiente de fricción en las diferentes tuberías.

Tubería	Coefficiente de fricción (f)
30-1001-10"-CS	0.100
30-1002-4"-CS	0.200
30-1001-10"-CS (Tras la bifurcación)	0.020
30-1003-6"-CS	0.200
30-1004-10"-CS	0.100
30-1005-6"-CS	0.100
30-1006-8"-CS	0.100

Conocido el valor de (f) y todos los datos anteriores mostrados en las tablas 3.2.1.1., 3.2.1.1.1. y 3.2.1.1.3. se puede conocer el valor de la caída de presión en los diferentes tramos de tubería. Éste cálculo se realizará mediante la ecuación A.1.2.1.

Tabla 3.2.1.1.4. Pérdida de carga diferentes tuberías.

Tubería	Pérdida de altura ΔH (m)	Pérdida de carga ΔP (kPa)
30-1001-10"-CS	0.200	2.00
30-1002-4"-CS	7.80	64.4
30-1001-10"-CS (Tras la bifurcación)	0.100	0.20
30-1003-6"-CS	0.400	4.60
30-1004-10"-CS	0.400	4.10
30-1005-6"-CS	4.10	46.1
30-1006-8"-CS	2.00	19.3

3.2.1.2 Accesorios y pérdida de carga

En el trazado de tuberías existen una serie de accesorios que también provocan una pérdida de carga, estos se ven listados en la tabla 3.2.1.2.1. El cálculo del coeficiente del accesorio, necesario para obtener el valor de la pérdida de carga, se obtiene de la figura A.1.3.1.

Tabla 3.2.1.2.1. Accesorios en el trazado tuberías de válvula VA-3001 a bomba P-101.

Accesorios	Cantidad
Codos 90 °	16
Estrechamientos	3

Ensanchamientos	3
Conexión estándar en T	1

A continuación, en las tablas siguientes, se muestran los valores de dichos accesorios junto sus respectivas pérdida de carga generada.

Tabla 3.2.1.2.2. Codos en el trazado de tuberías de válvula VA-3001 a bomba P-101.

Codos 90°	N° de codos	Pérdida de carga (kPa)
10"	2	0.500
8"	4	2.70
6"	6	5.20
4"	3	5.80

Tabla 3.2.1.2.3. Estrechamientos en el trazado tuberías de válvula VA-3001 a bomba P-101.

Estrechamientos	N° de Estrechamientos	Pérdida de carga (kPa)
10"-8"	30-1004-10" a 30-1006-8"	0.200
10"-4"	30-1001-10" a 30-1002-4"	5.80
10"-6"	30-1001-10" a 30-1005-6"	0.400

Tabla 3.2.1.2.4. Ensanchamientos en el trazado tuberías de válvula VA-3001 a bomba P-101.

Ensanchamientos	N° de Ensanchamientos	Pérdida de carga (kPa)
4"-6"	30-1002-4" a 30-1003-6"	3.60
6"-10"	30-1003-6" a 30-1004-10"	1.40
6"-10"	30-1005-6" a 30-1004-10"	6.50

Tabla 3.2.1.2.5. Conexión estándar en T entre 01-1005-6"-CS y 01-1004-10"-CS

Conexión tipo T	Pérdida de carga (kPa)
30-1005-6" a 30-1004-10"	0.500

3.2.1.3 *Pérdida de carga total*

A continuación, en la tabla 3.2.1.3.1. se muestran todas las caídas de presión que sufre el trazado de tuberías estudiado.

Tabla 3.2.1.3.1. Valores de caída de presión del trazado

Tuberías-accesorios	Pérdida de carga (kPa)
30-1001-10"-CS	2.00
30-1002-4"-CS	64.4
30-1001-10"-CS (Tras la bifurcación)	0.20
30-1003-6"-CS	4.60
30-1004-10"-CS	4.10
30-1005-6"-CS	46.1
30-1006-8"-CS	19.3
Estrechamiento 10"-8"	0.200
Estrechamiento 10"-4"	5.80
Estrechamiento 10"-6"	0.400
Ensanchamiento 4"-6"	3.60

Ensanchamiento 6"-10"	1.40
Ensanchamiento 6"-10"	6.50
Codo 90° - 10"	0.500
Codo 90° - 8"	2.70
Codo 90° - 6"	5.20
Codo 90° - 4"	5.80
ΔP Total	173

3.2.2. Nuevo trazado de tuberías

Como se ha visto en apartado anterior, en el trazado actual de tuberías, se observa que la pérdida de carga en la aspiración de la bomba P-101 es muy elevada, alcanzando un valor de 173 kPa. Para rebajar esta caída de presión se diseñará un nuevo trazado. Este constará de una tubería de 31 metros, nombrada como 30-1007-10"-CS, con un diámetro nominal de 10". Para una mejor comprensión se adjuntará en el anexo A.4.10 el isométrico del nuevo trazado, sobre el actual y en el anexo A.4.11 el trazado nuevo sin en actual.

Para empezar, se necesita conocer el régimen a la que se encuentra el fluido dentro de nuevo tramo. Los valores necesarios para el cálculo los obtenemos mediante los datos proporcionados por la simulación por *Aspen HYSYS*. Se mide la longitud del nuevo trazado en campo y se comprueba mediante una vista en el mapa *google maps*. Estos datos se ven reflejados a continuación.

Tabla 3.2.2.1. Información de valores del flujo y trazado tuberías.

Tubería	Diámetro (")	Velocidad (m/s)	Densidad (kg/m ³)	Viscosidad (Pa·s)	Longitud (m)
30-1007-10"-CS	10	1.10	970	0.600	31.0

Una vez se conocen las características del flujo se procede a calcular el valor de *Reynolds*. Este se obtiene mediante la ecuación A.1.1.1. El valor de tal, se muestra en la tabla 3.2.2.2.

Tabla 3.2.2.2. Valores de Reynolds en la tubería.

Tubería	Reynolds
30-1007-10"-CS	496

Con el valor Reynolds, se procede al cálculo del coeficiente de fricción *f*. Valor que se calculará mediante la ecuación A.1.2.2.

Tabla 3.2.2.3. Valores coeficiente de fricción en las diferentes tuberías.

Tubería	Coefficiente de fricción (<i>f</i>)
30-1007-10"-CS	0.100

Una vez conocidos los datos anteriores mostrados en las tablas 3.2.2.1., 3.2.2.2 y 3.2.2.3., se procede al cálculo de la caída de presión mediante la ecuación A.1.2.1. En la tabla 3.2.2.4. se muestra el resultado.

Tabla 3.2.2.4. Pérdida de carga de la tubería.

Tubería	Pérdida de altura ΔH (m)	Pérdida de carga ΔP (kPa)
30-1007-10"-CS	0.900	9.10

3.2.2.1 Accesorios y pérdida de carga

El nuevo trazado de tuberías tiene menos accesorios que el instalado en la actualidad, esto reduce considerablemente la caída de presión del tramo. Al tratarse de una única tubería de 10" sin estrechamientos ni ensanchamientos, como accesorios, solo existen los diferentes codos de 90°.

El cálculo del coeficiente de los accesorios, necesario para obtener el valor de la pérdida de carga, se obtiene de la figura A.1.3.1.

A continuación, en la tabla 3.2.2.1.1. se muestra el número de codos, como únicos accesorios presentes en el trazado, junto con sus respectivas pérdidas de carga generada.

Tabla 3.2.2.1.1. Codos del nuevo trazado desde válvula VA-3001 a bomba P-101.

Codos 90°	N° de codos	Pérdida de carga (kPa)
10"	9	2.00

3.2.2.2 Pérdida de carga total

Seguidamente, en la tabla 3.2.2.2.1. se muestran todas las caídas de presión que sufre el nuevo trazado.

Tabla 3.2.2.2.1. Valores de caída de presión del trazado

Tuberías-accesorios	Pérdida de carga (kPa)
30-1007-10"-CS	9.10
Codo 90° - 10"	2.00
ΔP Total	11.1

Se puede observar que la instalación de este nuevo trazado de tuberías reduciría la caída de presión significativamente, 162 kPa.

3.3. Estudio de sensibilidad aspiración de la bomba P-101

Una vez conocida la caída de presión que se genera en el trazado de tuberías actual, tabla 3.2.1.3.1. y el nuevo trazado tabla 3.2.2.2.1. se realiza un análisis de sensibilidad. Este estudio se basa en comprobar si la disminución de pérdida de carga del nuevo trazado respecto actual, hace que el agua contenida en el crudo no evapore.

Al tratarse de crudo y agua, debido a sus solubilidades, estos son prácticamente inmiscibles, provocando dos fases diferenciadas, por lo tanto se considera el agua como componente puro.

En este estudio se tienen en cuenta las diferentes presiones, según el trazado a la aspiración de la bomba P-101 y un rango de temperaturas, que va desde la temperatura que se obtiene en la simulación *Aspen HYSYS* del proceso y la temperatura más alta observada directamente desde el panel de planta. Por ultimo, también se tiene en cuenta, gracias a la información proporcionada por ASES, la presión y temperatura media en la aspiración de la bomba P-101 durante todo un año sin contar las paradas.

A continuación, en la tabla 3.3.1., se pueden observar las condiciones de los diferentes trazados.

- Condiciones 1. Equivale a las condiciones del nuevo trazado de tuberías diseñado, presión y la temperatura de simulación.
- Condiciones 2. Equivale a las condiciones del nuevo trazado de tuberías diseñado, presión de simulación y la temperatura más alta observada del panel de planta.
- Condiciones 3. Equivale a las condiciones del trazado de tuberías actual a la presión de simulación y la temperatura de simulación.
- Condiciones 4. Equivale a las condiciones del trazado de tuberías actual a la presión de simulación y la temperatura más alta observada en el panel de planta.
- Condiciones 5. Equivale a las condiciones del trazado de tuberías actual a la presión y temperatura media en la aspiración de la bomba P-101 durante todo un año sin contar las paradas, datos proporcionados por ASES.

Tabla 3.3.1. Diferentes condiciones según el trazado de tuberías en la aspiración P-101

Condiciones	Caída de presión (bar)	Presión en la aspiración P-101 (bar)	Temperatura en la aspiración P-101 (°C)
1	0.11	10.7	109
2	0.11	10.7	166
3	1.73	9.10	109
4	1.73	9.10	166
5	1.73	7.97	196

Como se ha comentado anteriormente, el agua y el crudo son dos fluidos prácticamente inmiscibles, por lo que se considera el agua como componente puro. Esta consideración permite utilizar el diagrama de fases del agua para analizar si esta evapora o no según las condiciones descritas en la tabla 3.3.1.

A continuación en las figuras siguiente se muestran los puntos en el diagrama de fases del agua, según las condiciones descritas.

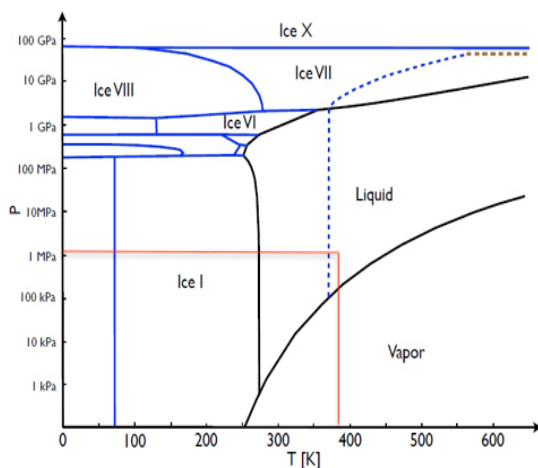


Figura 3.3.1. Representación condiciones 1
Fuente: NeoFronteras

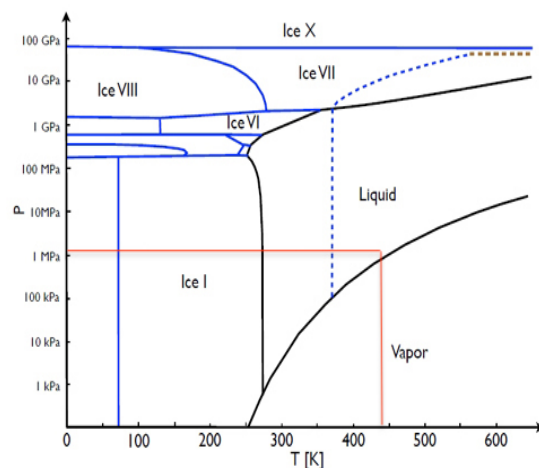


Figura 3.3.2. Representación condiciones 2
Fuente: NeoFronteras

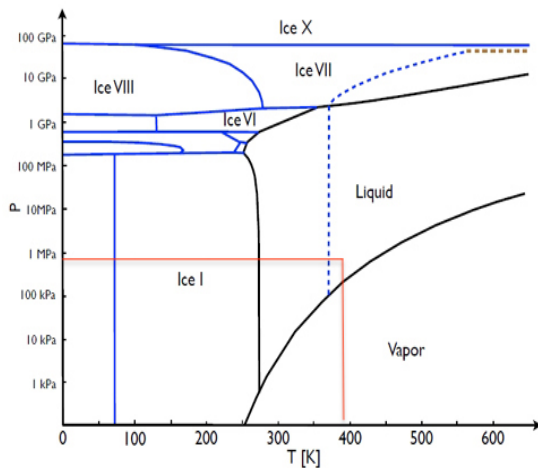


Figura 3.3.3. Representación condiciones 3
Fuente: NeoFronteras

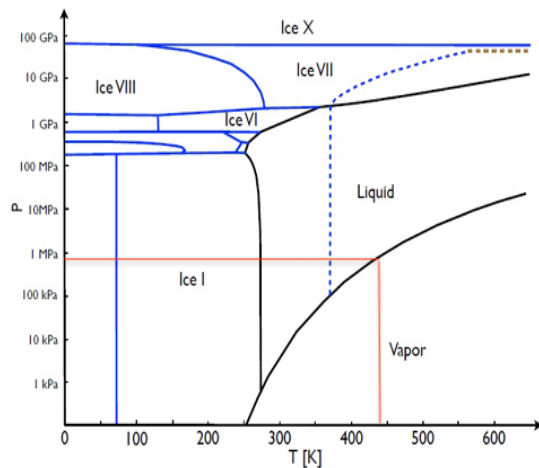


Figura 3.3.4. Representación condiciones 4
Fuente: NeoFronteras

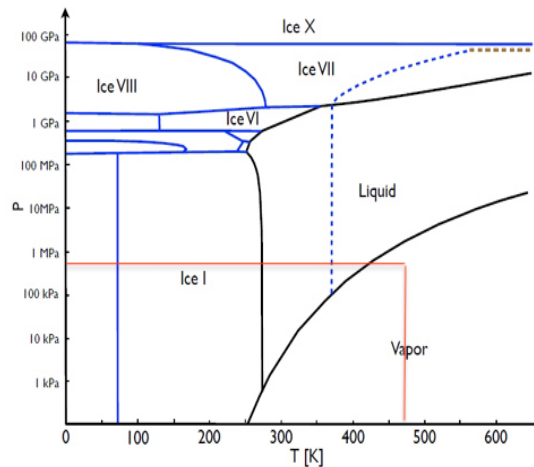


Figura 3.3.5. Representación condiciones 5
Fuente: NeoFronteras

Como se puede observar en las figuras anteriores, en función de las condiciones descritas en la tabla 3.3.1. se puede encontrar el agua en fase líquida o vapor. En la tabla 3.3.2. se muestran los resultados.

Tabla 3.3.2. Diferentes fases según las condiciones en tuberías en la aspiración P-101

Condiciones	Fase del Agua en la Aspiración de P-101
1	Líquida
2	Líquida
3	Líquida
4	Vapor
5	Vapor

Como se puede observar en la tabla 3.3.2. el agua se encuentra en fase vapor en las condiciones 4 y 5 mientras que en las condiciones 1, 2 y 3 en fase líquida.

La reducción en la caída de presión del nuevo trazado en las condiciones 1 y 2 permite que el fluido pueda llegar a 166 °C, la temperatura más alta observada en el panel de planta sin que el agua evapore. Para ser precisos, esta disminución en la pérdida de carga permite llevar el fluido hasta 185 °C aproximadamente, punto donde el agua pasa de líquido a vapor. Mientras que con el trazado actual y su alta caída de presión, permite llevar el fluido a tan solo 164 °C aproximadamente.

3.4. Espesor de tuberías

En este apartado, se calcula el espesor necesario para las diferentes tuberías de todo el proceso según las especificaciones de estas. Para este estudio, se seguirá la normativa ASME.

Para conocer el valor del espesor de pedido (e_p) que es el que se solicitará al fabricante, previamente se debe calcular el espesor mínimo de cada de tubería (e_m), mediante el uso de la ecuación 3.4.1. ^{Ref. [28]}

$$e_m = 0.5 \frac{P*DE}{(SE + P*y)} \tag{3.4.1.}$$

Donde:

- P: es la presión de diseño de las tuberías en (kPa).
- DE: equivale al diámetro exterior dela tubería (mm) .
- SE: es la tensión admisible del material, en este caso A 106b (kPa)
- y: equivale al coeficiente del material.
- e_m : es el espesor mínimo de la tubería.

La tensión admisible y el coeficiente del material dependen de la temperatura de diseño. En la tabla 3.4.1. se encuentran estos valores, los cuales son iguales para todas las tuberías, ya que el material, la presión y la temperatura de diseño son iguales.

Tabla 3.4.1. Valores de diseño de las tuberías

Presión de diseño, P (kPa)	Temperatura de diseño (°C)	Tensión admisible, SE (kPa)	Coef. del material, y
910	105	138000	1

Una vez se conocen estos valores, se puede calcular el espesor mínimo, utilizando el diámetro exterior de cada tubería, haciendo uso de la fórmula 3.4.1. Los resultados se muestran en la tabla 3.4.2.

Tabla 3.4.2. Espesor mínimo de las diferentes tuberías

Tubería	Material	DE (mm)	e_m (mm)
30-1001-10"-CS	A106-b	254	0.90
30-1002-04"-CS	A106-b	102	0.37
30-1003-06"-CS	A106-b	152	0.55
30-1004-10"-CS	A106-b	254	0.90
30-1005-06"-CS	A106-b	152	0.55
30-1006-08"-CS	A106-b	203	0.72
30-1007-10"-CS	A106-b	254	0.90
40-2002-01"-CS	A106-b	25.4	0.11
40-2002-08"-CS	A106-b	203	0.72

40-2009-01"-CS	A106-b	25.4	0.11
40-2009-02"-CS	A106-b	50.8	0.200
40-2004-06"-CS	A106-b	152	0.550
40-2005-04"-CS	A106-b	102	0.370
40-2010-04"-CS	A106-b	102	0.370
40-2007-02"-CS	A106-b	50.8	0.200
40-2007-04"-CS	A106-b	102	0.370
40-2001-08"-CS	A106-b	203	0.720
40-2006-08"-CS	A106-b	203	0.720
40-2006-01"-CS	A106-b	25.4	0.110
40-2003-08"-CS	A106-b	203	0.720
40-2008-08"-CS	A106-b	203	0.720

Una vez se obtiene el valor del espesor mínimo de las tuberías, se le debe añadir diferentes tolerancias y márgenes para así obtener el valor del espesor de pedido.

Para obtener el espesor de pedido, se utilizará la expresión 3.4.2.

$$e_p \geq e_m + C_0 + C_1 + C_2 \quad (3.4.2.)$$

Donde:

- e_p , equivale al espesor pedido de la tubería (mm).
- e_m , equivale al espesor mínimo de la tubería (mm).
- C_0 , equivale al margen de corrosión o erosión, valor obtenido de los datos proporcionados por ASES (mm).
- C_1 , equivale al valor absoluto de la tolerancia negativa, valor obtenido por el fabricante (mm).
- C_2 , equivale al margen de adelgazamiento durante la fabricación (mm). Al ser tuberías rectas, su valor es 0.

A continuación, en la tabla 3.4.3. se pueden observar los valores de los márgenes y las tolerancias de las tuberías.

Tabla 3.4.3. Valores de los márgenes y las tolerancias de las tuberías.

C_0 (mm)	C_1 (mm)	C_2 (mm)
3.00	1.00	0.00

Una vez conocidos los márgenes y las tolerancias se proceden al cálculo del espesor de pedido utilizando la expresión 3.4.2. Cuando se obtiene este valor, se adecua a los espesores según la normativa ASME. Si no se encuentra el valor exacto, se cogerá el espesor inmediato superior.

A continuación, en la tabla 3.4.4. se obtienen los valores de los espesores de pedido.

Tabla 3.4.4. Espesor de pedido de las diferentes tuberías.

Tubería	Material	e_m (mm)	e_p (mm)
30-1001-10"-CS	A106-b	0.900	4.90
30-1002-04"-CS	A106-b	0.370	4.37
30-1003-06"-CS	A106-b	0.550	4.55
30-1004-10"-CS	A106-b	0.900	4.90

30-1005-06"-CS	A106-b	0.550	4.55
30-1006-08"-CS	A106-b	0.720	4.72
30-1007-10"-CS	A106-b	0.900	4.90
40-2002-01"-CS	A106-b	0.110	4.11
40-2002-08"-CS	A106-b	0.720	4.72
40-2009-01"-CS	A106-b	0.110	4.11
40-2009-02"-CS	A106-b	0.200	4.20
40-2004-06"-CS	A106-b	0.550	4.55
40-2005-04"-CS	A106-b	0.370	4.37
40-2010-04"-CS	A106-b	0.370	4.37
40-2007-02"-CS	A106-b	0.200	4.20
40-2007-04"-CS	A106-b	0.370	4.37
40-2001-08"-CS	A106-b	0.720	4.72
40-2006-08"-CS	A106-b	0.720	4.72
40-2006-01"-CS	A106-b	0.110	4.11
40-2003-08"-CS	A106-b	0.720	4.72
40-2008-08"-CS	A106-b	0.720	4.72

Una vez obtenido el valor de los espesores de pedido, se procede a adecuarlos a los espesores de la normativa ASME. A continuación, en la tabla 3.4.5 se pueden observar los valores de espesores reales (e) junto con el Schedule de cada tubería.

Tabla 3.4.5. Valor de espesores según código ASME.

Tubería	e_p (mm)	e (mm)	SCH
30-1001-10"-CS	4.90	6.35	20
30-1002-04"-CS	4.37	4.78	30
30-1003-06"-CS	4.55	7.11	40
30-1004-10"-CS	4.90	6.35	20
30-1005-06"-CS	4.55	7.11	40
30-1006-08"-CS	4.72	6.35	20
30-1007-10"-CS	4.90	6.35	20
40-2002-01"-CS	4.11	4.55	80
40-2002-08"-CS	4.72	6.35	20
40-2009-01"-CS	4.11	4.55	80
40-2009-02"-CS	4.20	5.54	80
40-2004-06"-CS	4.55	7.11	40
40-2005-04"-CS	4.37	4.78	30
40-2010-04"-CS	4.37	4.78	30
40-2007-02"-CS	4.20	5.54	80
40-2007-04"-CS	4.37	4.78	30
40-2001-08"-CS	4.72	6.35	20
40-2006-08"-CS	4.72	6.35	20
40-2006-01"-CS	4.11	4.55	80
40-2003-08"-CS	4.72	6.35	20
40-2008-08"-CS	4.72	6.35	20

En el anexo A.7. se puede ver la tabla A.7.1. del listado de todas las tuberías

3.5. Diseño del separador *pre-flash*

Una vez determinado que el separador *flash*, será un separador bifásico horizontal, se pasa a ubicarlo dentro del proceso y a su diseño.

3.5.1. **Ubicación dentro del proceso**

Primeramente, se debe conocer cuál es la ubicación en la que el separador *flash* dará mayor rendimiento y ahorrará en costes energéticos en el horno. Uno de los problemas para encontrar la ubicación correcta, es que el horno (H-101) previo a la destilación atmosférica necesitará que el flujo de entrada tenga un régimen turbulento, pues esto impedirá incrustaciones por coquización en los tubos del horno (H-101). Cuando el régimen del flujo es laminar, se añade vapor de agua de 1300 kPa al flujo de crudo hacia el horno (H-101) para conseguir generar este régimen turbulento. Otro problema añadido es la presión mínima necesaria para superar la pérdida de carga en el horno (H-101) y llevar el producto hasta la columna de destilación que está entre 750 y 800 kPa, por lo que la caída de presión en el separador *flash*, teniendo en cuenta la presión que suministra la bomba P-101, solo puede ser de 400 kPa. Una caída mayor obligaría a poner otra bomba en el fondo del separador para aumentar la presión.

Como ayuda para estos cálculos, la empresa ASESa facilita una simulación del proceso completo en *Aspen HYSYS*, por lo que se procederá a estudiar cuál es la localización dentro del sistema, que sea más adecuada para cumplir aquel objetivo. Los valores de presión y temperatura de la simulación difieren de valores contrastados con el proceso real, pero no varían significativamente para que modifiquen los resultados obtenidos.

Se conoce, gracias a la simulación, que con una alimentación de 185000 kg/h de crudo la fracción de vapor a la entrada del horno (H-101) es de 0.070 y para ello se añade 40 kg/h de vapor de agua, por lo que esta será la fracción de vapor que se tomará como referencia como mínimo para generar el régimen turbulento, despreciando la viscosidad del gas y suponiendo la misma viscosidad para distintos tipos de crudos, a la temperatura de entrada al horno que está alrededor de los 240 °C.

Para realizar las simulaciones se creará una simplificación del proceso para una mejor comprensión del sistema, eliminando los elementos que no influyen en el sistema analizado, por lo que el grupo de intercambiadores anterior a la bomba P-101 se simplificará con el intercambiador E-101 y el segundo grupo de intercambiadores se dividirán en dos, el primero nombrado como E-102 y los intercambiadores con betún unificados como E-103.

Para la producción en estudio que es de 197000 kg/h, la fracción de vapor a la entrada del horno es de 0.134 y no se añade vapor de agua, tal y como se puede ver en el PFD de la simulación *Aspen HYSYS* en el anexo A.4.4.

Ya que una buena separación se favorece con mayor temperatura y mayor caída de presión se proponen tres ubicaciones:

- Entre la bomba P-101 y el grupo de refrigerantes E-102. Esta posición se descarta ya que no hay separación debido a que los crudos utilizados son demasiado pesados para que haya separación en esas condiciones.
- Entre el E-102 y el E-103. Posición escogida, para realizar el estudio, ver anexo A.4.6.
- Entre el E-103 y el horno H-101. También se descarta esta posición ya que el consumo energético es superior que sin *flash* al tener que añadir una cantidad de vapor de 550 kg/h. También se puede ver el PFD de esta opción en el anexo A.4.5.

Los consumos energéticos del horno, junto con la cantidad de vapor añadida y la fracción de vapor a la entrada al horno, se muestran en la siguiente tabla 3.5.1.1.

Tabla 3.5.1.1. Consumos energéticos y fracción de vapor

Posición	Fracción vapor	Vapor añadido (kg/h)	Consumo del horno (kW)
Sin separador <i>Flash</i>	0.134	0	14800
Entre E-102 y E-103	0.0708	234	14400
Entre E-103 y H-101	0.0708	550	14900

3.5.2. Cálculo del dimensionamiento

Los datos de partida para realizar los cálculos, se basan en un crudo extrapesado, cuyas características y valores de separación, se extraen de la simulación del programa informático *Aspen HYSYS* y que se muestran en la siguiente tabla. El método de cálculo está basado íntegramente en un estudio de investigación realizado por W. Y. Svrcek y W. Monnery. ^{Ref. [8]}

Tabla 3.5.2.1. Valores extraídos de la simulación *Aspen HYSYS*

Parámetro	Símbolo	Unidades	Valor
Caudal volumétrico de vapor	Qv	m ³ /s	0.0814
Caudal volumétrico de líquido	Ql	m ³ /s	0.0604
Densidad del vapor	ρv	kg/m ³	8.51
Densidad del líquido	ρl	kg/m ³	889
Presión	P	kPa	980

1. Cálculo de la constante empírica K del equipo para presiones mayores a 275 kPa

$$K = 0.430 - 0.023\ln(P) \quad (3.5.2.1.)$$

2. Cálculo de la velocidad terminal del asentamiento de las gotas en el vapor.

$$U = K * \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (3.5.2.2.)$$

Para un diseño conservador, la velocidad vertical será:

$$U_v = U * 0.75 \quad (3.5.2.3.)$$

3. Se selecciona según bibliografía un tiempo de retención de líquido de 2 minutos y se calcula el volumen de líquido para este tiempo.

$$V_H = t_H * Q_l \quad (3.5.2.4.)$$

4. Se selecciona según bibliografía un tiempo de oleada de líquido de 1 minuto y se calcula el volumen de líquido para este tiempo.

$$V_S = t_S * Q_l \quad (3.5.2.5.)$$

5. Se obtiene una relación L/D de 4 según tablas bibliográficas y se calcula el diámetro.

$$D = \left(\frac{4 * (V_H + V_S)}{\pi * 0.6 * L/D} \right)^{1/3} \quad (3.5.2.6.)$$

6. Se calcula el área de la sección del cilindro.

$$A_T = \frac{\pi}{4} * D^2 \tag{3.5.2.7.}$$

7. Se calcula la altura del nivel mínimo de líquido en pulgadas ajustando según tabla bibliográfica.

$$H_{LLL}=0.5*D+7 \tag{3.5.2.8.}$$

8. Usando la ecuación 3.5.2.8. y las constantes de la tabla 3.5.2.2.

$$Y = \frac{a+cX+eX^2+gX^3+iX^4}{1.0+bX+dX^2+fX^3+hX^4} \tag{3.5.2.9.}$$

Tabla 3.5.2.2. Constantes para conversión del área y altura del cilindro

Constantes	Para Y=A _{LLL} /A _T	Para Y=H _v /D
a	4.7559E-05	0.00153756
b	3.924091	26.787101
c	0.174875	3.299201
d	-6.358805	-22.923932
e	5.668973	24.353518
f	4.018448	-14.844824
g	-4.916411	-36.999376
h	-1.801705	10.529572
i	-0.145348	9.892851

se calcula A_{LLL}/A_T siendo

$$X=H_{LLL}/D \tag{3.5.2.10.}$$

$$Y= A_{LLL}/A_T \tag{3.5.2.11.}$$

de donde se puede calcular el área de la sección del nivel mínimo A_{LLL}

$$A_{LLL}=Y*A_T \tag{3.5.2.12.}$$

y se calcula H_v/D tomando H_v de la zona de vapor el mayor valor entre 0.2D y 0.61 m.

$$Y = H_v/D \tag{3.5.2.13.}$$

$$X = A_v/A_T \tag{3.5.2.14.}$$

de donde se puede calcular el área de la sección de la zona de vapor A_v.

$$A_v = X * A_T \tag{3.5.2.15.}$$

9. Con esto se puede calcular la longitud del equipo.

$$L = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_V - A_{LLL}} \quad (3.5.2.16.)$$

10. El volumen total del equipo se puede calcular como sigue:

$$V = L * \frac{\pi}{4} * D^2 \quad (3.5.2.17.)$$

11. Para calcular las distancias hasta los tubos de entrada y salidas se buscará la relación de caudales, la suma de caudales de salida y la densidad media de la salida de gas y de líquido calculado en pies, sumando 6'' a esta distancia como margen de seguridad.

$$\lambda = \frac{Q_l}{Q_l + Q_v} \quad (3.5.2.18.)$$

$$Q_m = Q_l + Q_v \quad (3.5.2.19.)$$

$$\rho_m = \rho_L * \lambda + \rho_v * (1 - \lambda) \quad (3.5.2.20.)$$

$$d_N = \left(\frac{4 * Q_m}{\pi * 60 / \sqrt{\rho_m}} \right)^{(1/2)} \quad (3.5.2.21.)$$

$$N = d_N + 6'' \quad (3.5.2.22.)$$

12. Finalmente se podrá calcular la distancia del desnebulizador a la salida de gases.

$$H_D = H_V * 0.5 \quad (3.5.2.23.)$$

Los resultados de los cálculos se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 3.5.2.3. Resultado de los cálculos del dimensionamiento del separador flash

Parámetro	Resultado	Unidades
K	0.0939	m/s
U _v	0.716	m/s
V _H	7.25	m ³
V _S	3.62	m ³
D	1.79	m
A _T	2.52	m ²
H _{LLL}	0.254	m
A _{LLL}	0.219	m ²
H _v	0.610	m
A _v	0.859	m ²
L	7.50	m
V	19.0	m ³
N	1.53	m
H _D	0.305	m

En la siguiente figura se pueden identificar las distintas zonas calculadas.

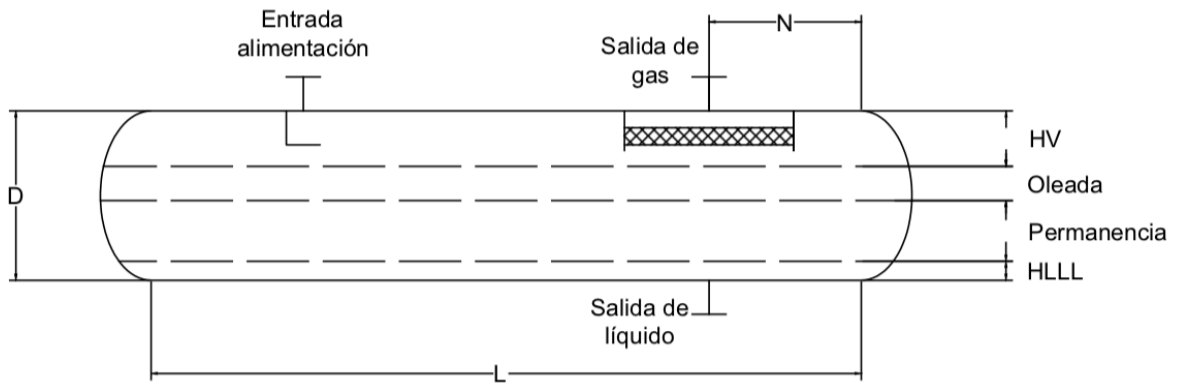


Figura 3.5.2.1. Esquema de las fases del separador

3.5.3. Cálculo espesor de la pared

El cálculo del espesor de la pared del *flash* se realizará en base al código ASME – S VIII. Este recomienda calcular el espesor siguiendo las siguientes expresiones:

Para el cabezal 2:1 elipsoidal

$$t = \frac{P_d \cdot D}{2SE - 0,2P} + t_{\text{corrosión}} \quad (3.5.3.1.)$$

Para el cuerpo cilíndrico

$$t = \frac{P_d \cdot \left(\frac{D}{2}\right)}{SE - 0,6P} + t_{\text{corrosión}} \quad (3.5.3.2.)$$

Donde P es la presión de diseño del equipo, que es calculada de la siguiente manera:

$$P_d = 1.1 * P_{\text{operación}} + P_{\text{columna fluido}} \quad (3.5.3.3.)$$

Aunque el equipo no va a operar a 24 bar_g, se va a diseñar usando esta presión como la de operación, dado que, si se diese alguna obstrucción en las salidas del *flash* o por un error en la operación, el equipo quedaría presurizado a la presión de la bomba P-101.

La presión de la columna de fluido será calculada como el producto de la altura de líquido multiplicado por la densidad del fluido. En este caso, el fluido con el que se va a calcular esta presión es agua, dado que es con esta con la que se realizará la prueba de presión, además, es más densa que el crudo. D es el diámetro del recipiente. El valor de S, la tensión admisible, es una propiedad característica del material de construcción. E corresponde al factor de eficiencia de la soldadura (1 para soldadura radiografiada, 0.85 para radiografía por puntos y 0.7 para una soldadura no radiografiada). Finalmente, $t_{\text{corrosión}}$ corresponde al sobre espesor añadido para alargar la vida del recipiente frente al efecto de la corrosión. Se ha elegido como valor conservador 3 mm de espesor.

Tabla 3.5.3.1 Valor de los parámetros

Pieza	Material	S (bar)	T _{operación} (°C)	E	P _{operación} (bar)	D _{sección} (m)	ρ _{agua} (kg/m ³)	P _{diseño} (bar)	t _{corrosión} (mm)
Cabezal 2:1 Elipsoidal	ASTM A106b	1380	186	1	24.0	1.79	1000	26.6	3.00
Cuerpo cilíndrico	ASTM A106b	1380	186	1	24.0	1.79	1000	26.6	3.00

Con estos datos se puede proceder a calcular el espesor de la pared. Una vez calculado, se elige el espesor de pared comercial inmediatamente superior al valor calculado.

Tabla 3.5.3.2. Espesor de Pared

Pieza	t _{calculado} (mm)	t _{comercial} (mm)
Cabezal 2:1 Elipsoidal izquierdo	22.3	25.0
Cuerpo cilíndrico	22.5	25.0
Cabezal 2:1 Elipsoidal derecho	22.3	25.0

3.5.4. Cálculo de la masa del recipiente

Una vez calculado el espesor de la pared, es posible calcular la masa del equipo. Para ello, primeramente, se hace la diferencia entre el volumen del equipo con el espesor de pared (volumen externo) y el volumen del equipo (volumen interno), de esta forma se obtendrá el volumen del material necesario.

$$V_{\text{material}} = V_{\text{externo}} - V_{\text{interno}} \tag{3.5.4.1.}$$

Tabla 3.5.4.1. Volumen material

Pieza	V _{externo} (m ³)	V _{interno} (m ³)	V _{material} (m ³)
Cabezal 2:1 Elipsoidal izquierdo	1.68	1.50	0.174
Cuerpo cilíndrico	19.4	18.9	0.530
Cabezal 2:1 Elipsoidal derecho	1.68	1.50	0.174
Total	22.8	21.9	0.878

Con este valor y una densidad del material de construcción de 7090 kg/m³, se calcula la masa.

$$\text{Masa} = V_{\text{material}} \cdot \rho_{\text{material}} \tag{3.5.4.2.}$$

Tabla 3.5.4.2. Masa del equipo

Pieza	Masa (kg)
Cabezal 2:1 Elipsoidal izquierdo	1230
Cuerpo cilíndrico	3760
Cabezal 2:1 Elipsoidal derecho	1230
Total	6220

3.5.5. Ubicación en campo

Se ha buscado una ubicación en campo para el separador *flash* en la cual permita la instalación y el mantenimiento del equipo sin impedir el acceso a ningún otro equipo de la planta. Se ha escogido una zona que quede relativamente cerca de los intercambiadores de donde procede la alimentación al equipo y a donde se conduce la purga líquida, así como de la columna a donde se llevarán los gases. Esta ubicación se muestra en la figura 1.3.4.4.1.

3.5.6. Eliminación de las emulsiones

3.5.6.1 *Emulsión*

Parte del agua contenida en el crudo, llamada agua libre, se separa fácilmente de este por evaporación dentro del *flash*. Como el petróleo contiene emulsionantes naturales la otra parte del agua está ligada al crudo en forma de una emulsión de gotas de agua dispersadas en el aceite, la cual se llama emulsión agua/aceite (W/O) o emulsión directa. Esta emulsión formará una espumación en el *flash* que provocará una mala separación del gas. ^{Ref. [13]}

Algunos factores que influyen en la estabilidad de las emulsiones son:

- Tipo de crudo: Los crudos de base nafténica o asfáltica se emulsionan con rapidez y persistencia, esto se debe a que el asfalto y el bitumen actúan como excelentes agentes emulsionantes.
- Viscosidad del crudo: Un petróleo con alta viscosidad, mantendrá en suspensión gotas mucho más grandes que otro con baja viscosidad.
- Temperatura: La temperatura influye en la estabilidad de una emulsión ya que está relacionada directamente con la viscosidad. Por lo tanto, una emulsión será más estable cuanto más baja sea la temperatura ya que la viscosidad aumenta.
- Porcentaje de agua: La relación de agua en una emulsión afecta a esta, aún así generalmente las emulsiones más estables ocurren en una proporción de agua del 1%.
- La concentración de sales es un factor importante en la formación de emulsiones estables. Altas concentraciones de sal tienden a reducir la emulsión. Esto favorece en este caso ya que no se utilizan los desaladores.

3.5.6.2 *Separación de las emulsiones*

En las emulsiones agua-petróleo hay dos fuerzas opuestas, la tensión superficial del agua, que hace que las gotas se unan unas a otras formando gotas mayores y el agente emulsionante que rodea a las gotas de agua e impiden la unión de estas.

3.5.6.3 *Desemulsionantes*

Los desemulsionantes químicos tienen la peculiaridad de moverse rápidamente a través de la fase orgánica y formar una película interfacial que rodea a las gotas de agua, desplazando al aceite y permitiendo que éstas gotas se unan formando gotas más grandes, por lo que la mezcla se desemulsiona. ^{Ref. [13]}

Para ayudar a difundir el aditivo en el crudo, se procura que haya suficiente tiempo de permanencia y que el régimen de flujo sea turbulento, por lo que el desemulsionante se inyectará aguas arriba de la separación y antes de una bomba, ya que dará más tiempo de permanencia y podría causar un flujo turbulento.

3.5.6.4 Dosificación de desemulsionante

Los rangos de dosificación de un desemulsionante pueden variar de 2 a 200 ppm, aunque generalmente se dosifican en un rango de 10 a 60 ppm. Los crudos más pesados necesitan una dosificación más alta. ^{Ref. [14]}

En este caso, para una correcta dosificación, se tendrá en cuenta las características del proceso, las indicaciones del distribuidor de emulsionante, y se realizarán pruebas de laboratorio, conocidas como pruebas de botella, con el desemulsionante escogido.

Se ha escogido el desemulsionante “*XERIC™ Heavy Oil Demulsifiers*” ^{Ref. [15]} de la empresa *Baker Hughes*, para el tratamiento. La dosificación se hará en continuo a la aspiración de la bomba P-101, mediante la bomba P-102 dosificadora de diafragma accionada por solenoide. Se puede ver la hoja de especificaciones de la bomba P-102 en el anexo A.8.3.

3.5.7. **Dispositivos de alivio de presión**

Una válvula de seguridad de alivio de presión o PSV es un dispositivo que se emplea para evacuar el caudal de fluido necesario, de manera que no se sobrepase la presión de diseño del equipo.

Las causas principales de sobre presión en el separador *flash* descritas en el *HAZOP* determinan la instalación de un dispositivo de alivio de presión para minimizar los efectos de estas causas.

Por lo general la sobre presión se produce cuando existe un desequilibrio de los flujos normales de operación de materia o energía, causando acumulación en alguna parte del sistema.

Los equipos situados en una zona con fluidos inflamables pueden estar expuestos a un incendio externo, lo cual puede conducir a una sobrepresión por la evaporación del líquido que contenga.

Aunque se contemple en el diseño de la PSV un sobrecalentamiento por encima de la temperatura de diseño del equipo, esta temperatura puede que reduzca la tensión admisible del material de construcción, en este caso la PSV no protegerá contra un fallo estructural.

La descarga de la PSV se llevará al colector de descarga de aliviaderos de presión existente en el proceso, que conduce hacia la zona *flash* de la columna atmosférica.

Por las características del equipo y del proceso no se contemplará la expansión térmica del líquido, ya que se supone que el equipo nunca podrá estar totalmente lleno.

3.5.8. **Selección del tipo de válvula de seguridad**

El dispositivo de alivio de presión más usado en refinerías y plantas químicas es del tipo de válvula de seguridad convencional como el que se muestra en la figura siguiente.

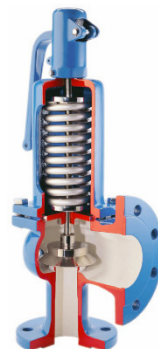


Figura 3.5.8.1. PSV convencional
Fuente: Trident Enterprise

Ya que uno de los inconvenientes de este tipo de válvula es la acumulación de suciedad en el asiento se instalará un disco de ruptura en serie antes de la válvula que impedirá que el producto esté en contacto continuo con el asiento de la válvula

Un disco de ruptura es un diafragma delgado instalado entre bridas y diseñado para reventar a una presión determinada. Los materiales más comunes utilizados son: grafito, aluminio, monel o acero inoxidable, y pueden soportar temperaturas de hasta 480 °C.

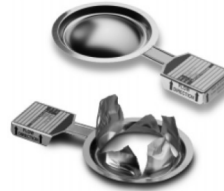


Figura 3.5.8.2. Disco de ruptura nuevo en la parte superior y roto en la parte inferior
Fuente: Catálogo Donadon SDD

Se instalará un medidor de presión, con alarma de alta, entre el disco y la PSV para detectar que el disco ha roto, tal como se muestra en la siguiente figura.



Figura 3.5.8.3 Disco de ruptura en serie con PSV y control de presión
Fuente: Spartan Controls

3.5.8.1 Dimensionamiento de la PSV

Para el dimensionamiento se seguirán las indicaciones de la normativa API-RP-520 y se calculará el caudal de alivio con la suposición de que en un momento dado quedan bloqueadas las válvulas de salida del separador en posición cerrada, que se está trabajando a máxima producción, que el nivel de líquido está en el nivel de trabajo correspondiente al volumen V_{LTr} y que súbitamente sube la presión a la presión de tarado (P_{set}) de la PSV. Así, la carga de alivio se calculará con el caudal de gas que entra en el separador durante el tiempo de llenado, desde el nivel de trabajo hasta el nivel interruptor de sobre máximo, más el caudal necesario para evacuar el volumen de gas existente en ese tiempo, contemplando que habrá un flujo crítico.

Donde el volumen ocupado por el líquido a nivel de trabajo es

$$V_{LTr} = V_H + V_S \tag{3.5.8.1.1}$$

el volumen ocupado por el vapor a nivel de trabajo es

$$V_{VTr} = V - V_{LTr} \tag{3.5.8.1.2}$$

Primeramente, se calculará la masa de vapor que entra, para ello, se calculará el volumen desde el nivel de trabajo hasta el nivel de contacto que será,

$$V_{CL} = \frac{V_{VTr}}{3} \tag{3.5.8.1.3.}$$

el tiempo de llenado hasta el nivel de sobre máximo:

$$t_{LL} = \frac{V_{CL}}{Ql} \tag{3.5.8.1.4.}$$

así la masa de vapor que entra en ese tiempo es:

$$m_e = Qmv * t_{LL} \tag{3.5.8.1.5.}$$

Seguidamente, se calcula la masa de vapor existente en el equipo, para ello se calculará el número de mol de gases que caben en V_{VTr} mediante la ecuación de gases ideales.

$$n = \frac{P * V_{VTr}}{R * T} \tag{3.5.8.1.6.}$$

y se calcula su masa,

$$m_{ex} = n * mmr \tag{3.5.8.1.7.}$$

Por lo que la masa total a evacuar es:

$$m_T = m_e + m_{ex} \tag{3.5.8.1.8.}$$

Que deberá ser capaz de evacuar en el tiempo de llenado por lo que la carga de alivio será:

$$W = \frac{m_T}{t_{LL}} \tag{3.5.8.1.9.}$$

A continuación, se detalla en la tabla 3.5.8.1.1. los valores necesarios para realizar los cálculos.

Tabla 3.5.8.1.1. Valores usados en el cálculo de la carga de alivio de la PSV

Parámetro	Unidad	Valor	Fuente
V_H	m^3	7.25	Cálculo diseño <i>flash</i>
V_S	m^3	3.62	Cálculo diseño <i>flash</i>
V	m^3	19.0	Cálculo diseño <i>flash</i>
Ql	m^3/s	0.0604	Simulación <i>Aspen HYSYS</i>
Qmv	kg/s	0.693	Simulación <i>Aspen HYSYS</i>
P	kPa	2400	
R	$m^3Pa/molK$	8.31	
T	$^{\circ}C$	186	Simulación <i>Aspen HYSYS</i>

Con este valor se procede a calcular la sección de orificio de la PSV, para ello se utilizarán los valores que se detallan a continuación en la tabla 3.5.8.1.2.

Tabla 3.5.8.1.2. Valores para calcular el orificio de la PSV

Parámetro	Unidad	Valor
P _{set}	bar _g	20.0
Acu1PSV	%	10.0
W	kg/s	4.28
T _{alivio}	°C	186
mmr del vapor	kg/kmol	31.5
Z		0.950
k		1.18
K _d		0.975
K _b		1.00
K _c		0.900

Se empezará calculando la presión acumulada teniendo en cuenta la acumulación por una sola PSV en valor absoluto.

$$P_1 = \left(1 + \frac{\text{Acu1PSV}}{100} \right) + 1.01325 \tag{3.5.8.1.10.}$$

Y se calcula el área de orificio en mm con la ecuación:

$$A = \frac{131.6 * W}{C * K_d * P_1 * K_b * K_c} * \sqrt{\frac{T_{alivio} * Z}{\text{mmr del vapor}}} \tag{3.5.8.1.11.}$$

donde,

$$C = 520 * \sqrt{k * \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k+1}{k-1}}} \tag{3.5.8.1.12.}$$

Una vez calculada el área de orificio, se compara con las áreas de orificio estándar y se escoge la que sea igual o la inmediata superior. Es la tabla 3.5.8.1.3. se muestra una lista de los tipos de orificio junto con sus áreas de orificio y diámetros.

Tabla 3.5.8.1.3. Áreas de orificio estándar API-RP-526

Tipo de orificio	Área (mm ²)	Área (pulgadas ²)	Diámetro (mm)	Diámetro (pulgadas)
D	71.0	0.110	9.51	0.370
E	126	0.196	12.7	0.500
F	198	0.307	15.9	0.630
G	325	0.503	20.3	0.800
H	506	0.785	25.4	1.00
J	830	1.29	32.5	1.28
K	1186	1.84	38.9	1.53
L	1841	2.84	48.4	1.91
M	2323	3.60	54.4	2.14

N	2800	4.34	59.7	2.35
P	4116	6.38	72.4	2.85
Q	7129	11.1	95.3	3.75
R	10322	16.0	115	4.51
T	16774	26.0	146	5.75

Los resultados de los cálculos anteriores se muestran en la tabla 3.5.8.1.4.

Tabla 3.5.8.1.4. Resultado del cálculo de sección de orificio de la PSV

Parámetro	Unidades	Valor
P ₁	bar _a	23.0
C		336
A	mm ²	1114
Tipo de orificio		K
Área recomendada	mm ²	1186
Área recomendada	pulgadas ²	1.84
Diámetro recomendado	pulgadas	1.53

3.5.9. Cálculo de las tuberías del flash

En el anexo A.4.13. se muestra el isométrico de las tuberías relativas al separador *flash*. Los diámetros de estas tuberías vienen dados por el diámetro existente, en cuanto al fluido líquido, por lo que las únicas tuberías calculadas serán la de entrada a la PSV, 40-2009-2"-CS, calculada en el apartado anterior y la tubería de salida de gas compuesta por tres tramos separado por válvulas, 40-2005-4"-CS, 40-2010-4"-CS y 40-2007-4"-CS. El cálculo del diámetro de esta última tubería se realiza para una velocidad estándar de 15 m/s del gas en tubería y el caudal de gases en la salida del gas del *flash* 0.0814 m³/s. Usando las siguientes ecuaciones se calcula el diámetro de la tubería.

$$A = \frac{Q_v}{v} \tag{3.5.9.1.}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \tag{3.5.9.2.}$$

En la tabla se muestra el resultado del cálculo.

Tabla 3.5.9.1. Diámetro de tubería de salida de gases del F-101

Tubería	Diámetro calculado (inch)	Diámetro estándar (inch)
40- 2007-4"-CS	3.27	4

4. AISLAMIENTO Y TRACEADO TÉRMICO

El objetivo del aislamiento térmico es reducir la cantidad de energía que se pierde a través de tuberías y equipos hacia el exterior. El motivo, no es solo el lógico coste energético que supone esta pérdida de energía, sino también, tiene un beneficio medioambiental, ya que un ahorro energético reduce la cantidad de emisiones de CO₂. Otro motivo importante es la seguridad hacia las personas, ya que las superficies expuestas con alta temperatura pueden provocar lesiones y accidentes por quemadura. El reglamento impone un máximo de temperatura de 60 °C en superficies expuestas, pero en la industria se recomienda una temperatura máxima superficial de 50 °C. Además, el aislamiento también reduce el ruido de las instalaciones, siendo más seguras para las personas. ^{Ref. [17]}

A la hora de instalar las tuberías hay que tener en cuenta las distancias mínimas libres, de 100 mm, teniendo en cuenta el espesor de aislamiento y el posible traceado térmico. En equipos esta distancia mínima corresponde a 1 m.

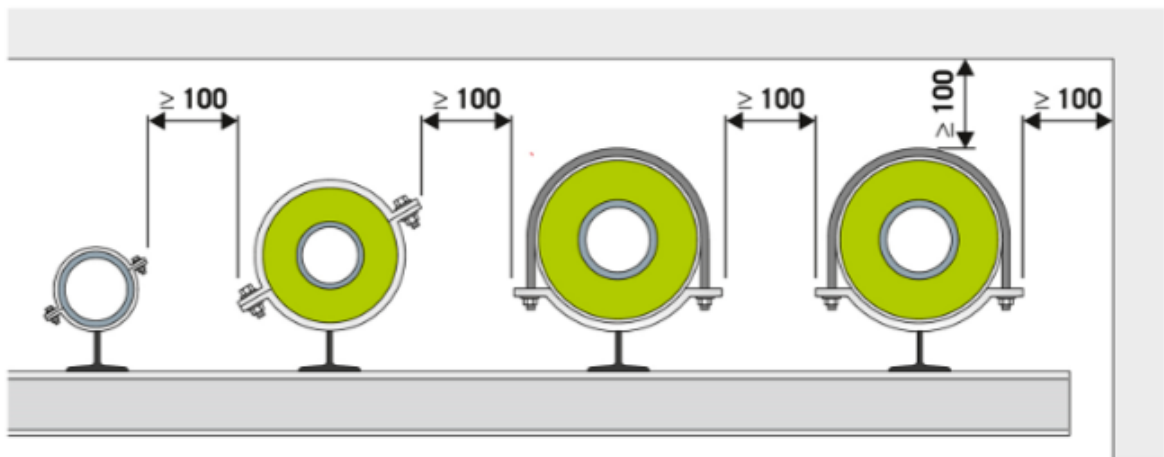


Figura 4.1. Distancia mínima recomendada en instalaciones de tuberías
Fuente: Guía de buenas prácticas de aislamiento en la industria

Como material aislante se utilizará lana de roca, ya que este material tiene un buen rendimiento y es el usado en ASES, lo que facilitará su instalación y mantenimiento al poder aprovechar la infraestructura de la empresa.

Para el separador *flash* y las tuberías nuevas instaladas en él necesitarán de la instalación de traceado térmico, ya que es necesario mantener la temperatura del crudo e impedir que el fluido se enfríe. Este traceado térmico consistirá en el acompañamiento al equipo y tuberías de proceso, de una tubería auxiliar de cobre, con vapor de 14 bar y una temperatura de 195 °C, instalación ya existe en la planta.

Para realizar el cálculo de espesores del aislante de las tuberías y equipos con traceado, se tendrá en cuenta la temperatura de diseño del traceado de 232 °C como margen de seguridad.

Estos cálculos están basados en la normativa ISO 12241 que versa sobre el método de cálculo para el aislamiento térmico para equipos de edificación e instalaciones industriales.

Para estos cálculos se harán las siguientes suposiciones o consideraciones:

- La temperatura de la pared interna de la tubería de proceso es igual a la temperatura del fluido.
- Se despreciará la resistencia del tubo de cobre del traceado, dado el espesor del tubo 2,1 mm y la alta conductividad térmica de cobre 385 W/m°C.

- Se despreciará también la resistencia de la cobertura de aluminio del aislante, por su bajo espesor 1,2 mm y alta conductividad térmica del aluminio 237 W/m°C.
- En las tuberías con traceado térmico, la temperatura externa de la tubería de proceso será igual a la temperatura máxima del traceado.
- Se realizará el cálculo solamente para las tuberías con distinto tamaño y temperatura.
- Se despreciarán las pérdidas de calor por radiación.

Las conductividades térmicas usada para los cálculos se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 4.1. Valores de las conductividades térmicas

Elemento	Valores (W/m °C)
Acero ASTM 106 Gr.B	50.7
Lana de roca	0.0540
Cobre	385
Aluminio	237

En la siguiente tabla se muestra un listado de las tuberías calculadas con los valores necesarios para el cálculo.

Tabla 4.2. Valores de las tuberías para el cálculo de espesor del aislante

Tubería	L (m)	D1 (m)	D2 (m)	T1 (°C)	T2 (°C)	T3 (°C)	Tamb. (°C)
30-1007-10"-CS	31.0	0.254	0.267	109		50.0	20.0
40-2004-06"-CS	8.00	0.152	0.166		232	50.0	20.0
40-2007-04"-CS	12.2	0.102	0.112		232	50.0	20.0
40-2006-08"-CS	20.2	0.203	0.216		232	50.0	20.0

Estos diámetros y temperaturas corresponden a la siguiente figura.

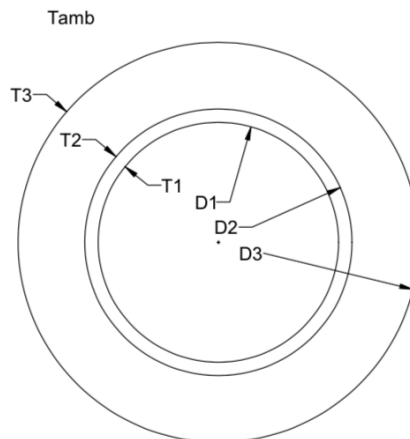


Figura 4.2. Esquema de diámetro y temperaturas usado en los cálculos

Para el cálculo del separador *flash* se tratará como pared plana y sus valores son los que se muestran en la tabla 4.3.

Tabla 4.3. Valores del equipo para el cálculo de espesor del aislante

Equipo	Altura (m)	T _{int.} (°C)	T _{ext.} (°C)	T _{amb.} (°C)
Separador <i>flash</i> F-101	1.79	232	50.0	20.0

Donde T_{in} y T_{ex} son las temperaturas interior y exterior del aislamiento respectivamente.

Para el cálculo de transferencia de calor por convección se usará la ecuación de Newton, la cual considera que la densidad de flujo de calor por unidad de área, es proporcional al coeficiente de convección del fluido y a la diferencia de temperaturas entre la superficie y la temperatura del fluido. Para paredes planas se usará entonces la ecuación siguiente. ^{Ref. [16]}
 “fuente: IDAE-www.idae.es” (formato de referencia preferido por IDAE).

$$q/A = h_{conv_plana} * (\Delta T) \tag{4.1.}$$

De donde se puede definir la resistencia térmica por convección de una placa plana como:

$$R_{conv_plana} = \frac{1}{h_{conv_plana}} \tag{4.2.}$$

Como caso particular de las anteriores ecuaciones, se puede calcular la densidad de flujo de calor por unidad de longitud, en el caso de paredes cilíndricas, con la siguiente ecuación:

$$q/H = \frac{\Delta T}{1/(2*\pi*r*h_{conv_cilindrica})} \tag{4.3.}$$

De donde se puede definir la resistencia térmica por convección de una placa cilíndrica como:

$$R_{conv_cilindrica} = \frac{1}{2*\pi*r*h_{conv_cilindrica}} \tag{4.4.}$$

En este caso el coeficiente de convección del fluido se calculará solamente para la densidad de flujo de calor desde la última capa, al aire. Para las paredes planas se usará la siguiente ecuación:

$$h_{conv_plana} = 1.32 * \sqrt[4]{\frac{\Delta T}{Altura_pared}} \tag{4.5.}$$

Y para las capas cilíndricas esta otra:

$$h_{conv_cilindrica} = 1.21 * \sqrt[3]{\Delta T} \tag{4.6.}$$

Para el cálculo de la densidad de flujo de calor por conducción se usará la ecuación de Fourier que define a la densidad de flujo de calor por unidad de área como proporcional al gradiente de temperatura existente perpendicularmente a esta área y a la conductividad térmica del material.

$$q/A = \frac{\Delta T}{esp/k} \tag{4.7.}$$

La resistencia térmica por conducción en pared plana se define como:

$$R_{cond_plana} = \frac{esp}{k} \quad (4.8.)$$

Para el caso particular de densidad de flujo de calor para una capa cilíndrica se usará:

$$q/H = \frac{\Delta T}{\ln(r_{ext}/r_{int})/(2*\pi*k)} \quad (4.9.)$$

La resistencia térmica por conducción en una capa cilíndrica se expresa como:

$$R_{cond_cilindrica} = \frac{\ln(r_{ext}/r_{int})}{2*\pi*k} \quad (4.10.)$$

Como que en estado estacionario la densidad de flujo de calor por unidad de área de pared, o longitud de tubería que atraviesa cada una de las capas es constante se puede determinar que:

$$q/A = \frac{\Delta T}{\Sigma R_{Conv} + \Sigma R_{Cond}} \quad (4.11.)$$

Entonces para calcular el espesor de aislante se iguala la densidad de flujo de calor por convección externa a la expresión anterior donde queda como incógnita el espesor de la capa del aislante. Para el *flash* F-101 será:

$$\frac{T_{ext}-T_{amb}}{h_{conv_plana}} = \frac{T_{int}-T_{amb}}{\frac{espesor}{k_{aislante}} + h_{conv_plana}} \quad (4.12.)$$

Para las tuberías sin traceado térmico, se calculará r_3 con la siguiente ecuación:

$$\frac{T_3-T_{amb}}{2*\pi*r_3*h_{conv_cilindrica}} = \frac{T_1-T_{amb}}{\frac{\ln(r_2/r_1)}{k_{acero}} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{k_{aislante}} + \frac{1}{2*\pi*r_3*h_{conv_cilindrica}}} \quad (4.13.)$$

Y para las tuberías con traceado térmico, también con r_3 como incógnita:

$$\frac{T_3-T_{amb}}{2*\pi*r_3*h_{conv_cilindrica}} = \frac{T_2-T_{amb}}{\frac{\ln(r_3/r_2)}{k_{aislante}} + \frac{1}{2*\pi*r_3*h_{conv_cilindrica}}} \quad (4.14.)$$

Para obtener el resultado de espesor de las tuberías al resultado del de la operación anterior se deberá restar el radio de la capa anterior.

$$espesor_{tubería} = r_3 - r_2 \quad (4.15.)$$

En la tabla 4.4. se muestran los espesores obtenidos con estos cálculos, así como el espesor de compra.

Tabla 2.4. Resultado del cálculo de espesores del aislante

Tubería	Espesor calculado (mm)	Espesor de compra (mm)
30-1007-10"-CS	25.8	30
40-2004-06"-CS	65.9	70
40-2007-04"-CS	61.5	70
40-2006-08"-CS	68.0	70
Separador <i>flash</i> F-101	123	130

5. ESTRUCTURA

En esta sección se diseñará la estructura para soportar el *flash* y las tuberías. Para la estructura se utilizarán vigas de acero S450 con un perfil HEB como el que se muestra en la figura siguiente. ^{Ref. [18]}



Figura 5.1. Viga tipo HEB

Fuente: Acenor

La estructura tendrá una altura de 6 m, para favorecer la instalación de las tuberías que salen por el fondo del equipo y tendrá una plataforma, a la que se accederá por unas escaleras de gato desde donde se podrá trabajar en el mantenimiento del equipo. Se instalarán unos ángulos para dar estabilidad a la estructura, pero no se calcularán en la validación del tipo de viga escogido. La figura que se muestra a continuación es un esquema de esta plataforma.

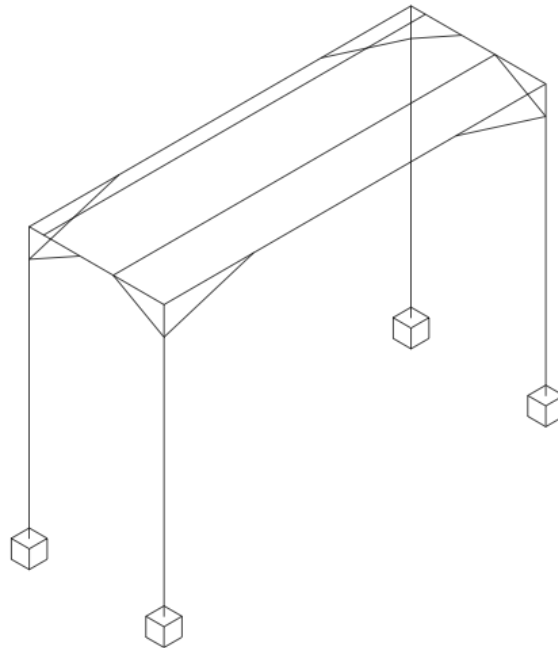


Figura 5.2. Vista isométrica de la estructura

5.1. Validación de tipo de viga

A continuación, se realizan los cálculos para la validación del tipo de viga necesario, para ello se calculará la flexión de las vigas debido a la carga y el pandeo de las columnas.

5.1.1. Cálculo de la flexión

Previo al cálculo de la flexión hay que tener en cuenta no solamente el emplazamiento del equipo F-101 dentro de la estructura, sino todos los accesorios y tuberías de la instalación y del producto que lo contiene. En la siguiente tabla se muestran las masas que debe soportar la estructura.

Tabla 5.1.1.1. Masas soportadas por la estructura

Elemento	Unidades (kg)
Equipo F-101	6220
Líquido en F-101	19000
Tuberías	1100
Líquido en tuberías	1520
Auxiliares	900
Metro de Viga	93.0

Primeramente, se calculará las fuerzas y momentos que inciden en las vigas donde va soportado el equipo, como se puede ver en el isométrico 53 del anexo A.4.12. Para ello se realiza el diagrama de cuerpo libre, el diagrama de cortantes y el diagrama de momentos que se pueden ver en la figura siguiente.

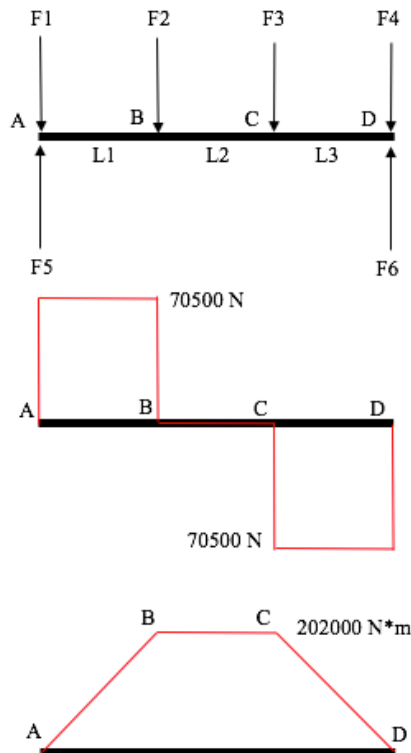


Figura 5.1.1.1. Diagramas de cuerpo libre, cortantes y momentos

Mediante el siguiente sistema de ecuaciones se calculan las fuerzas y momentos,

$$\Sigma F = 0 \quad F1 + F2 + F3 + F4 - F5 - F6 = 0 \quad (5.1.1.1.)$$

$$\Sigma M = 0 \quad - (F2 * L1) - (F3 * (L1 + L2)) + ((F6 - F4) * (L1 + L2 + L3)) = 0 \quad (5.1.1.2.)$$

Los resultados se pueden ver en la tabla 5.1.1.2.

Tabla 5.1.1.2. Resultado del cálculo de fuerzas

Parámetro	Unidades	Valor
L1	m	2.86
L2	m	2.78
L3	m	2.86
F1	N	1370
F2	N	70500
F3	N	70500
F4	N	137
F5	N	71900
F6	N	71900

Seguidamente se procede al cálculo de fuerzas de las vigas donde van soportadas las anteriores, con el mismo procedimiento de cálculo, por lo que también se realiza los diagramas de cuerpo libre, cortante y de momentos.

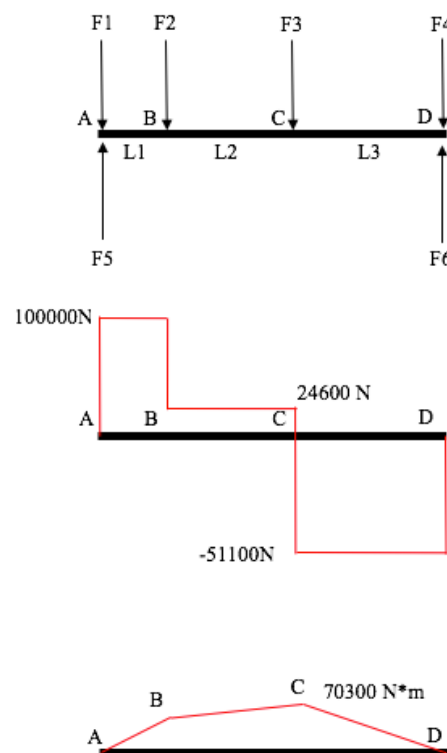


Figura 5.1.1.2. Diagramas de cuerpo libre, cortantes y momentos

Y los resultados del cálculo de fuerzas se muestran en la tabla 5.1.1.3.

Tabla 5.1.1.3. Resultado del cálculo de fuerzas

Parámetro	Unidades	Valor
L1	m	0.32
L2	m	1.55
L3	m	1.13
F1	N	3880
F2	N	75700
F3	N	75700
F4	N	1370
F5	N	104000
F6	N	55000

Se puede observar, por el diagrama de momentos, que los puntos de mayor sollicitación se dan en los puntos “B” y el “C” de la barra que soporta el equipo, por lo que se procede al cálculo del módulo de rigidez mediante la ecuación de Navier.

$$\sigma_{max} = - \frac{M_{fmax}}{W_{zmax}} \tag{5.1.1.3.}$$

Una vez calculado el valor, se busca este en la tabla de perfiles y se selecciona el perfil que corresponda con el valor coincidente o en su defecto el inmediato superior, tal como se muestra en la siguiente figura. En este caso corresponde al perfil HEB 260. Se toma el módulo de rigidez de este perfil y se recalcula de nuevo con la ecuación de Navier. Comprobando que la tensión requerida es menor que la admisible.

Perfil	Dimensiones							Términos de sección							Agujeros			Peso				
	h	b	e	e ₁	r ₁	h ₁	u	A	S _x	I _x	W _x	i _x	I _y	W _y	i _y	I _t	I _a	w	w ₁	a	p	
	mm	mm	mm	mm	mm	mm	mm	cm ²	cm ³	cm ⁴	cm ³	cm	cm ⁴	cm ²	cm	cm ⁴	cm ⁶	mm	mm	mm	kg/m	
HEB 100	100	100	6,0	10,0	12	56	567	26,0	52,1	450	90	4,16	167	33	2,53	9,34	3.375	55	—	13	20,4	P
HEB 120	120	120	6,5	11,0	12	74	686	34,0	82,6	864	144	5,04	318	53	3,06	14,90	9.410	65	—	17	26,7	P
HEB 140	140	140	7,0	12,0	12	92	805	43,0	123,0	1.509	216	5,93	550	79	3,58	22,50	22.480	75	—	21	33,7	P
HEB 160	160	160	8,0	13,0	15	104	918	54,3	177,0	2.492	311	6,78	889	111	4,05	33,20	47.940	85	—	23	42,6	P
HEB 180	180	180	8,5	14,0	15	122	1.040	65,3	241,0	3.831	426	7,66	1.363	151	4,57	46,50	93.750	100	—	25	51,2	P
HEB 200	200	200	9,0	15,0	18	134	1.150	78,1	321,0	5.696	570	8,54	2.003	200	5,07	63,40	171.100	110	—	25	61,3	P
HEB 220	220	220	9,5	16,0	18	152	1.270	91,0	414,0	8.091	736	9,43	2.843	258	5,59	84,40	295.400	120	—	25	71,5	P
HEB 240	240	240	10,0	17,0	21	164	1.380	106,0	527,0	11.259	938	10,30	3.923	327	6,08	110,00	486.900	90	35	25	83,2	P
HEB 260	260	260	10,0	17,5	24	177	1.500	118,4	641,0	14.919	1.150	11,20	5.135	395	6,58	130,00	753.700	100	40	25	93,0	P

Figura 5.1.1.3. Valores del perfil HEB

Fuente: Ingemecánica.com

Los datos del material para realizar los cálculos y el resultado son los que se muestran en la tabla 5.1.1.4.

Tabla 5.1.1.4. Datos y resultado del cálculo de la tensión requerida

Parámetro	Unidades	Valor
Límite elástico	N/m ²	3.55E+08
Coefficiente de seguridad		2.00
Momento flector máximo	N*m	2.02E+05
Tensión admisible	N/m ²	1.78E+08
Módulo de rigidez calculado	m ³	1.14E-03
Módulo de rigidez HEB 260	m ³	1.15E-03
Tensión requerida	N/m ²	1.76E+08

5.1.2. Cálculo del pandeo para las columnas

Como ya se ha definido anteriormente el perfil de columna será un HEB 260, cuyo momento de inercia mínimo I_{min} se dará en el eje “y”. Las condiciones de extremo serán encastrada-libre por lo que la longitud de pandeo será:

$$L_p = 2.0 * L \tag{5.1.2.1.}$$

La curva de pandeo, en función del eje transversal para un tipo de acero S450, un h/b<1.2 y con un t<100 se determina, que tiene una sección de pandeo de tipo “a” tal como se muestra en la figura 5.1.2.1.

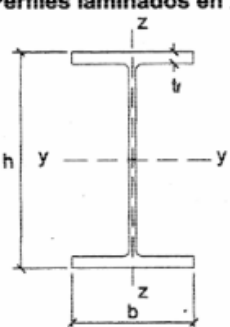
Tipo de sección	Tipo de acero		S235 a S355		S450	
	Eje de pandeo ⁽¹⁾		y	z	y	z
 <p>Perfiles laminados en I</p>	h/b > 1,2	t ≤ 40 mm	a	b	a ₀	a ₀
		40 mm < t ≤ 100 mm	b	c	a	a
	h/b ≤ 1,2	t ≤ 100 mm	b	c	a	a
		t > 100 mm	d	d	c	c

Figura 5.1.2.1. Curva de pandeo en función de la sección transversal

Fuente: Material de soporte, Resistencia de Materiales, URV

Se producirá pandeo, cuando la carga máxima en una columna supera la carga crítica, por lo que se procede a calcular la carga crítica para este perfil mediante la expresión de Euler.

$$P_{Cr} = \frac{\pi^2 * E * I}{l_p^2} \tag{5.1.2.2.}$$

Una vez realizado el cálculo se compara el resultado con la carga de mayor sollicitación, comprobando que no se producirá pandeo. En la siguiente tabla se pueden ver los datos usados para el cálculo y el resultado.

Tabla 5.1.2.1 Datos y resultado del cálculo de la carga crítica

Parámetro	Unidades	Valor
Carga en la columna	N	1.00E+05
Longitud de la columna	m	6
Longitud de pandeo	m	12
Módulo de elasticidad de Young	N/m ²	2.10E+11
Momento de inercia mínimo	m ⁴	5.14E-05
Carga crítica	N	7.39E+05

5.2. Puesta a tierra de la estructura

Antes de empezar la cimentación de la estructura, se instalará un cable de rígido de cobre desnudo de 35 mm², que forme un anillo cerrado en el perímetro de la estructura, a una profundidad de 0.5 m. Para reducir la resistencia de tierra, se enterrarán y conectarán unos electrodos verticales. Este anillo conductor se conectará a las columnas de la estructura. ^{Ref. [19]}

En la siguiente figura se puede ver un esquema de la instalación.

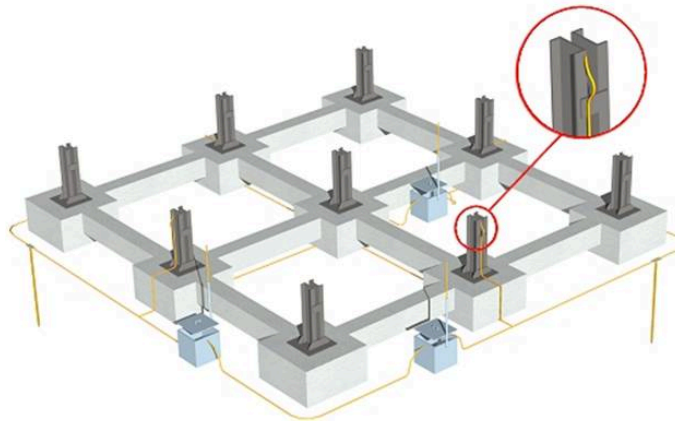


Figura 5.2.1. Esquema de la instalación de la toma a tierra

Fuente: Ikastaroak

5.3. Zapatas

Una vez calculadas las cargas en los pilares, se seleccionará la cimentación. La cimentación es la parte de la estructura que transmitirá las cargas al terreno, por lo que el tipo de cimentación dependerá de las características de este. ^{Ref. [20]}

Ya que la localización de la estructura está dentro de la planta, que ya tiene cimentación bien asentada y con una resistencia alta, en relación con la de la estructura, se seleccionarán zapatas aisladas. Se supondrá para el cálculo una tensión admisible del suelo de 1Mpa.

Las zapatas son los elementos que soportan las tensiones provenientes de la carga de la estructura.

Como que los distintos pilares no reciben la misma carga, se diseñarán todas las zapatas teniendo en cuenta que la mayor carga de ellas que es de 100000N.

No se realizará el cálculo de la zapata, ya que queda fuera del alcance de este proyecto.

6. DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE CONTROL

En este apartado se realizará la descripción del sistema de control que dé cobertura a este proyecto, teniendo en cuenta que la unidad estudiada estará integrada dentro de un proceso ya existente.

6.1. Objetivos del sistema de control

El sistema de control está configurado para llevar a cabo un objetivo concreto, por lo que es necesario saber cuáles son los objetivos principales de un sistema de control.

En primer lugar, está la seguridad, para ello se identificará la peligrosidad de las zonas y se escogerá la instrumentación adecuada para eliminar o minimizar los peligros que pongan en riesgo la seguridad a las personas, el medio ambiente y las instalaciones.

En segundo lugar, la tasa de producción, ya que la producción de productos para su posterior venta, es la finalidad de la planta.

En tercer lugar, la estabilización del proceso, para ello se debe conocer y eliminar las perturbaciones externas que alteren la operación de la planta.

Por último, no menos importante, la calidad del producto, que deberá cumplir unas especificaciones de calidad.

6.2. Metodología de control

Para el separador *flash* se utilizarán controles *feedback* y *feedforward*.

El control *feedback* consiste en tomar medida de la variable a controlar y realizar una comparación con el punto de consigna establecido. Si existe desviación, se aplica una acción correctora para reducirla al máximo. Este método es el más utilizado en la industria química, no se anticipa a la desviación, solo actúa cuando se detecta. ^{Ref. [21]}

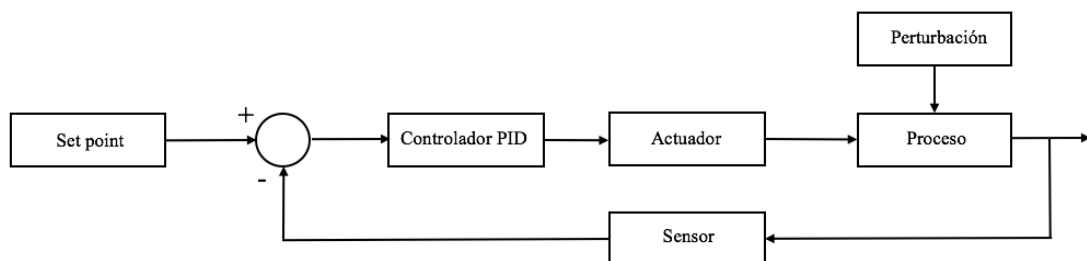


Figura 6.2.1. Esquema de control *feedback*.

El controlador *feedforward* se usa cuando la perturbación que afecta al proceso no se puede controlar, pero se puede medir. El objetivo es poder compensar la perturbación antes de que afecte a la variable controlada. Para ello, en el momento de producirse la perturbación, se empieza a actuar sobre la variable manipulada de manera que el efecto de esta actuación pueda compensar el efecto de la perturbación y haya cambios en la salida del proceso.

Este tipo de controlador puede combinarse con un control PID de forma que se sumen las ventajas de cada uno, mejorando la función del sistema, además de ser más tolerante a fallos, siendo las señales independientes, suficientes para controlar el sistema. Al reducirse el error del sistema es habitual poder prescindir del control integral. ^{Ref. [21]}

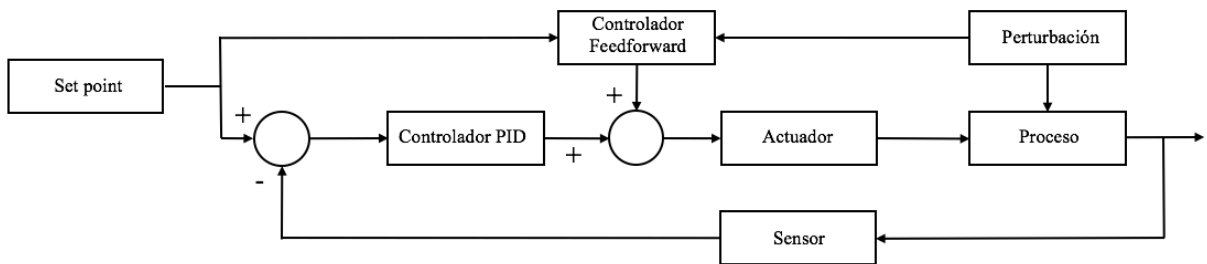


Figura 6.2.2. Esquema de control feedforward

6.3. Nomenclatura de los lazos de control

La nomenclatura de los lazos de control consistirá en tres términos con el formato A-BC, que identifican las propiedades del lazo y lo ubican dentro del proceso:

- A, indica la variable controlada.
- B, designa la zona del proceso.
- C, identifica el nombre del lazo de control.

La nomenclatura de los tipos de variables se puede ver en la tabla 6.3.1.

Tabla 6.3.1. Nomenclatura de las variables controladas

Símbolo	Variable
T	Temperatura
F	Caudal
L	Nivel
P	Presión
dP	Diferencia de presión

Ejemplo: T-2001, lazo de control número 001, situado en la zona de proceso 2 y que controla una temperatura.

6.4. Nomenclatura de instrumentación

Para identificar la instrumentación, se utiliza la misma nomenclatura del apartado anterior, A-BC, añadiendo la nomenclatura de la instrumentación tras la variable de medida de la siguiente forma AD-BC. Donde D hace referencia al tipo de instrumento utilizado, la nomenclatura de los tipos de instrumentos se muestra en la siguiente tabla.

Tabla 6.4.1. Nomenclatura de la instrumentación

Símbolo	Instrumento
T	Sensor y transmisor
I	Indicador
C	Controlador
VA	Válvula automática
PSV	Válvula de seguridad de alivio de presión
A+	Alarma de máximo
A++	Alarma de sobre máximo
A-	Alarma de mínimo
A--	Alarma de bajo mínimo
SH	Actuación por valor máximo

SL	Actuación por valor mínimo
FCC	Controlador <i>feedforward</i>

6.5. Arquitectura del sistema de control

La arquitectura define la estructura que sigue todo sistema de control en una planta de procesos. Una vez se define, se procede a identificar todos los instrumentos necesarios para realizar el control del proceso. Para ello, es necesario contar el número de señales y del tipo que son, para dimensionar el sistema de control. El proceso en el cual se desarrolla este proyecto se utiliza *Honeywell Experion* basado en DCS (*Distributed control system*), por lo que este proyecto se integrará en este sistema. ^{Ref. [22]}

DCS es un sistema de control distribuido que aborda la complejidad de los procesos dividiendo su alcance en cuatro niveles funcionales. ^{Ref. [23]}

- Nivel de Operación: Este nivel es el de interface del sistema con los operadores del proceso, mostrando datos en tiempo real y retornando órdenes a campo. Obteniendo a demás datos históricos para su posterior análisis.
- Nivel de control: El control de las diferentes partes del proceso, se asignan a distintos controladores locales distribuidos por la instalación, para no centralizar estas funciones en un solo punto.
- Nivel módulos de Entrada/Salida: Los módulos de entradas/salidas, se distribuyen por la instalación y se comunican con los controladores mediante protocolos específicos.
- Nivel de elementos de campo: Estos equipos permiten funcionalidades adicionales como gestionar el mantenimiento o configurar parámetros de comportamiento de forma remota.

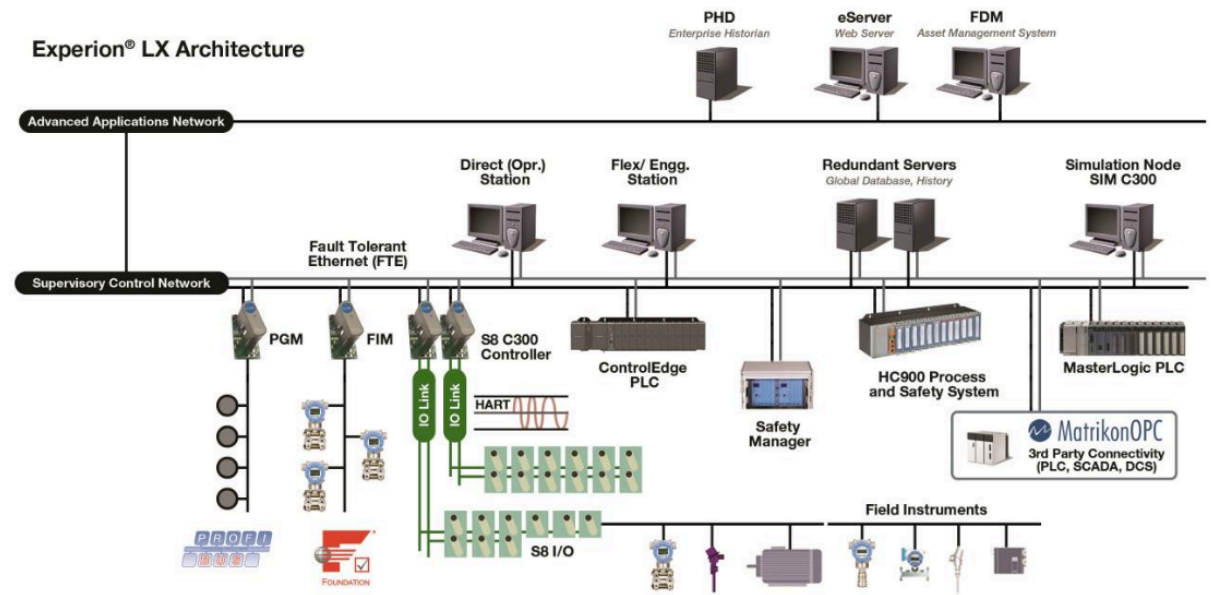


Figura 6.5.1. Esquema del sistema DCS de Honeywell Experion
Fuente: Catálogo Honeywell Experion

6.6. Control del separador flash

En este apartado se estudiarán las necesidades de control del separador *flash* F-101 tanto para el funcionamiento desde el punto de vista de producción, como la seguridad. Los sensores, controladores y válvulas de control que se instalarán en el equipo, se detallan en la

tabla A.5.1 del anexo A.5. de listados de instrumentos y la tabla A.6.1 del anexo A.6. de listados de válvulas.

El P&ID se puede ver en el anexo A.4.8.

Al separador F-101 le llega un caudal constante en función de la producción deseada, al entrar el flujo en el separador F-101, parte del gas se separa por cabeza y el crudo líquido sale por el fondo. El control de proceso se basará en mantener un nivel en el separador que le permita un tiempo de permanencia y ajustar la presión suficiente que garantice que fluya el crudo hacia delante del proceso, superando la pérdida de carga aguas abajo.

Durante este proceso, para aumentar el tiempo de residencia, se necesita mantener un nivel en el separador F-101 a un 50%. Para controlar este nivel se instalará una válvula reguladora VA-2005 en la salida de líquido y un transmisor de nivel LT-2003 en el separador F-101, que controlará la regulación de la válvula VA-2005 de salida del fondo mediante un controlador *feedback* PID, junto con un controlador *feedforward*, con el medidor de caudal FT-1001 existente aguas arriba en la impulsión de la bomba P-101.

Ya que, a la salida de líquido no se dispone de una bomba que eleve la presión, el separador F-101 deberá mantener una presión de 9.8 bar para que el producto fluya hacia delante, para esto se instalará una válvula reguladora VA-2004 en la salida de vapor del separador F-101 y un transmisor de presión PT-2002 en la zona gas del equipo que controlará la regulación de la válvula de salida VA-2004 de gas para mantener constante a 980 kPa de presión dentro del equipo.

Según el estudio HAZOP se instalará una serie de instrumentos que permitirá operar con seguridad y garantía este equipo.

Se dotará al separador F-101 de una válvula de alivio de presión PSV-2001 en serie con un disco de ruptura DR-2001. Para comprobar la integridad del disco de ruptura DR-2001, se instalará un transmisor de presión PT-2003 entre este y la PSV-2001, de manera que un aumento de presión en esta zona identifique la ruptura del disco y se pueda proceder a su sustitución.

Para evitar flujo inverso de vapor en la salida del separador F-101, se instalará un transmisor de presión diferencial DPT-2001 entre el interior del separador F-101 y después de la válvula VA-2004.

Para detectar un máximo de nivel en el separador F-101 se instalará un transmisor de nivel interruptor LT-2001 y para detectar un nivel mínimo se pondrá otro transmisor de nivel interruptor LT-2002.

Se instalará también un transmisor de temperatura TT-2001 en la zona líquida del separador F-101, para garantizar el correcto funcionamiento del equipo, detectar un aumento de temperatura que ponga en riesgo la integridad del equipo o una disminución de temperatura de manera que el aumento de viscosidad impidiese el normal flujo del crudo.

6.6.1. Pliego de condiciones

Seguidamente se detallará los parámetros, alarmas y enclavamientos que tendrán cada uno de los instrumentos que dispone el separador *flash* F-101.

Tabla 6.6.1.1 Parámetros, alarmas y enclavamientos

Símbolo	Referencia
LTA++SH LT-2001	Transmisor de nivel interruptor en el separador F-101. Rango binario. Por sobre máximo da alarma y cierra entrada de crudo al separador mediante la válvula VA-2001 y abre el baipás del separador mediante la válvula VA-2002.
LTA--SL LT-2002	Transmisor de nivel interruptor en el separador F-101. Rango binario. Por bajo mínimo da alarma e impide abrir VA-2005.
LTA--SL LT2003	Transmisor de nivel en el separador F-101. Rango 0-100 %. Por bajo mínimo 5 % da alarma e impide abrir VA-2005.
LTA- LT2003	Transmisor de nivel en el separador F-101. Rango 0-100 %. Por mínimo 10 % da alarma.
LTA+ LT2003	Transmisor de nivel en el separador F-101. Rango 0-100 %. Por máximo 90 % da alarma.
LTA++SH LT2003	Transmisor de nivel en el separador F-101. Rango 0-100 %. Por sobre máximo 95 % da alarma y cierra entrada de crudo al separador mediante la válvula VA-2001 y abre el baipás del separador mediante la válvula VA-2002.
TTA--SL TT-2001	Transmisor de temperatura en el separador F-101. Rango 0-300 °C. Por bajo mínimo 80 °C da alarma y abre válvula del baipás VA-2002, cierra válvula de entrada VA-2001 y cierra válvula de salida de gases VA-2003.
TTA- TT-2001	Transmisor de temperatura en el separador F-101. Rango 0-300 °C. Por mínimo 100 °C da alarma.
TTA+ TT-2001	Transmisor de temperatura en el separador F-101. Rango 0-300 °C. Por máximo 220 °C da alarma.
TTA++SH TT-2001	Transmisor de temperatura en el separador F-101. Rango 0-300 °C. Por sobre máximo 250 °C da alarma y abre válvula del baipás VA-2002, cierra válvula de entrada VA-2001 y cierra válvula de salida de gases VA-2003.
PTA--SL PT-2002	Transmisor de presión en el separador F-101. Rango 0-20 bar. Por bajo mínimo 9.4 bar da alarma y cierra válvula de salida de gases VA-2003.
PTA- PT-2002	Transmisor de presión en el separador F-101. Rango 0-20 bar. Por mínimo 9.6 bar da alarma.
PTA+ PT-2002	Transmisor de presión en el separador F-101. Rango 0-20 bar. Por máximo 10 bar da alarma.
PTA++SH PT-2002	Transmisor de presión en el separador F-101. Rango 0-20 bar. Por sobre máximo 10.2 bar da alarma y abre válvula de baipás VA-2002 y cierra válvula de entrada VA-2001.
PTA+ PT-2003	Transmisor de presión en disco de ruptura DR-2001. Rango 0-10 bar. Por máximo 1 bar da alarma.
DPTA--SL DPT-2001	Transmisor de diferencial de presión entre F-101 y después de la válvula VA-2004. Rango 0-10 bar. Por bajo mínimo 0.5 bar da alarma y cierra válvula VA-2003.
DPTA- DPT-2001	Transmisor de diferencia de presión entre F-101 y después de la válvula VA-2004. Rango 0-10 bar. Por mínimo 1 bar da alarma.

7. HAZOP. ANÁLISIS FUNCIONAL DE OPERATIVIDAD (AFO)

7.1. Introducción

La metodología de Análisis Funcional de Operatividad o también HAZOP (Hazard and Operability Study) es una técnica de Análisis de Riesgo de Proceso (PHA) basada en la premisa de que los riesgos, los accidentes o los problemas de operatividad, se producen como consecuencia de una desviación de las variables de proceso con respecto a los parámetros normales de operación y engloban una serie de técnicas que permiten la adecuada detección de peligros, así como una posterior valoración de los riesgos. ^{Ref. [24]}

Así pues, se analizarán las partes del proceso en estudio, para detectar y analizar la mayor cantidad de las condiciones del proceso que puedan conducir a situaciones de peligro con sus distintos niveles de riesgo. Tras el análisis del riesgo, se propondrán las acciones correctoras necesarias para su prevención.

También se determinará el nivel de integridad de seguridad, SIL, que permitirá identificar la diferencia entre el riesgo del escenario sin capas de protección y el máximo riesgo tolerable (Risk gap) además de la asignación de funciones de seguridad e identificar las capas de protección. ^{Ref. [25]}

7.1.1. Metodología

El método HAZOP/SIL puede dividirse en seis etapas: ^{Ref. [26]}

- Definir y comprobar nodos.
- Identificar las desviaciones
- Definir las causas y consecuencias.
- Evaluar las consecuencias y determinar la reducción del riesgo.
- Identificar las salvaguardas
- Definir recomendaciones o acciones correctoras.

7.1.1.1 Definir y comprobar nodos.

En esta metodología, se divide el proceso en partes más pequeñas denominados “Nodos”, con una finalidad común. Los parámetros pueden tomar un valor absoluto o variar en un rango que se desea mantener estable o controlado. Por lo general un nodo será un equipo principal, un tramo de tubería o un conjunto de éstos funcionalmente interconectados.

7.1.1.2 Identificar las desviaciones

La siguiente tabla indica qué parámetros específicos y generales de proceso deben ser analizados obligatoriamente en un estudio HAZOP, siempre que sean de aplicación, e incluye un conjunto de parámetros generales de aplicación opcional.

Tabla 7.1.1.2.1. Parámetros analizados en el estudio HAZOP

		Nodos	
Parámetros	Obligatorios	Específicos	Nivel Caudal Presión Temperatura Composición Fase
		Generales	Servicios Mantenimiento Contención Implantación Sucesos externos Factor humano Clasificación de áreas
			Servicios Mantenimiento Contención
	Opcionales	Generales	pH Viscosidad Tamaño de partícula Transferencia Mezcla Agitación Separación Velocidad Señal Paro/marcha Comunicación Tiempo Medida Control Secuencia
			Alivio Desalojo Estática Emergencia Equipo de repuesto Adición Reacción Mantenimiento Pruebas Instrumentación Muestreo Descarga Corrosión/erosión Purga/Inertizado Seguridad

El método también contempla que los parámetros de proceso seleccionados se puedan desviar de manera sistemática utilizando un conjunto reducido de palabras guía estandarizadas. El significado de las palabras guía está en relación a la desviación que producen en un parámetro y se indica en la siguiente tabla.

Tabla 7.1.1.2.2. Palabras guía y su significado

Palabra	Significado
No	Negación de la intención de diseño.
Más	Incremento cuantitativo en un parámetro de proceso (cuyo valor es posible medir a través de instrumento).
Menos	Decremento cuantitativo en un parámetro de proceso (cuyo valor es posible medir a través de instrumento).

Inverso	Opuesto a la dirección de proceso prevista o contrario a la acción programada.
Otro	Sustitución o modificación alternativa en el parámetro analizado.
También/Además	Incremento o modificación cualitativa.
Temprano/Tarde	La acción se produce fuera del tiempo especificado en el diseño.
Antes/Después	El paso se efectúa fuera de secuencia.
Fluctuación	El propósito del diseño se logra sólo parte del tiempo.

7.1.1.3 *Definir las causas y consecuencias.*

La definición de las causas de las desviaciones de los parámetros del proceso es la parte más determinante del estudio, ya que indicará el primer lugar de actuación. Aquí no se tendrán en cuenta los fallos de diseño y montaje. Las tipologías analizadas se representan en la siguiente tabla.

Tabla 7.1.1.3.1. *Tipologías de las desviaciones analizadas*

Fallos de equipos	Fallos humanos	Eventos externos
- Mecánico	- La acción no se ejecuta	- Naturales: inundaciones, tormentas, etc.
- Eléctrico	- La acción se ejecuta incorrectamente	- Humanos: choque de vehículos, objetos caídos de grúas, etc.
- Programación	- Se ejecuta una acción no requerida	- Fallo de servicio auxiliares: electricidad, aire de instrumentos, etc.
- Electrónico	- Se ejecuta una acción prohibida o diferente de la prescrita	- Efecto dominó.
- Estructural		

7.1.1.4 *Evaluar las consecuencias y determinar la reducción del riesgo*

Para determinar y evaluar el riesgo con consecuencias para la seguridad, el medio ambiente o los equipos se usarán los gráficos de riesgo.

Tabla 7.1.1.4.1. *Gráfico de riesgo*

Tipo	$R = E \times P \times C$	Actuaciones necesarias
Riesgo menor	$R \leq 14$	- Evaluar la necesidad de medidas correctoras con el objetivo de mejora continua. - Se implantarán aquellas medidas que supongan una baja inversión.
Riesgo moderado	$14 < R \leq 35$	- Medidas correctoras de prioridad normal (pueden ser implementadas después de la puesta en marcha). - Todas las medidas cuyo beneficio supere su coste deben ser implementadas.
Riesgo alto	$35 < R \leq 82$	- Medidas correctoras de prioridad alta (deben ser implementadas antes de la puesta en marcha). - Revisión previa puesta en marcha. - Deben evaluarse, registrarse e implantarse, siempre que sea razonablemente posible, las medidas de reducción de riesgo necesarias para reducirlo, al menos, a niveles moderados. - El riesgo debe ser reevaluado después de aplicar las medidas de prevención y/o mitigación

Riesgo urgente	$82 < R \leq 350$	<ul style="list-style-type: none"> - Medidas correctoras de prioridad inmediata. - Deben evaluarse y registrarse e implantarse las medidas de reducción de riesgo necesarias para reducir el riesgo a niveles de riesgo inferiores. - Se requiere registro y verificación para asegurar que se resuelven en tiempo y forma adecuadas. - Se requiere autorización del Comité de Negocio para continuar con la actividad con este nivel de riesgo
Riesgo extremo	$R > 350$	<ul style="list-style-type: none"> - Evaluar suspender la actividad si no se toman medidas para rebajar el nivel de riesgo. - Se requiere la autorización del Comité de Dirección para continuar con la actividad con este nivel de riesgo.

Donde Riesgo (R) = Exposición (E) x Probabilidad (P) x Consecuencia (C)

Para evaluar la frecuencia con la que podría ocurrir el indicador de exposición se usará la siguiente tabla:

Tabla 7.1.1.4.2. Indicadores de exposición

Exposición (E)			Valor
Muy rara	Frecuencia: 1e-3/año	No se espera que ocurra	0.30
Rara	Frecuencia: 1e-2/año	Es posible que ocurra	0.60
Poco usual	Frecuencia: 1e-1/año	Se espera ocurra al menos una vez	1.20
Ocasional	Frecuencia: 1e+0/año	Ocurre con frecuencia anual	2.50
Frecuente	Frecuencia: 1e+1/año	Algunas veces al año	5.00
Muy frecuente	Frecuencia: 1e+2/año	Más de una vez al mes	10.0

La siguiente matriz indica la probabilidad conque una vez se desarrolle el evento iniciador se alcance una determinada consecuencia.

Tabla 7.1.1.4.3. Indicadores de la probabilidad que se desarrolle un evento

Probabilidad (P)		Valor
Prácticamente imposible	1.00E-5	0.300
Altamente improbable	1.00E-4	0.60
Remotamente posible	1.00E-3	1.20
Poco usual	1.00E-2	2.50
Posible	1.00E-1	5.00
Casi seguro	1.00E+0	10.0

Para designar el factor de consecuencias se seleccionará de cada columna de la siguiente tabla la consecuencia que aplique y se tomará el valor más alto.

Tabla 7.1.1.4.4. Indicadores de consecuencias

Consecuencias (C)				Valor
	Daños a personas	a Daños a la propiedad	Daños al medioambiente	
Menores	Incidente sin baja	5k-100k €	Incidencia ambiental no relevante o en zona sin contención garantizada	1.70

			que provoca un daño ambiental local dentro de los límites de la propiedad.	
Moderadas	Hasta 30 días de baja. <1% probabilidad 1 muerte	100K 1M€	- Daño ambiental relevante que excede los niveles de referencia de calidad ambiental o que es capaz de generar una denuncia y no tiene efectos permanentes.	3
Serias	Más de 30 días de baja. <10% probabilidad 1 muerte	1M -10M€	- Daño ambiental grave que puede afectar al entorno de la propiedad, que supera en amplias zonas los niveles de referencia de calidad ambiental y puede afectar a terceros	7
Muy serias	Puede causar una muerte o lesiones permanentes	10M 100M€	- Daño ambiental muy grave. Se requiere a la compañía medidas de corrección y/o compensación importantes, excede en amplias zonas los niveles de referencia de calidad ambiental; alta probabilidad de daño residual permanente	16
Desastrosas	Puede causar entre 2 y 9 muertes	100M 1000M€	- Daño ambiental catastrófico; pérdidas de recursos y servicios ambientales. Daños permanentes	40
Catastróficas	Puede causar 10 o más muertes	>1000M€	- Daño ambiental catastrófico y de gran extensión; pérdidas extensivas de recursos y servicios ambientales.	100

7.1.2. Modelo para HAZOP de Procedimientos

Para este proyecto se usará el siguiente modelo para HAZOP de Procedimientos

7.2. Estudio HAZOP

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

Tabla 7.2.1. Parámetro: Nivel

Proyecto: Debottlenecking hidráulico de los circuitos de una unida integrada CDU/VDU										
Nodo: F-101 Intención del Nodo: Separar ligeros antes del horno H-101 Etapa: Tren de calentamiento de crudo Intención de la etapa: Calentamiento de crudo previo a la columna atmosférica Parámetro: Nivel						P&ID: 40 Revisión: 3 Fecha: 28 de abril de 2020				
Palabra guía	Desviación	Causas	Escenario	Consecuencias	Salvaguardas	C	P	E	R	Acciones
No	Nivel	Fallo aire instrumentación.	Apertura de válvula VA-2006 fondo.	Menor rendimiento del tren de intercambiadores. Sin consecuencias para la salud.	Configurar válvula VA-2006 a fallo aire abre. Instalación de nivel de contacto mínimo LT-2002.					
		Fugas de producto al exterior.	Rotura en algún punto del equipo.	Peligro de incendio, con peligro para la seguridad y el medio ambiente.	Baipasear el equipo. Programar mantenimiento periódico del equipo. Instalación de	40	1.2	0.3		

					nivel de contacto mínimo LT-2002.					
		Fallo del nivel LT-2003.	El controlador de nivel no recibe señal.	Pérdida del control de la regulación de la válvula VA-2006. Sin consecuencias para la seguridad.	Bloqueo de la válvula VA-2006 en abierta. Baipasear el equipo.					
Más	Nivel	Fallo de aire de instrumentación.	Válvula VA-2006 cerrada.	Sobrellenado del equipo.	Configurar VA-2006 a fallo aire abre. Instalación nivel de contacto máximo LT-2001. Baipasear equipo. Diseño del equipo a 24 bar.					
		Obstrucción de la línea 40-2006-8''-CS.	Obstrucción por residuos o enfriamiento de la línea 40-2006-8''-CS.	Sobrellenado del equipo.	Instalación nivel de contacto máximo LT-2001. Baipasear equipo. Programar mantenimiento periódico de la					

					línea. Diseño del equipo a 24 bar.					
		Fallo del nivel LT-2003.	El controlador de nivel no recibe señal.	Sobrellenado del equipo.	Instalación nivel de contacto máximo LT-2001. Baipasear equipo. Diseño del equipo a 24 bar.					
Menos	Nivel	Obstrucción de la línea 40-2002-8''-CS.	Obstrucción parcial por residuos o enfriamiento de la línea 40-2002-8''-CS.	Vaciado del equipo. Sin consecuencias para la seguridad.	Mantenimiento periódico de la línea.					
		Fallo del nivel LT-2003.	El controlador de nivel no recibe señal.	Vaciado del equipo. Sin consecuencias para la seguridad.	Instalación nivel de contacto mínimo LT-2002. Baipasear equipo.					
		Fallo de aire de instrumentación.	Válvula de fondo VA-2006 abierta.	Vaciado del equipo. Sin consecuencias para la seguridad.	Configurar válvula VA-2006 a fallo aire abre. Instalación nivel de contacto mínimo LT-2002.					

		Fugas de producto al exterior.	Rotura en algún punto del equipo.	Vaciado del equipo.	Baipasear equipo. Instalación de nivel de contacto mínimo LT-2002.	40	1.2	0.3		
--	--	--------------------------------	-----------------------------------	---------------------	---	----	-----	-----	--	--

Tabla 7.2.2. Parámetro: Caudal

Proyecto: Debottlenecking hidráulico de los circuitos de una unida integrada CDU/VDU										
Nodo: F-101 Intención del Nodo: Separar ligeros antes del horno H-101 Etapa: Tren de calentamiento de crudo Intención de la etapa: Calentamiento de crudo previo a la columna atmosférica Parámetro: Caudal						P&ID: 40 Revisión: 3 Fecha: 28 de abril de 2020				
Palabra guía	Desviación	Causas	Escenario	Consecuencias	Salvaguardas	C	P	E	R	Acciones
No	Caudal de alimentación	Obstrucción de la línea de alimentación 40-2002-8''-CS.	Obstrucción completa por residuos o enfriamiento de la línea de alimentación 40-2002-8''-CS.	Vaciado del equipo. Sin consecuencias para la seguridad.	Mantenimiento periódico de la línea.					
	Caudal de fondo	Obstrucción del rompe-vórtices.	Obstrucción completa por ensuciamiento del equipo F-101.	Sobrellenado del equipo. Sin consecuencias para la seguridad.	Instalación nivel de contacto máximo LT-2001. Baipasear equipo.					

					Programar mantenimiento periódico del equipo.					
	Caudal de gases	Obstrucción del <i>demister</i> .	Obstrucción completa por ensuciamiento del <i>demister</i> .	Flujo inverso en la línea 4-2005-8''-CS. Sin consecuencias para la seguridad.	Instalación de VA-2004. Instalación DPT-2001 con enclavamiento a VA-2004. Mantenimiento periódico del <i>demister</i> .					
				Aumento de presión en F-101.	Instalación PSV-2001 en serie con DR-2001 y PT-2003. Diseño del equipo a 24 bar					
Más	Caudal	Apertura válvula de alimentación VA-2001.	Aumento de nivel.	Sobrellenado del equipo. Sin consecuencias para la seguridad	Instalación nivel de contacto máximo LT-2001. Baipasear equipo.					
Menos	Caudal	Obstrucción parcial de línea de alimentación	Obstrucción parcial por residuos o enfriamiento de	Vaciado del equipo. Sin consecuencias	Mantenimiento periódico de la línea.					

		40-2002-8''-CS.	la línea 40-2002-8''-CS.	para la seguridad.						
		Obstrucción parcial de línea de salida de líquido 40-2006-8''-CS.	Obstrucción parcial de línea de salida de líquido por residuos o enfriamiento 40-2006-8''-CS.	Sobrellenado del equipo. Sin consecuencias para la seguridad	Instalación nivel de contacto máximo LT-2001. Baipasear equipo.					
		Obstrucción parcial de línea de salida de gas 40-2005-8''-CS.	Obstrucción parcial por ensuciamiento de línea de salida de gas 40-2005-8''-CS.	Aumento de presión en F-101.	Instalación PSV-2001 en serie con DR-2001 y PT-2003. Baipasear el equipo.					
Inverso	Caudal	Obstrucción del <i>demister</i> .	Obstrucción completa por ensuciamiento del <i>demister</i> .	Flujo inverso en la línea 4-2005-8''-CS. Sin consecuencias para la seguridad	Instalación de VA-2004. Instalación DPT-2001 con enclavamiento a VA-2004. Mantenimiento periódico del <i>demister</i> .					

Tabla 7.2.3. Parámetro: Presión

Proyecto: Debottlenecking hidráulico de los circuitos de una unida integrada CDU/VDU										
Nodo: F-101 Intención del Nodo: Separar ligeros antes del horno H-101 Etapa: Tren de calentamiento de crudo Intención de la etapa: Calentamiento de crudo previo a la columna atmosférica Parámetro: Presión						P&ID: 40 Revisión: 3 Fecha: 28 de abril de 2020				
Palabra guía	Desviación	Causas	Escenario	Consecuencias	Salvaguardas	C	P	E	R	Acciones
No	Presión	Arrancada de proceso	Diferencia de presión en la línea de gas.	Flujo inverso en la línea 4-2005-8''-CS. Sin consecuencias para la seguridad.	Instalación de VA-2004. Instalación DPT-2001 con enclavamiento a VA-2004.					
Más	Presión	Fallo del nivel LT-2003.	El controlador de nivel no recibe señal.	Sobrellenado del equipo. Sin consecuencia para la seguridad.	Poner alarma de alto nivel.					
		Fallo del control de presión.	El control de presión lee menos presión que la real	Sin consecuencias para la seguridad.	Poner alarma de alta presión. Instalación PSV-2001 en serie con DR-2001 y PT-2003.					

					Baipasear el equipo.					
Menos	Presión	Fallo del nivel LT-2003.	Fallo del control de nivel, lee más nivel del real	Sin consecuencias para la seguridad.	Poner alarma de bajo nivel.					
		Fallo del control de presión.	El control de presión lee más presión que la real.	Sin consecuencias para la seguridad.	Instalación de VA-2004. Instalación DPT-2001 con enclavamiento a VA-2004.					

Tabla 7.2.4. Parámetro: Temperatura

Proyecto: Debottlenecking hidráulico de los circuitos de una unida integrada CDU/VDU										
Nodo: F-101 Intención del Nodo: Separar ligeros antes del horno H-101 Etapa: Tren de calentamiento de crudo Intención de la etapa: Calentamiento de crudo previo a la columna atmosférica Parámetro: Temperatura							P&ID: 40 Revisión: 3 Fecha: 28 de abril de 2020			
Palabra guía	Desviación	Causas	Escenario	Consecuencias	Salvaguardas	C	P	E	R	Acciones
Más	Temperatura	Fuego externo	Fuego en las inmediaciones del equipo F-101 o por fuga del propio equipo.	Disminución del límite elástico del material del recipiente. Rotura catastrófica con posibilidad de explosión.	Instalación PSV-2001 en serie con DR-2001 y PT-2003. Baipasear el equipo.	40	0.6	0.3		

Menos	Temperatura	Fallo del traceado.	Corte del suministro de vapor.	No se da la separación. Aumenta la viscosidad del crudo. Sin consecuencias para la seguridad.	Baipasear el equipo. Instalación de VA-2004. Instalación DPT-2001 con enclavamiento a VA-2004.					
-------	-------------	---------------------	--------------------------------	---	--	--	--	--	--	--

Tabla 7.2.5. Parámetro: Fase

Proyecto: Debottlenecking hidráulico de los circuitos de una unida integrada CDU/VDU										
Nodo: F-101 Intención del Nodo: Separar ligeros antes del horno H-101 Etapa: Tren de calentamiento de crudo Intención de la etapa: Calentamiento de crudo previo a la columna atmosférica Parámetro: Fase						P&ID: 40 Revisión: 3 Fecha: 28 de abril de 2020				
Palabra guía	Desviación	Causas	Escenario	Consecuencias	Salvaguardas	C	P	E	R	Acciones
Otro	Fase	No hay separación	Baja presión	Sin consecuencias para la seguridad	Instalación de VA-2004. Instalación DPT-2001 con enclavamiento a VA-2004.					

Tabla 7.2.6. Parámetro: Servicios

Proyecto: Debottlenecking hidráulico de los circuitos de una unida integrada CDU/VDU										
Nodo: F-101 Intención del Nodo: Separar ligeros antes del horno H-101 Etapa: Tren de calentamiento de crudo Intención de la etapa: Calentamiento de crudo previo a la columna atmosférica Parámetro: Servicios						P&ID: 40 Revisión: 3 Fecha: 28 de abril de 2020				
Palabra guía	Desviación	Causas	Escenario	Consecuencias	Salvaguadas	C	P	E	R	Acciones
Sin	Servicios	Fallo aire de instrumentos	Llenado del equipo	Sobrellenado del equipo. Sin consecuencias para la seguridad	Válvulas a condición segura					
		Fallo eléctrico	No se identifican							
		Vapor	Corte del suministro de vapor del traceado.	Aumenta la viscosidad del crudo. Sin consecuencias para la seguridad.	Baipasear el equipo.					

Tabla 7.2.7. *Parámetro: Operación*

Proyecto: Debottlenecking hidráulico de los circuitos de una unida integrada CDU/VDU										
Nodo: F-101 Intención del Nodo: Separar ligeros antes del horno H-101 Etapa: Tren de calentamiento de crudo Intención de la etapa: Calentamiento de crudo previo a la columna atmosférica Parámetro: Operación						P&ID: 40 Revisión: 3 Fecha: 28 de abril de 2020				
Palabra guía	Desviación	Causas	Escenario	Consecuencias	Salvaguardas	C	P	E	R	Acciones
También/Además	Operación	No se identifican causas.								

Tabla 7.2.9. Parámetro: Mantenimiento

Proyecto: Debottlenecking hidráulico de los circuitos de una unida integrada CDU/VDU										
Nodo: F-101 Intención del Nodo: Separar ligeros antes del horno H-101 Etapa: Tren de calentamiento de crudo Intención de la etapa: Calentamiento de crudo previo a la columna atmosférica Parámetro: Mantenimiento						P&ID: 40 Revisión: 3 Fecha: 28 de abril de 2020				
Palabra guía	Desviación	Causas	Escenario	Consecuencias	Salvaguardas	C	P	E	R	Acciones
Qué más en	Mantenimiento	Fugas en el equipo F-101	Presencia de atmósfera explosiva en el exterior.	Daños a personas. Daños a equipos.	Baipasear equipo. Instalación de nivel de contacto mínimo LT-2002. Mantenimiento periódico del equipo F-101.					
		Fugas en las líneas de entrada o salidas del equipo.	Presencia de atmósfera explosiva en el exterior.	Daños a personas. Daños a equipos.	Baipasear equipo. Instalación de nivel de contacto mínimo LT-2002. Mantenimiento periódico de líneas del equipo.					

Tabla 7.2.8. *Parámetro: Contención*

Proyecto: Debottlenecking hidráulico de los circuitos de una unida integrada CDU/VDU										
Nodo: F-101 Intención del Nodo: Separar ligeros antes del horno H-101 Etapa: Tren de calentamiento de crudo Intención de la etapa: Calentamiento de crudo previo a la columna atmosférica Parámetro: Contención						P&ID: 40 Revisión: 3 Fecha: 28 de abril de 2020				
Palabra guía	Desviación	Causas	Escenario	Consecuencias	Salvaguardas	C	P	E	R	Acciones
No	Contención	Fuga en una línea o accesorio por deterioro.	Fuga de gas y líquido al exterior. Formación de atmósfera explosiva. Riesgo de explosión.	Daños a personas. Daños a equipos.	Mantenimiento periódico del equipo F-101.	40	0.6	0.3	7.2	

7.3. Riesgos potenciales

Después de realizar el estudio *HAZOP*, se determina que con las salvaguardas actuales de este equipo no se da ningún caso en el que haya un riesgo potencial durante la operación del equipo, por lo que no hay que tomar acciones adicionales correctivas. La planta cuenta con un sistema de drenaje con suficiente capacidad para evacuar las inundaciones que pudiesen darse, y cuenta con sistemas para sofocar incendios.

8. MANUAL DE OPERACIONES

Este manual contiene una instrucción secuencial que deberá ser seguida por el personal de la planta cuando se vaya a poner en marcha o parar el *flash*. Se detallará qué verificaciones previas se deberán realizar previamente a una puesta en marcha y a una acción de mantenimiento. El manual contemplará las siguientes situaciones:

- Puesta en marcha: se diferenciará entre la puesta en marcha después de una parada total, es decir, partiendo del caso de que el equipo está vacío, y entre la puesta en marcha después de una parada de emergencia, en la cual el equipo queda aislado por el cierre de todas las válvulas y este se encuentra lleno de producto.
- Estado estacionario: se detalla que acciones tomará el panelista cuando el equipo se encuentra en estado estacionario.
- Parada: se diferenciará entre una parada total, es decir, parar y preparar el equipo para un mantenimiento, y entre una parada de emergencia, la cual se puede dar por diferentes circunstancias que se detallan en el propio manual.

8.1. Verificaciones

8.1.1. Puesta en marcha

- Verificar que el equipo esté alineado a proceso.
- Verificar que las válvulas de purgas y venteos estén cerradas.
- Inspección visual del estado de las líneas/equipo.
- Verificar que los automatismos reciben suministro eléctrico.
- Verificar el suministro de aire de instrumentos.
- Verificar que la instrumentación recibe señal de campo en la sala de control.
- Verificar el suministro de vapor al traceado.
- Verificar que el equipo se ha inertizado con N₂.
- Verificar que el sistema desemulsionante funcione correctamente.

8.1.2. Mantenimiento

- Verificar que el equipo está separado del proceso si es posible. Si no es posible, aislar del proceso mediante discos ciegos.
- Verificar que se ha realizado un barrido con aire antes de inspeccionar el equipo internamente.
- Verificar que no haya suministro de vapor al traceado y que el equipo se haya enfriado.
- El técnico que realice la inspección deberá ir equipado con un detector de atmósfera explosiva y de gas sulfhídrico, y con los EPI adecuados.

8.2. Puesta en marcha

8.2.1. Partiendo de una parada

- Arrancar la planta alimentando agua y verificar que no fugue ninguna conexión.
- Permitir el paso de producto hacia el *flash* manteniendo desde panel las válvulas automáticas VA-2001, VA-2003 abiertas, y las válvulas VA-2004 y VA-2005 en regulación.
- Establecer una rampa de calentamiento gradual del horno de 50°C/hora para prevenir que este se dañe. La rampa se detiene una vez se llega a 240°C.

- Una vez se obtiene caudal en los cortes de la torre que alimentan el tren de intercambio, poner la unidad en circuito cerrado, es decir, re-alimentar los productos que fueran hacia tanques.
- Una vez el sistema se encuentra en régimen estacionario, alimentar al proceso gasoil, y al mismo tiempo poner la unidad en circuito abierto.
- Una vez llegue a régimen estacionario, alimentar un crudo ligero.
- Cada vez que la unidad llegue al estado estacionario, alimentar un crudo más viscoso que el anterior, hasta llegar a la viscosidad del crudo deseado.

8.2.2. **Partiendo de una parada de emergencia**

- Si la emergencia se ha solventado baipaseando el equipo, el panelista deberá cerrar la válvula del baipás VA-2002 y permitir el paso de producto hacia el *flash* manteniendo desde panel las válvulas automáticas VA-2001, VA-2003 abiertas, y las válvulas VA-2004 y VA-2005 en regulación.
- Si la emergencia se ha solventado aislando el equipo mediante el bloqueo de las válvulas VA-2001, VA-2003 y VA-2005, estas se deberán abrir.

8.3. **Estado estacionario**

El panelista deberá verificar en todo momento que el equipo trabaja dentro de sus condiciones de operación mediante el panel de control. Si detecta anomalías o suena alguna de las alarmas integradas en el equipo, deberá actuar para corregir los parámetros desviados.

El operador de campo deberá hacer rondas, realizando verificaciones visuales del correcto funcionamiento del equipo.

8.4. **Parada mantenimiento**

- Con las bombas de alimentación paradas, se cierra la válvula VA-2001.
- Se conecta vapor de servicio a la válvula manual VM-2006 y se abre. El *flash* se vaciará hacia el proceso.
- Una vez finalizada la operación, se cierran todas las válvulas automáticas y se aísla el equipo con discos ciegos, para proceder a su mantenimiento.

8.5. **Parada de emergencia**

8.5.1. **Por fuga**

- Si el operario de campo detectara una fuga en el *flash*, este avisará a la sala de control y el panelista cerrará la alimentación, manteniendo la descarga hacia proceso para vaciar el equipo. Para ello, la válvula VA-2001 quedará cerrada, baipaseando el equipo.
- Una vez el *flash* está vacío, se realiza una limpieza con vapor, inyectándolo a través de la válvula manual VM-2006 hacia proceso.
- Una vez la planta esté parada, se aísla el equipo bloqueando las válvulas del *flash*.
- Preparar el equipo para mantenimiento.
- Proceder a una inspección técnica y o reparación.

9. IDENTIFICACIÓN Y EVALUACIÓN DE ASPECTOS AMBIENTALES

Con la finalidad de dar cumplimiento a la norma ISO 14001:2015, se ha seguido un procedimiento para determinar en qué grado los diferentes impactos sobre el medio ambiente son significativos y deben atenderse como prioritarios, como resultado de la implantación del nuevo proyecto, en comparación con el proceso actual. Se entiende por aspecto ambiental todo elemento, producto o servicio relacionado con la actividad industrial que pueda actuar con el medio ambiente.

9.1. Identificación de los aspectos ambientales

9.1.1. Aspectos ambientales directos

Son aquellos relacionados directamente con la actividad del proceso, dados en situaciones controladas de operación sobre los que la empresa tiene control, identificando los aspectos ambientales relacionados, siendo los vectores los siguientes:

- Consumos (Materias primas, combustibles)
- Emisiones

En este caso, los únicos aspectos que se verán afectados serán el consumo de agua industrial, el consumo de gas natural, y las emisiones causadas por la combustión de este, como resultado de realizar una separación previa del crudo antes de entrar al horno y su consecuente descenso de consumo.

Por confidencialidad, se va a identificar a los diferentes parámetros de emisión que se van a estudiar como A, B, C y D.

9.1.2. Aspectos ambientales de emergencia

Son aquellos que se presentan en situaciones no controladas de operación, es decir, los incidentes, accidentes y situaciones de emergencia potencial que se podrían producir, como pueden ser derrames, incendios o cortes en el suministro eléctrico.

Por confidencialidad se va a identificar a los sucesos que se van a estudiar como Suceso 1, Suceso 2, Suceso 3 y Suceso 4.

9.2. Metodología para la valoración y jerarquización de los aspectos ambientales

Una vez establecidos los aspectos ambientales a valorar, se debe cuantificar el impacto ambiental de cada uno de ellos para identificar cuáles son significativos. Para cada aspecto, la valoración final se obtiene de la siguiente manera:

9.2.1. Metodología aspectos ambientales directos

9.2.1.1 Valoración de los aspectos ambientales directos

La valoración de los aspectos ambientales directos identificados se realizará basándose en el siguiente método:

- Situaciones normales controladas:

$$V_t = F * (M + C) \tag{9.2.1.1.1}$$

- Situaciones anormales controladas:

$$V_t = 1,2 * (F * (M + C)) \tag{9.2.1.1.2.}$$

Donde:

V_t : Valoración total

F : Frecuencia

M : Magnitud

C : Severidad

9.2.1.2 Criterio de jerarquización

Los aspectos se jerarquizan de la siguiente forma según el resultado de la valoración total (V_t):

Tabla 9.2.1.2.1. Jerarquización aspectos ambientales directos

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

9.2.1.3 Criterio para valorar la frecuencia de aparición

Tabla 9.2.1.3.1. Valoración frecuencia de aparición

Frecuencia de aparición	Valor F
Alta Presente continuamente o con una frecuencia de aparición de ≥ 1 vez/mes	3
Mediana Presente en circunstancias que se repiten con una frecuencia de aparición < 1 vez/mes	2
Baja Presente en circunstancias que se repiten con una frecuencia de aparición < 1 vez/año	1

9.2.1.4 Criterio para valorar la magnitud relativa

Tabla 9.2.1.4.1. Valoración magnitud relativa

Tipo de Aspecto	Magnitud relativa	Valor M
Consumo de recursos energéticos y agua	Alta El consumo supera en un 15% el estándar establecido.	3
	Media El consumo se encuentra entre un 5% y un 15% del estándar establecido.	2
	Baja El consumo no sobrepasa el 5% del estándar establecido.	1
Emisiones con parámetros	Alta El valor del parámetro se encuentra entre un 90% y un 100% del límite autorizado.	3
	Media El valor del parámetro se encuentra entre un 70% y un 90% del límite autorizado.	2
	Baja El valor del parámetro no supera el 70% del límite establecido.	1

9.2.1.5 Criterio para valorar la severidad de las consecuencias ambientales

Tabla 9.2.1.5.1. Valoración severidad de las consecuencias

Tipo de Aspecto	Severidad de las consecuencias		Valor C		
Consumo de recursos energéticos y agua Emisiones atmosféricas	Alta	Recursos escasos no renovables.	3		
	Media	Materia no peligrosa y generadora de residuos no peligrosos.	2		
	Baja	Materia no peligrosa y no generadora de residuos.	1		
	Alta	Cuando teniendo en cuenta las circunstancias locales se produce una afección sensible en el entorno, como signos en el entorno de las instalaciones de suciedad por emisiones de polvos.		3	
		Media	Cuando teniendo en cuenta las circunstancias locales se pueden producir afecciones poco importantes, como la opacidad de las emisiones de las calderas.		2
			Baja	Cuando teniendo en cuenta las circunstancias locales, la afección causada al medio receptor es calificable de poca o nula, como emisiones de CO ₂ y CO de calderas pequeñas.	1

9.2.2. Metodología aspectos ambientales de emergencia

9.2.2.1 Valoración de los aspectos ambientales de emergencia

La valoración de los aspectos ambientales de emergencia identificados se realizará basándose en el siguiente método:

- Situación de emergencia:

$$V_t = P * C * S \tag{9.2.2.1.1.}$$

Donde:

V_t : Valoración total

P : Probabilidad

C : Capacidad de Control

S : Severidad

9.2.2.2 Criterio de jerarquización

Los aspectos se jerarquizan de la siguiente forma según el resultado de la valoración total (V_t):

Tabla 9.2.2.2.1. Jerarquización aspectos ambientales de emergencia

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

9.2.2.3 Criterio para valorar la probabilidad de ocurrencia

Tabla 9.2.2.3.1. Valoración probabilidad de ocurrencia

Probabilidad de ocurrencia		Valor P
Alta	Suceso bastante posible, se ha producido con cierta frecuencia en este tipo de instalaciones.	3
Media	Suceso poco frecuente, se ha producido alguna vez en este tipo de instalaciones; o se ha producido o ha estado a punto de suceder alguna vez en la historia de la instalación.	2
Baja	Suceso muy improbable, por no haberse producido nunca hasta la fecha y por estar catalogado como tal en este tipo de instalación.	1

9.2.2.4 Criterio para valorar la capacidad de control existente

Tabla 9.2.2.4.1. Valoración capacidad de control

Capacidad de control		Valor C
Baja	No existen medidas especiales de control.	3
Media	Existen algunas medidas de control, aunque en situaciones extremas podría perderse el control.	2
Alta	Existen medidas para controlar el suceso previsto.	1

9.2.2.5 Criterio para valorar la severidad de las consecuencias

Tabla 9.2.2.5.1. Valoración severidad de las consecuencias

Severidad de las consecuencias		Valor S
Alta	Consecuencias graves por: daños graves en la instalación, afecciones graves a las personas y/o medio ambiente, cuando en este último caso se sobrepasan los límites de las instalaciones.	5
Media	Daños personales importantes en el interior de la instalación, repercusiones ambientales circunscritas al interior de las instalaciones, y las afecciones a las personas y al medio ambiente que sobrepasen el límite de las instalaciones no catalogables como graves.	3
Baja	Daños despreciables y ligeros en el interior de la instalación, repercusiones ambientales despreciables o ligeras circunscritas al interior de las instalaciones.	1

9.3. Cálculos

9.3.1. **Cálculos aspectos ambientales directos**

- Consumo: Gas natural

Se puede encontrar el cálculo del consumo de gas natural en el apartado 10.2.1.1.

- Consumo: Agua industrial

El aporte de vapor supone un consumo de 2049 m³/año de agua industrial. ASESA consume en total 330000 m³/año. La magnitud relativa de este aspecto se calcula de la siguiente manera:

$$Magnitud\ relativa = \frac{2049}{330000+2049} * 100 = 0.62\% \tag{9.3.1.1.}$$

$$M = 1 \tag{9.3.1.2.}$$

- Emisión: Toneladas anuales de D

Al no disponer de datos de la cantidad de D emitida por el horno 1, pues solo se tienen datos de las emisiones totales de la planta, se realizará un cálculo para conocer este valor. Se conoce que el gas natural emite 58 kg de D por GJ^{Ref. [29]} de gas natural. Con esos datos, haciendo la diferencia entre la emisión de D del proceso actual menos la del proceso con el *flash* integrado, se obtendrá el valor de la variación de la cantidad de las emisiones. El consumo del horno con el proceso actual es de 53.67 GJ/h, y el del proceso con *flash* es de 52.01 GJ/h. La ecuación 9.3.1.3. muestra como calcular las toneladas de D anuales emitidas.

$$\frac{t_D}{año} = Consumo\ horno \frac{GJ}{h} * 58 \frac{kg\ D}{GJ} * \frac{24\ h}{1\ día} * \frac{365\ días}{1\ año} * \frac{1\ tonelada}{1000\ kg} \tag{9.3.1.3.}$$

Tabla 9.3.1.1. Valores de emisión de D.

	Proceso actual	Proceso flash	Diferencia
Consumo horno (GJ/h)	53.7	52.0	1.66
t _D anual	27300	26400	844

ASESA tiene como derechos asignados la emisión de 45295 t_D anuales. Por lo tanto, su magnitud relativa se calcula de la siguiente manera:

$$Magnitud\ relativa = \frac{26400}{45295} * 100 = 58.28 \tag{9.3.1.4.}$$

$$M = 3 \tag{9.3.1.5.}$$

9.4. Resultados

Una vez definidos los aspectos ambientales y su método de valoración, se procede a presentar su significancia.

Las emisiones de A, B y C se refieren a las emisiones producidas por la quema del gas natural en el horno H-101, y la emisión de D general se refiere al total de toneladas de D emitidas por toda la planta.

9.4.1. Resultados evaluación de los aspectos ambientales directos

Tabla 9.4.1.1. Resultados evaluación de los aspectos ambientales directos

Aspecto	F	M	C	Valor V _t	Clasificación aspecto
Consumo gas natural	3	1	3	12	No significativo
Consumo de agua	3	1	3	12	No significativo
Emisión A	3	3	2	15	Significativo
Emisión B	3	3	2	15	Significativo
Emisión C	3	1	2	9	No significativo
Emisión D	3	3	3	18	Significativo

La concentración de las emisiones de A, B y C mantienen el valor previo a la instalación del *flash*, pues la reducción del consumo de gas natural no afecta en la concentración de sus emisiones, sino en la cantidad emitida, valor que no se contempla en esta evaluación. Sin embargo, el valor de las emisiones de D sí que es estudiado en base a la cantidad emitida de este, dado que, si se sobrepasasen las toneladas emitidas asignadas, se debería pagar por cada tonelada de más emitida. Las emisiones generales de D quedan clasificadas como significativas. El ahorro en gas natural supone una reducción del 3% en el consumo de este, lo cual reduce en un 1% las emisiones de D de toda la planta, 91300 toneladas anuales, quedando lejos de las 45300 toneladas anuales asignadas.

9.4.2. Resultados evaluación de los aspectos ambientales de emergencia

Tabla 9.4.2.1. Resultados evaluación de los aspectos ambientales de emergencia

Aspecto	P	C	S	Valor V_t	Clasificación aspecto
Suceso 1	3	1	1	3	No significativo
Suceso 2	2	1	5	10	No significativo
Suceso 3	2	1	5	10	No significativo
Suceso 4	1	1	5	5	No significativo

Ningún aspecto ambiental de emergencia queda clasificado como significativo. Ninguno de ellos varía significativamente con la evaluación inicial previa a la implementación del *debottlenecking*, realizada por ASESА.

10. EVALUACIÓN ECONÓMICA

El proyecto de *debottlenecking* se evaluará económicamente separándolo en dos partes: el primero comprenderá la instalación del equipo *flash*, mientras que el segundo comprenderá el nuevo trazado de líneas para la bomba. Para conocer la rentabilidad de este proyecto se va realizar un estudio económico utilizando el método del VAN y el *Payback Period*. El resultado del cálculo del VAN indica directamente el aumento de riqueza de los inversores. Siempre que este sea positivo o igual que cero, indica que el proyecto es viable económicamente. Se calcula siguiendo la siguiente ecuación:

$$VAN = -I_0 + \sum_{i=1}^n \frac{CF_i}{(1+k)^i} \quad (10.1.)$$

Donde:

I_0 = Inversión inicial.

i = Años.

CF_i = Cash flow.

k = Tasa de interés (13%).

El *Payback Period* indicará el tiempo que tardará en recuperar económicamente el proyecto su inversión. Si este es superior a dos años, se dará al proyecto por inviable. Se elegirá como período de estudio 2 años, pues estimar costes a largo término puede inducir a errores.

10.1. Cálculo inversión inicial

La inversión inicial de estos proyectos comprende el coste del equipo *flash*, el nuevo trazado de línea, su instrumentación y elementos de control, su coste de instalación y otros costes asociados como el de ingeniería. Además, también se tiene en cuenta la inversión en capital de trabajo, la cual se recupera al final de la vida útil del proyecto, y equivale a un 20% de la inversión en equipos. ^{Ref. [30]}

$$I_0 = I_{Equipos} + I_{Capital\ de\ trabajo} \quad (10.1.1.)$$

Para calcular valores del coste del equipo *flash* y su *demister* se ha realizado una estimación. Por un lado, se utilizará el método descrito en *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes* de *Richard Turton* ^{Ref. [30]}, y por otro lado se usará la herramienta de evaluación de costes del programa *Aspen HYSYS*. Con esas dos estimaciones se elegirá la que tenga un coste más elevado para ser conservadores.

El coste del resto de elementos que comprenden esta inversión se obtendrán a partir de catálogo. *Columbia Pipe and Supply co*, es una distribuidora internacional capaz de suministrar tuberías, codos y válvulas a un precio que se adecua al mercado actual, mientras que, para los transmisores de nivel y presión del *flash*, se usarán los costes proporcionados por la suministradora *VEGA co*.

Para el desmenuante necesario para evitar capas de emulsión en el *flash*, se utiliza el catálogo proporcionado por *BAKER HUGES co*, una distribuidora alemana. Para los accesorios necesarios para el desmenuante, tanque de almacenamiento y bomba, los precios son extraídos de las distribuidoras *DENIOS co* y *LEWA co*.

Para obtener la inversión total inicial, se utilizan diferentes factores multiplicadores para aproximar este valor lo máximo posible a la realidad. Estos factores son extraídos del libro

CHEMICAL ENGINEERING DESIGN, donde interviene obra civil, ingeniería y supervisión, contingencias, etc.

A continuación, en la tabla 10.1.1. se pueden observar estos factores. Ref. [31]

Tabla 10.1.1. Factores necesarios para la inversión inicial.

Inversiones	Factor
Obra civil	0.08
Estructuras y edificación	0.04
Pintura/aislamiento	0.05
Ingeniería y supervisión	0.30
Construcción y contratistas	0.25
Contingencias	0.10

10.1.1. Estimación de costes de compra

10.1.1.1 Coste equipo flash

- Método Turton

Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes Ref. [30] propone para el equipo flash y el demister, una estimación del coste de fabricación e instalación de esos. Para para calcularlo, se usará la ecuación 10.1.1.1.1.

$$C_{BM} = C_p^0 * (B1 + B2 + F_P + F_M) \tag{10.1.1.1.1.}$$

Para calcular el valor de C_p^0 se usa la expresión 10.1.1.1.2., donde K_1 , K_2 y K_3 son datos bibliográficos Ref. [30] y A corresponde a las dimensiones de los equipos. C_p^0 es una estimación del coste del equipo, suponiendo que está hecho de acero al carbono y trabaja en condiciones atmosféricas.

$$\log_{10} C_p^0 = K_1 + K_2 * \log_{10}(A) + K_3 * [\log_{10}(A)]^2 \tag{10.1.1.1.2.}$$

Tabla 10.1.1.1.1 Valor C_p^0

Equipo	Dimensiones	Unidades	K_1	K_2	K_3	C_p^0
Flash F-101	19.0	m ³	3.55	0.378	0.0905	15400
Demister		m ²	3.24	0.484	0.343	1720

B_1 y B_2 son valores tabulados en la bibliografía, así como F_M que está relacionado con el material que conforma el equipo. F_P es el factor de presión del equipo y se calcula con la expresión 10.1.1.1.3., que está en función de la presión y del diámetro del recipiente.

$$F_P = \frac{\frac{PD}{2(850-0.6P)} + 0,00315}{0,0063} \tag{10.1.1.1.3.}$$

Tabla 10.1.1.1.2. Valores F_P y F_M .

Equipo	F_P	F_M	B1	B2
Flash F-101	3.97	1	1.49	1.52
Demister	1	1	1	1

En este método los datos bibliográficos usados en el cálculo son del año 2001, no de 2019. Con la ecuación 10.1.1.1.4. y conociendo el valor del CEPCI^{Ref. [32]} (*Chemical Plant Cost Index*), podemos calcular cual sería el coste de estos equipos en 2019. En la tabla 10.1.1.1.3. se muestran los valores del CEPCI y de los costes.

$$C_{BM\ 2019} = C_{BM\ 2001} * \left(\frac{CEPCI_{2019}}{CEPCI_{2001}} \right) \quad (10.1.1.1.4.)$$

Tabla 10.1.1.1.3. Coste de equipos método Turton.

Equipo	$C_{BM\ 2001}$ (€)	CEPCI ₂₀₀₁	CEPCI ₂₀₁₉	$C_{BM\ 2019}$ (€)
Flash F-101	116000	397	608	177000
Demister	1720	397	608	2630

- Aspen HYSYS

Aspen HYSYS permite hacer una estimación del coste de los equipos que simula. Los valores obtenidos son los correspondientes al valor del equipo y su instalación, como en el método Turton.

Tabla 10.1.1.1.4. Coste de equipos método Aspen

Equipo	$C_{BM\ 2019\ ASPEN}$ (€)
Flash F101	221000
Demister	3000

10.1.1.2 Coste válvulas flash

La instrumentación de la nueva instalación, consta de diferentes válvulas. Los precios de cada válvula según el tipo, el diámetro nominal y material se extraen del catálogo proporcionado por *Columbia Pipe and Supply co*^{Ref. [33]} a excepción de la PSV-2001 precio de la cual se extrae de la distribuidora *STRAVAL Valves Strainers co*^{Ref. [34]}. A continuación, en la tabla 10.1.1.1.5., se muestran los precios las diferentes válvulas junto con sus características.

Tabla 10.1.1.1.5. Precios y características diferentes válvulas de la instalación.

Válvula	Tipo	DN (“)	Unidades	Precio de mercado (€/unidad)	Precio total (€)
VA-2001	bola	8	1	3780	3600
VA-2002	bola	8	1	3780	3600
VA-2003	bola	4	1	1800	1800
VA-2004	Globo	4	1	1450	1450
VA-2005	Globo	8	1	3050	3050
VM-2006	Macho	1	1	199	199
VM-2007	Macho	1	1	199	199
VM-2008	Macho	2	1	431	431

VM-2009	Macho	2	1	431	431
VM-2010	Macho	2	1	431	431
PSV-2001	K Convencional	In 2/out 6	1	4130	4130
Precio total de válvulas					19300

*El precio total indicado corresponde al precio sin contar costes de instalación.

10.1.1.3 Coste instrumentación

La instrumentación de la nueva instalación del *flash* 101, consta de diferentes transmisores. Los precios de cada transmisor según el tipo y función se extraen del catálogo proporcionado por la suministradora *VEGA co* ^{Ref. [30]}. A continuación, en la tabla 10.1.1.3.1., se muestran los precios de los diferentes transmisores.

Tabla 10.1.1.3.1. Precios y características de los diferentes transmisores de la instalación.

Transmisor	Tipo	Precio total (€)
LT-2001	Transmisor de nivel (capacitivo)	270
LT-2002	Transmisor de nivel (capacitivo)	270
LT-2003	Transmisor de nivel (radar)	315
TT-2001	Transmisor de temperatura (PT100)	230
DPT-2001	Transmisor de presión diferencial	294
PT-2002	Transmisor de presión (piezorresistiva)	294
PT-2003	Transmisor de presión (piezorresistiva)	294
Precio total de transmisores		1970

10.1.1.4 Coste líneas flash

La instalación del nuevo separador *flash* conlleva en sí la de diferentes tuberías. Estas son en su totalidad de acero al carbono A106b pero de distinto diámetro nominal y espesor. Las características de estas se ven reflejadas en la tabla A.7.1. del el anexo A.7.

Los precios de cada tubería según su diámetro nominal y SCH, se extraen del catálogo proporcionado por *Columbia Pipe and Supply co* ^{Ref. [36]}. A continuación, en la tabla 10.1.1.4.1. se muestran los precios de las diferentes tuberías.

Tabla 10.1.1.4.1. Precio catálogo de tuberías basados en Columbia Pipe and Supply co.

Tubería	Material	Longitud (m)	Precio mercado (€/m)	Precio total (€)
40-2002-01"-CS	A106-b	0.50	13.2	6.60
40-2002-08"-CS	A106-b	1.60	70.5	113
40-2009-01"-CS	A106-b	0.20	13.2	2.64
40-2009-02"-CS	A106-b	0.15	19.5	2.93
40-2004-06"-CS	A106-b	8.00	55.3	442
40-2005-04"-CS	A106-b	1.50	34.7	52.1
40-2010-04"-CS	A106-b	0.50	34.7	17.4
40-2007-02"-CS	A106-b	0.50	19.5	9.75
40-2007-04"-CS	A106-b	12.2	34.7	423
40-2001-08"-CS	A106-b	19.5	70.5	1380
40-2006-08"-CS	A106-b	20.2	70.5	1420
40-2006-01"-CS	A106-b	0.50	13.2	6.6

40-2003-08"-CS	A106-b	0.80	70.5	56.4
40-2008-08"-CS	A106-b	5.00	70.5	353
Precio total de tuberías				4280

*El precio total indicado corresponde al precio sin contar costes de instalación.

10.1.1.5 *Coste desemulsionante*

El desemulsionante es necesario en este proceso para evitar capas de emulsión en el *flash* 101. El elegido según las características que se adecuan a nuestro crudo es el *Xeric heavy oil*.

El uso del desemulsionante también hace necesario la implantación de un nuevo tanque de almacenaje, junto con un bomba capaz de suministrar el desemulsionante a la línea. El precio de estos, proporcionado por *DENIOS co*^{Ref. [37]} y *LEWA co*^{Ref. [38]} se ve reflejado en las tablas 10.1.1.5.1. y 10.1.1.5.2. respectivamente.

Tabla 10.1.1.5.1. Precios y características del tanque de desemulsionante B-101

Material	Volumen (L)	Unidades	Precio mercado (€/unidad)	Precio total (€)
PVC	3000	1	2210	2210

*El precio total indicado corresponde al precio sin contar costes de instalación.

Tabla 10.1.1.5.2. Precios y características bomba P-102

Tipo	Caudal (L/h)	Unidades	Precio mercado (€/unidad)	Precio total (€)
MLM	12	2	530	1060

*El precio total indicado corresponde al precio sin contar costes de instalación.

10.1.1.6 *Coste líneas nuevo trazado*

En el apartado 3.2.2. se estudia la implantación de un nuevo trazado de tuberías en la aspiración de la bomba P-101, para poder así reducir la caída de presión. Este nuevo trazado consta de la tubería 30-1007-10 que tiene un diámetro nominal 10".

A continuación, la tabla 10.1.1.6.1., muestra las características de la tubería 30-1007-10.

Tabla 10.1.1.6.1. Características tubería 30-1007-10

Tubería	Material	DN (")	DI (mm)	e (mm)	SCH	Longitud (m)
30-1007-10	A106b	10	254	6.35	20	20.0

Los precios de cada tubería según su diámetro nominal y SCH, se extraen del catálogo proporcionado por *Columbia Pipe and Supply co*^{Ref. [39]}. A continuación, en la tabla 10.1.1.6.2., se muestran los precios los tubería 30-1007-10.

Tabla 10.1.1.6.2. Precio de catálogo para la tubería 30-1007-10, basados en *Columbia Pipe and Supply co*.

Tubería	Material	Longitud (m)	Precio mercado (€/m)	Precio total (€)
30-1007-10	A106b	20.0	91.2	1820

*El precio total indicado corresponde al precio sin contar costes de instalación.

10.1.1.7 Coste codos nuevo trazado

La instalación propuesta requiere el uso de diferentes codos de 90°. Los precios de cada codo según su diámetro nominal, SCH, ángulo y material se extraen del catálogo proporcionado por *Columbia Pipe and Supply co* ^{Ref. [33]}. A continuación, en la tabla 10.1.1.7.1., se muestran los precios los diferentes codos junto con sus características.

Tabla 10.1.1.7.1. Precios y características diferentes codos de la instalación

Codos (“)	Material	Unidades	Precio mercado (€/unidad)	Precio total (€)
10	A106-b	10	125	1250
8	A106-b	7	108	753
6	A106-b	4	72.0	286
4	A106-b	4	31.0	124
2	A106-b	1	19.0	19.0
Precio total de codos				2430

*El precio total indicado corresponde al precio sin contar costes de instalación.

10.1.2. **Estimación costes de instalación**

En los apartados anteriores, se muestran los precios de tuberías, codos, válvulas y desemulsionante, sin tener en cuenta los precios de instalación. Se utiliza el libro *CHEMICAL ENGINEERING DESING* de Ray Sinnott para obtener el factor adecuado para la instalación. Estos factores de instalación dependen de qué se quiere instalar, es decir, el factor de instalación es diferente para tuberías que para instrumentación.

Para conocer el precio de la instalación, se multiplica el factor correspondiente por el coste de lo que se desee instalar.

A continuación, en la tabla 10.1.2.1., se muestran los diferentes factores de instalación extraídos del libro *CHEMICAL ENGINEERING DESING* ^{Ref. [31]}.

Tabla 10.1.2.1. Diferentes factores de instalación.

Instalación	Factor
Instalación de instrumentación y control	0.05
Instalación de tuberías	0.15
Instalación de equipos	0.30
Instalación eléctrica asociada	0.07

A continuación, en la tabla 10.1.2.2., se muestran los costes totales junto con su respectivo factor de instalación.

Tabla 10.1.2.2. Coste total junto con el de instalación.

Componentes	Factor	Coste sin instalación (€)	Coste total (€)
Tuberías aspiración de la bomba P-101	0.15	1820	2100
Tuberías del <i>flash</i> -101	0.15	4290	4900
Codos	0.15	2430	2790
Transmisores	0.05	1970	2070
Válvulas	0.05	19300	20300
Bomba P-102	0.30	1060	1380
Coste total accesorios junto con coste de instalación			33500

10.2. Flujo de caja

Para el proyecto *flash* se considerará la diferencia económica entre el consumo de gas natural del horno del proceso actual y el gasto en gas natural una vez integrado el proyecto de *debottlenecking*, así como la diferencia de emisión de toneladas de CO₂ anuales, el aporte de vapor y desemulsionante necesarios para el cálculo del flujo de caja o *cash flow* (CF).

Para el proyecto del nuevo trazado se tendrá en cuenta para el cálculo del CF el hecho de que no se produzcan paradas por mantenimiento de la bomba. Se toma como base que en el proceso actual se dan 3 paradas anuales de 2h cada una, suponiendo una pérdida económica de 120000 €/día a raíz de que la producción de la planta se detenga.

Esto quiere decir que, entre las dos situaciones, los ingresos seguirán siendo los mismos, pero no los gastos. También se tiene en cuenta en el cálculo del CF el valor de la amortización. Se supone que la instalación actual ya está amortizada, mientras que la nueva instalación no. Por lo tanto, el cálculo del CF se hace siguiendo la siguiente ecuación:

$$CF = BDI + A \tag{10.2.1.}$$

Donde:

BDI = Beneficio después de impuestos.

A = Amortización.

El BDI corresponde al beneficio después de impuestos, es decir, el beneficio después de aplicar una tasa impositiva del 25%. La amortización se calcula dividiendo el coste de la inversión total entre la vida útil de la instalación.

$$A = I_0 / CF \tag{10.2.2.}$$

Una vez calculados los CF de los respectivos proyectos, se calcula el CF relevante, haciendo la diferencia entre el CF del proyecto nuevo menos el CF del proceso actual:

$$CF_{relevante} = CF_{cambio} - CF_{no\ cambio}$$

Tabla 10.2.1. CF relevante proyecto flash.

Ítem	CF Proyecto Flash (€/año)	CF Proceso actual (€/año)	CF Relevante (€/año)
Gas natural	3530000	3630000	
Tonelada CO ₂	227000	235000	
Aporte vapor	56000	0	
Desemulsionante	237000	0	
Total	4050000	3860000	-119000

Tabla 10.2.2. CF relevante proyecto nuevo trazado.

Ítem	CF Proyecto nuevo trazado (€/año)	CF Proceso actual (€/año)	CF Relevante (€/año)
Gasto parada anual	0	30000	22700

10.2.1.1 Cálculo consumo gas natural

Usando los valores calculados el simulador *Aspen HYSYS*, se obtiene el consumo de gas natural antes y después de implementar el *flash*. Para estimar el coste del gas natural, se ha seguido la evolución del coste de este en la unión europea^{Ref. [40]} y se ha calculado el promedio de los últimos tres años (2017-2019).

Tabla 10.2.1.1.1. Consumo gas natural.

Ítem	Proyecto <i>flash</i>	Proceso actual
GW/año	124	127
Coste kWh	0.0285	0.0285
Coste anual €	3530000	3630000

10.2.1.2 Cálculo emisión tonelada CO₂

Sabiendo que 1 GJ de gas natural genera 58 kg de CO₂,^{Ref. [30]} se puede calcular la cantidad de toneladas de CO₂ que emite el horno anualmente.

Para estimar el coste por emisión de tonelada de CO₂, se he hecho un seguimiento^{Ref. [41]} de la evolución del coste durante los tres últimos años (2017-2019) y se ha hecho el promedio.

Actualmente, solo se paga la mitad de las toneladas totales emitidas.

Tabla 10.2.1.2.1. Emisión tonelada CO₂

Ítem	Proyecto <i>flash</i>	Proceso actual
GJ/h	52.0	53.7
Tonelada CO ₂ / año	26400	27300
Coste tonelada (€)	17.2	17.2
Coste anual (€/año)	227000	235000

10.2.1.3 Cálculo consumo aporte vapor

El coste de la tonelada de vapor (27.3€/tonelada) ha sido extraído del archivo *Preu mitjà de serveis del espacio TREBALL DE FI DE GRAU (20204301)* de *campusvirtual.urv.cat*^{Ref. [42]}.

Tabla 10.2.1.3.1. Consumo aporte vapor

Ítem	Proyecto <i>flash</i>	Proceso actual
Tonelada / año	2050	0
Coste €/tonelada	27.0	27.0
Coste anual (€/año)	56000	0

10.2.1.4 Cálculo consumo desemulsionante

Para el proyecto *flash* es necesario un caudal constante de 12 l/h de desemulsionante. A un coste de 2.5 €/l, el gasto anual se muestra en la siguiente tabla.

Tabla 10.2.1.4.1. Consumo desemulsionante

Ítem	Proyecto <i>flash</i>	Proceso actual
Caudal (l/h)	12.0	0
Coste €/l	2.50	2.50
Coste anual (€/año)	237000	0

10.3. Resultados

En la tabla 10.3.1. se muestran los resultados de la evaluación económica. Como puede verse, solamente el proyecto del nuevo trazado es viable. Su *Payback Period* es de 0.2 años, y su VAN es positivo. Por otro lado, el proyecto *flash* tiene un VAN negativo, y al tener un *Cash flow* negativo, su inversión nunca se podrá recuperar. El proyecto *flash* podría quedar justificado de cara a un futuro aumento del coste de emisión de gases contaminantes o al aumento del coste del gas natural, o bien por imposiciones legales. En cualquier caso, el aumento de esos costes debería ser muy grande para poder reinvertir los costes del proyecto en 2 años.

Para obtener el valor de la inversión inicial se hace uso de los factores de la tabla 10.1.1.

Tabla 10.3.1. Resultados evaluación económica.

Concepto	Proyecto <i>flash</i>	Proyecto nuevo trazado
VAN (€)	-534000	33600
<i>Payback Period</i> (años)	Imposible	0.2
Período de estudio (años)	2	2
Inversión equipos (€)	437000	3820
Inversión capital de trabajo (€)	87400	764
<i>Cash flow</i> (€/año)	-99400	22900
Tasa de retorno (%)	13	13

10.4. Estudio de sensibilidad

Con las condiciones actuales de la planta y los gastos económicos asociados al gas natural y la emisión de CO₂, el proyecto *flash* es inviable. Sin embargo, este proyecto podría ser viable si los gastos asociados se viesen incrementados debido a cambios en la legislación concerniente a las emisiones o un incremento en el coste del gas natural. Para el cálculo del estudio de sensibilidad no se contempla una reducción en el coste de la inversión inicial.

Para calcular cuál debería ser el valor de estos gastos, se recalcula el *cashflow* necesario para que el VAN del proyecto sea mayor a 0€, y que su *Payback Period* sea menor o igual a 2 años.

Tabla 10.4.1. Resultados evaluación económica ajustada.

Concepto	Proyecto <i>flash</i>
VAN (€)	68800
<i>Payback Period</i> (años)	2
Período de estudio (años)	2
Inversión equipos (€)	437000
Inversión capital de trabajo (€)	87400
<i>Cash flow</i> (€/año)	262000
Tasa de retorno (%)	13.0

Así pues, se va a realizar el estudio analizando por un lado cómo debería variar el precio en €/kWh de gas natural, y por otro lado cómo debería variar el coste en €/tonelada de CO₂. No se incluye el estudio del coste del desemulsionante ni el coste del vapor, ya que, aunque fueran ambos de 0€, no hacen que el *Cash flow* pueda retornar la inversión en menos de 2 años. Todo gasto mayor al mostrado en la tabla 10.4.2. hará que el VAN del proyecto aumente.

Tabla 10.4.2. Resultados estudio de sensibilidad.

Concepto	Coste actual	Coste calculado
Coste gas natural (€/kWh)	0.0285	0.170
Coste tonelada CO ₂ (€/tonelada)	17.2	1160

Estos nuevos costes suponen un incremento del 510% en el precio en €/kWh de gas natural y un 6640% en el coste en €/tonelada de CO₂. No se ha dado hasta el momento un incremento tan drástico en estos costes, por lo que nuevamente, el proyecto *flash* queda descartado económicamente.

11. CONCLUSIONES

Tras estudiar la causa del cuello de botella en el tren de intercambiadores, se concluye que se produce por la evaporación de compuestos ligeros en el crudo. Estos causan que el fluido que circula por el tren de intercambio se acelere, disminuyendo el tiempo de residencia y el intercambio de calor, ocasionando un consumo mayor de gas natural para suplir la carencia en el intercambio.

Para dar solución a este problema, se propone un nuevo trazado de líneas optimizado para reducir la pérdida de carga actual, causante en parte de la evaporación, y la instalación de un equipo *flash* que extraiga compuestos ligeros.

El nuevo trazado propuesto, situado en la aspiración de la bomba P-101, tiene una longitud menor, de 31 m, 10 codos y 10'' de diámetro nominal en su totalidad, y permite reducir la caída de presión en 162 kPa. Ya que, esta pérdida de carga es la causante de que la bomba P-101 cavite ocasionalmente; el nuevo trazado solventa esta problemática.

El separador *flash* extrae compuestos ligeros en fase gas y conduce estos a la columna atmosférica. El crudo que se obtiene después de esta operación necesita intercambiar menos calor debido a la disminución de su calor específico y de caudal másico, suponiendo un ahorro de gas natural en el horno. Sin embargo, al extraer estos gases el flujo pierde su régimen laminar, resultando en una coquización en el horno, por lo que es necesario realizar un aporte de vapor previo al horno para volver turbulento el flujo. El *flash* se situará entre el grupo de intercambiadores E-102 y E-103 y para lograr una óptima separación en el *flash* se instala un dosificador de agente desemulsionante en la alimentación de la bomba P-101.

Se determina que el *flash* será bifásico horizontal, con un diámetro de 1.79 m y un volumen de 21.9 m³, en el interior del equipo se instalará un deflector, un rompe vórtices y un desnebulizador. También se le dotará con una PSV convencional con una sección de orificio de 1186 mm² en serie con un disco de ruptura. El equipo dispone de un control *feedback* para el control de la presión y un lazo de control *feedforward* para el control del nivel, además de la instrumentación y válvulas necesarias para el funcionamiento seguro del mismo. El equipo dispondrá de un trazoado de vapor y estará aislado con un calorifugado de lana de roca con un espesor de 130 mm, con una temperatura máxima externa de 50°C. El equipo estará soportado en una estructura construida con acero S450 con un perfil HEB 260. Esta estructura tendrá una cimentación con zapatas aisladas y con una instalación de puesta a tierra.

Después de realizar el estudio HAZOP, se determina que con las salvaguardas actuales no se da ningún caso en el que haya un riesgo potencial durante la operación del equipo, por lo que no hay que tomar acciones adicionales correctivas.

La implementación del *flash* y el nuevo trazado reportan un ahorro en el consumo de gas natural del horno del 3%. Medioambientalmente no supone una reducción significativa en los valores de las emisiones. Si bien la concentración de contaminantes sigue siendo la misma, hay una reducción en el CO₂ emitido por la planta del 1%. Comparando con el sistema de clasificación de aspectos ambientales de ASESAs, ningún aspecto cambia su valoración de significancia con la integración del *flash* y el nuevo trazado.

El estudio de la viabilidad económica del proyecto determina que el cambio del trazado de líneas es viable, ya que es capaz de retornar el coste de su inversión en menos de dos años y su VAN es positivo, como resultado de evitar que la planta pare de producir cuando la bomba cavita. En cambio, implantar el *flash* arroja un VAN negativo, y con unos flujos de caja negativos nunca será capaz de retornar la inversión. Esto es debido al coste del desemulsionante y del aporte de vapor. No es recomendable económicamente implantar el *flash*, a no ser que el coste del gas natural o el coste de emisión de toneladas de CO₂ anuales se disparase, o que la legislación referente a medio ambiente lo requiera en un futuro.

12. BIBLIOGRAFÍA

- [1] Crane, *Flujo de fluido en válvulas, accesorios y tuberías*. México: Mc Graw Hill. (1992)
- [2] Factor de fricción para régimen laminar y turbulento
<https://es.wikipedia.org/wiki/Factor_de_fricción_de_Darcy> [Consulta: 15 de mayo de 2020]
- [3] Ken Arnold & Maurice Stewart. *Surface production operations*. Volume One Third edition (2008)
- [4] Perdidas de carga en redes hidráulicas
<<http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/5091/fichero/5+-+PÉRDIDAS+DE+CARGA+EN+REDES+HIDRÁULICAS.pdf>> [Consulta: 20 de mayo de 2020]
- [5] Javier Olán Ramírez. *Propuesta para el diseño de un separador bifásico a baja presión como uso didáctico para el área de ingeniería petrolera*. Tesis 2018
- [6] Requena G., José L. Rodríguez M., Mauricio R. *Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos*. Facultad de Ingeniería Escuela de Ingeniería de Petróleo, 2006
- [7] Henley - Seader. *Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química*. Edit. Reverté (1990)
- [8] W. Y. Svrcek & W. Monnery. *Design two phase separators within the right limits*. University of Calgary
- [9] Desnebulizadores
<<https://codinametal.com/mallas-tricotadas-y-demisters/desnebulizadores-o-demisters/>>
[Consulta: 10 de abril de 2020]
- [10] Leon K. *Oil and Gas Separation Theory, Application and Design*. Paper SPE
- [11] Abdel-Aal, H. Aggour, M. Fahim, M. *Petroleum and Gas Field Processing*. Marcel Dekker: New York, 2003
- [12] Manning, Francis, S. Thompson, Richard, E. *Oilfield Processing of Petroleum: Crude Oil*. Penn Well Publishing Company: United State of American, 1995.
- [13] Giovanni Xavier Hernández Ramírez. *Métodos de deshidratación del petróleo en el campo Sacha Norte 01*. Universidad Tecnológica Equinoccial Facultad de Ciencias de la Ingeniería (2011)
- [14] Diana Carolina Ospino Ibáñez. *Optimización del tratamiento químico del fluido de producción en una facilidad mediante la simulación y análisis de la distribución de flujos*. Universidad Industrial de Santander 2009.

- [15] Desemulsionante <<https://www.bhge.com/downstream/petrochemical-fertilizer-processing/process-chemicals/desalting-optimization/xeric-heavy-oil-demulsifiers>> [Consulta: 19 de abril de 2020]
- [16] Asociación Técnica Española de Climatización y Refrigeración. *Diseño y cálculo del aislamiento térmico de conducciones aparatos y equipos*. Ministerio de Industria, Turismo y Comercio (2007) www.idae.es
- [17] Alfema.org. *Aislamiento térmico en la industria*.
- [18] Enrique Saavedra Orellana. *Temario de la asignatura de resistencia de materiales*. URV (2017)
- [19] Puesta a tierra <https://ikastaroak.ulhi.net/edu/es/IEA/IEI/IEI05/es_IEA_IEI05_Contenidos/website_3_instalacin_de_una_puesta_a_tierra.html> [Consulta: 29 de abril de 2020]
- [20] Zapatas <https://previa.uclm.es/area/ing_rural/Trans_const/CimentacionesCTE.pdf> [Consulta: 30 de abril de 2020]
- [21] Sistemas de control <https://sites.google.com/site/picuino/pid_controller> [Consulta: 10 de abril de 2020]
- [22] Automatización y control industrial <<https://www.honeywellprocess.com/>> [Consulta: 12 de abril de 2020]
- [23] Control distribuido <https://es.wikipedia.org/wiki/Sistema_de_control_distribuido/> [Consulta: 12 de abril de 2020].
- [24] Análisis de riesgos <<https://www.dekra.es/es/analisis-de-riesgos-de-proceso-hazop/>> [Consulta: 18 de abril de 2020].
- [25] D. Seguridad y Medio Ambiente. *Guía para la realización de estudios. HAZOP*. Repsol 2007.
- [26] D. Seguridad y Medio Ambiente. *Guía para la elaboración de estudios HAZOP*. ASES 2015
- [27] Franco Trivisonno, Gerardo Riccardi, Hernán Stenta. *Introducción al análisis del flujo a través de bifurcaciones en canales con escurrimiento a superficie libre*. Cuadernos del Curiham, Vol. 18, Año 2012
- [28] Cálculo de espesor de tuberías <<https://upcommons.upc.edu/bitstream/handle/2099.1/17145/ANEXO?sequence=7>> [Consulta: 5 de abril de 2020].
- [29] Cálculo emisión CO₂ <<https://energia.gob.es/gas/Gas/Paginas/gasnatural.aspx>> [Consulta: 12 de abril de 2020]

- [30] Richard Turton. *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*. 2001.
- [31] G. Towler, R. Sinnott, *Chemical Engineering Design: Principles, practice and economics of plant and process design*, Elsevier, 2008, Chapter 6.3
- [32] CEPCI <<https://www.chemengonline.com/site/plant-cost-index/>> [Consulta: 22 de marzo de 2020]
- [33] Válvulas y actuadores <<https://www.columbiapipe.com/valves-and-actuators/f>> [Consulta 21 de abril de 2020]
- [34] Válvulas de seguridad <<https://straval.com/landing/pressure-safety-valves/>> [Consulta 23 de abril de 2020]
- [35] Instrumentación <https://www.vega.com/es-es/home_es/productos> [Consulta 21 de abril de 2020]
- [36] Tuberías <<https://www.columbiapipe.com/search?Ntt=a53b>> [Consulta 20 de abril de 2020]
- [37] Tanques de plástico <<https://www.denios.es/shop/tanques-recipientes/tanques-de-plastico/>> [Consulta 22 de abril de 2020]
- [38] Bombas dosificadoras <<http://www.lewa.es/es/marcas/bombas-lewa/>> [Consulta 22 de abril de 2020]
- [39] Codos <<https://www.columbiapipe.com/search?N=3599596530+1475880&Ntt=elbow>> [Consulta 21 de abril de 2020]
- [40] Coste gas natural
<https://appsso.eurostat.ec.europa.eu/nui/show.do?dataset=nrg_pc_203&lang=en> [Consulta: 16 de abril de 2020]
- [41] Seguimiento coste tonelada CO2 <<https://www.sendeco2.com/es/precios-co2>> [Consulta: 16 de abril de 2020]
- [42] Coste vapor
<https://campusvirtual.urv.cat/pluginfile.php/3131573/mod_resource/content/1/preus%20energias%202016_04.pdf> [Consulta: 16 de abril de 2020]

ANEXOS

A.1. Fundamento teórico del flujo de fluidos

Resolver un problema de flujo de fluidos requiere conocimientos previos de las propiedades físicas del fluido estudiado. Hay que conocer cuáles son las propiedades de los fluidos y qué factores afectarán a este a través de una tubería. La importancia de propiedades como la viscosidad y la densidad hace que se hayan estudiado y tabulado sus valores con exactitud.

La forma en la que se desplaza el flujo a lo largo de su recorrido definirá si el flujo es laminar o turbulento que será función de las propiedades del flujo y de su velocidad crítica. Por debajo de esta velocidad el flujo será laminar, y por encima, el régimen se considerará turbulento. Para cuantificar el régimen de desplazamiento se usa el número de Reynolds.^{Ref. [1]}

A.1.1. Régimen de flujos en tuberías

El régimen de flujo en tuberías viene determinado por la velocidad media del fluido, la viscosidad dinámica, la densidad del fluido y el diámetro de la tubería por la que vehicula.

$$Re = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{A.1.1.1.})$$

Donde,

$$v = \frac{Qv}{A} \quad (\text{A.1.1.2.})$$

Cuando un fluido es forzado a fluir a través de una tubería, se genera una energía. El teorema de Bernoulli se basa en la ley de la conservación de esta energía y expresa que, en un fluido ideal en régimen de circulación por un conducto cerrado, conserva constante la energía a lo largo de su recorrido.

$$P_1 + \frac{1}{2} \cdot \rho \cdot v_1^2 + \rho \cdot g \cdot h_1 = P_2 + \frac{1}{2} \cdot \rho \cdot v_2^2 + \rho \cdot g \cdot h_2 \quad (\text{A.1.1.3.})$$

Como que en una conducción por tubería el fluido no se comporta idealmente, ya que está siempre acompañado de rozamiento de las partículas del fluido entre sí, así como contra la propia tubería y accesorios, éste genera consecuentemente una pérdida de energía, traducido en una pérdida de presión en el sentido del flujo.^{Ref. [1]}

A.1.2. Pérdida de carga en tuberías

Para el cálculo de esta pérdida de carga se utiliza la fórmula de *Darcy*, que se expresa en metros de fluido, pudiendo expresarse también como diferencia de presión.^{Ref. [1]}

$$\Delta P = \frac{f \cdot v^2 \cdot L}{D \cdot 2 \cdot g} \quad (\text{A.1.2.1.})$$

Siendo *f* un factor de fricción determinado experimentalmente y que varía en función del régimen de flujo. Así si el régimen es laminar, se utilizará la expresión siguiente ($Re < 2000$).

$$f = \frac{64}{Re} \quad (\text{A.1.2.2.})$$

Para un régimen turbulento existen distintas expresiones en función del grado de turbulencia, que en algunos casos se resuelven con procesos iterativos, aunque se han desarrollado expresiones simplificadas como la ecuación de *Colebrook*.^{Ref. [2]}

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -1,8 * \log \left(\frac{6,9}{Re} + \left(\frac{\epsilon_r}{3,7} \right)^{1,11} \right) \tag{A.1.2.3.}$$

Este factor de fricción también se puede determinar mediante gráficas con el diagrama de *Moody*.^{Ref. [2]}

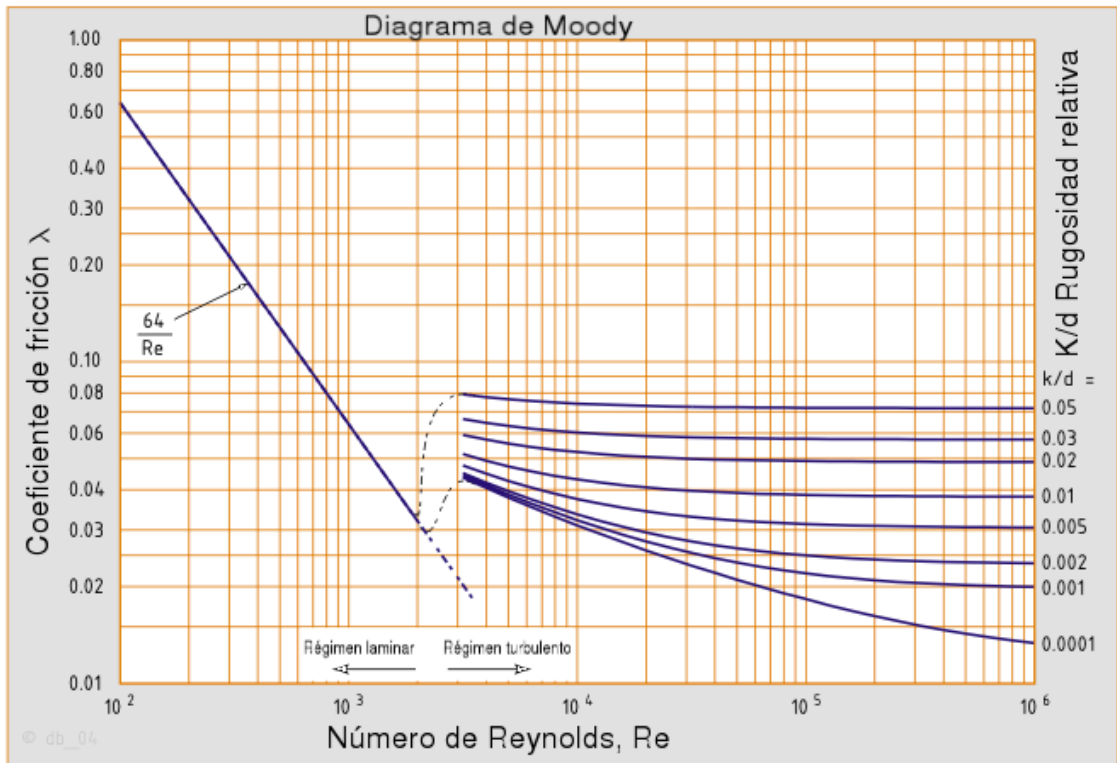


Figura A.1.2.1. Diagrama de Moody
Fuente: Wikipedia

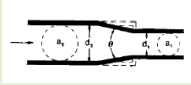





A.1.3. Pérdida de carga en accesorios

Como que las instalaciones de procesos están constituidas por válvulas y accesorios, se necesitará conocer cuál es la resistencia al paso de fluidos que provocan, para determinar las características de flujo en un sistema completo de tuberías.

Para poder realizar este cálculo se dota a cada accesorio de un coeficiente de resistencia K , que puede ser suministrado por el fabricante del accesorio o en su defecto, calcular los valores con expresiones específicas para accesorios genéricos, como las que se muestran en la figura A.1.3.1.

Tras conocer el coeficiente de resistencia K se podrá calcular la pérdida que produce cada accesorio en función de la densidad y la velocidad del fluido.^{Ref. [1]}

$$\Delta P = \frac{1}{2} * K * \rho * v^2 \tag{A.1.3.1.}$$

TIPO DE ACCESORIO	DIBUJO	CONDICIÓN	FÓRMULA
ESTRECHAMIENTO BRUSCO Y GRADUAL		$\theta < 45^\circ$	$K = \frac{0,8 \cdot (\sin \theta/2) (1 - \beta^2)}{r^4}$
		$45^\circ < \theta < 90^\circ$	$K = \frac{0,5 \cdot \sqrt{(\sin \theta/2) (1 - \beta^2)}}{r^4}$
ENSANCHAMIENTO BRUSCO Y GRADUAL		$\theta < 45^\circ$	$K = \frac{2,6 \cdot (\sin \theta/2) (1 - \beta^2)^2}{r^4}$
		$45^\circ < \theta < 90^\circ$	$K = \frac{(1 - \beta^2)^2}{r^4}$
CODOS 90°			$K=30 \cdot f_T$
CODO 45°			$K=16 \cdot f_T$
CONEXIONES ESTÁNDAR EN "T"		FLUJO DIRECTO	$K=20 \cdot f_T$
		FLUJO DESVIADO A 90°	$K=60 \cdot f_T$
CURVAS DE 180° DE RADIO			$K=50 \cdot f_T$

$$\tau = \frac{d_1}{d_2}$$

DIÁMETRO	mm	15	20	25	32	40	50	65,80	100	125	150	200,250	300,400
NOMINAL	Pulg	½	¾	1	1 1/4	1 ½	2	2 ½, 3	4	5	6	8, 10	12, 16
Factor de fricción		0,027	0,025	0,023	0,022	0,019	0,018	0,017	0,016	0,015	0,014	0,013	0,012

Figura A.1.3.1. Cálculo de coeficiente de resistencias para accesorios Ref. [4]

A.2. Fundamentos teóricos del equilibrio de fases

La mayor parte de las operaciones de procesamiento de hidrocarburos implican un equilibrio entre las fases de vapor y líquido. Así pues, la distribución de los componentes individuales entre fases estará en equilibrio, o valores de K, que son funciones de la temperatura, la presión y la composición del compuesto.

Un diagrama típico de fase de presión-temperatura se muestra en la figura A.2.1.

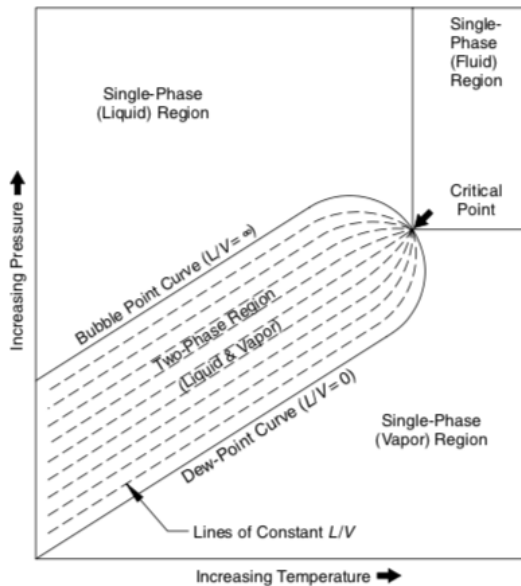


Figura A.2.1. Diagrama de fase de presión-temperatura Fuente: "Surface Production Operations"

Se puede realizar este diagrama para cualquier sistema de composición constante. La curva del punto de burbuja representa el punto en el que se forma la primera burbuja de vapor

en un sistema en fase líquida. La curva del punto de rocío representa el punto en el que se forma la primera gota de líquido en un sistema con composición constante en fase de vapor.

En la región de alta presión y de baja temperatura, la mezcla de estará en una sola fase líquida y en la región de alta temperatura y baja presión, la mezcla estará en una sola fase de vapor.

Los cálculos de equilibrio o cálculos *flash* están basados en la combinación del equilibrio de la composición y de la relación de equilibrio vapor-líquido. Estos cálculos permitirán determinar la cantidad de vapor y líquido en cualquier punto del sistema.

Ya que la fracción de cualquier componente que se convierte en gas en cualquier etapa de un proceso es función de la temperatura, la presión y la composición del fluido en esa etapa, es necesario conocer la composición del crudo que se va a operar y las condiciones de presión y temperatura en cada punto, para poder determinar en que posición es más adecuado realizar la separación. ^{Ref. [3]}

A.3. Teoría del diseño de equipos *flash*

El estudio sobre el diseño de un separador *flash* se divide en distintas secciones de separación, que se definen en los siguientes apartados. ^{Ref. [4]}

A.3.1. Sección de separación primaria

En esta sección se elimina la mayor parte del líquido en la corriente de entrada. Las partículas líquidas grandes se eliminan primero para minimizar la turbulencia de gases, y la nueva captura de partículas líquidas en preparación para el segundo paso de separación. Para hacer esto, generalmente es necesario absorber el impulso y cambiar la dirección del flujo mediante un deflector.

A.3.2. Sección de separación secundaria

En esta sección, el principal principio de separación es el asentamiento por gravedad del líquido de la corriente de gas después de que se ha reducido su velocidad, las gotas de líquido que arrastra el gas caen al fondo por la fuerza de la gravedad depositándose a una velocidad terminal o de "asentamiento".

Esta velocidad, está influida no solo por la fuerza de gravedad sobre la gota, sino también la fuerza de arrastre ejercida por el gas sobre la gota. La eficiencia de esta sección depende de las propiedades del gas y del líquido, el tamaño de partícula y el grado de turbulencia del gas.

En el diseño se podría usar deflectores internos para reducir la turbulencia y disipar la espuma. Los deflectores también pueden actuar como recolectores de gotas.

A.3.3. Sección de acumulador líquido

Los líquidos se recogen en esta sección. El líquido debe tener un mínimo de perturbación de la corriente de gas que fluye. Se necesita una capacidad suficiente para permitir sobretensiones en el equipo y proporcionar el tiempo de residencia necesario para una separación eficiente del gas que se escapa de la solución. Se puede instalar un elemento para romper el vórtice sobre la boquilla de salida de líquido para evitar que el líquido arrastre al gas.

A.3.4. Sección de coalescencia

En la sección de coalescencia se puede instalar uno de los varios diseños de extractores de niebla existentes (una serie de paletas, almohadilla de malla de alambre tejido o un dispositivo centrífugo). El extractor de niebla elimina de la corriente de gas las pequeñas gotas

(normalmente de hasta 10 micras de diámetro) de líquido antes de que salga el gas del recipiente. El arrastre de líquido es normalmente menor a 0.015m^3 por m^3 de crudo.

A.3.5. Control del equipo y dispositivos de alivio

El equipo tiene que estar dotado de dispositivos de control y de alivio para un seguro y correcto funcionamiento. Estos dispositivos se estudiarán en detalle en otros apartados de este documento.

A.3.6. Línea de descarga

Las líneas de descarga de los dispositivos de alivio de presión deben ser consideradas individualmente. Una discusión detallada estará descrita en el estudio HAZOP. Las recomendaciones para la consideración de la línea de descarga se detallan Apéndice M, Instalación y Operación, del Código ASME, así como de API 520 y API 521.

A.3.7. Forma de los separadores

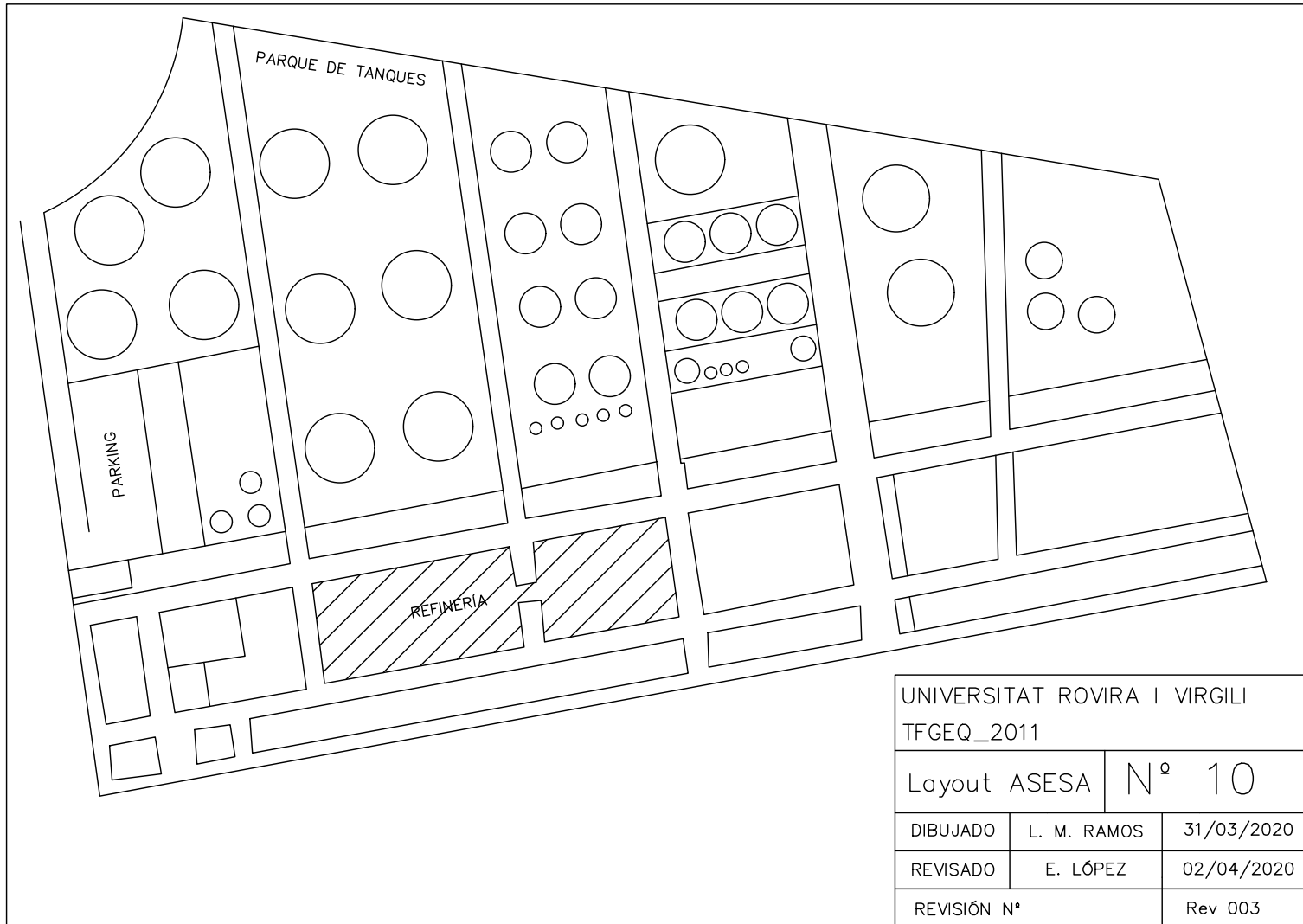
En cuanto a la forma de los separadores también se hace referencia en las alternativas de diseño de este documento.

A.4. Planos

A.4.1. Leyenda

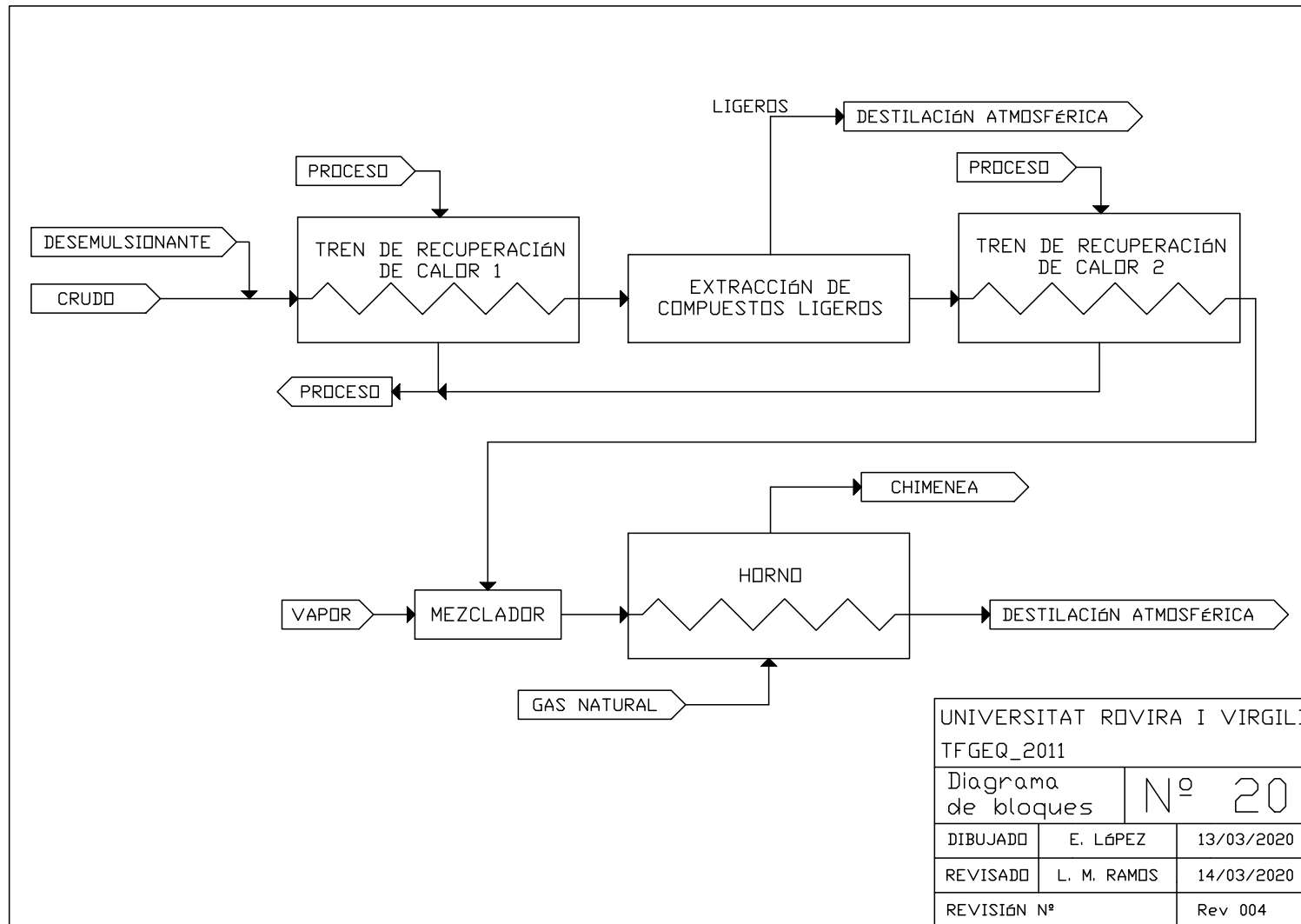
SÍMBOLO	DESIGNACIÓN	DESCRIPCIÓN	SÍMBOLO	DESIGNACIÓN	DESCRIPCIÓN
	XX-X00X-X''-X01				
	E	INTERCAMBIADOR CALOR		PT	TRANSMISOR DE PRESIÓN
	P	BOMBA BOOSTER		DPT	TRANSMISOR DE PRESIÓN DIFERENCIAL
	F	SEPARADOR FLASH		TT	TRANSMISOR DE TEMPERATURA
	H	HORN0		LT	TRANSMISOR DE NIVEL
	M	MEZCLADOR		FT	TRANSMISOR DE CAUDAL
	PSV	VÁLVULA DE SEGURIDAD		PC	CONTROLADOR DE PRESIÓN
	DR	DISCO DE RUPTURA		LC	CONTROLADOR DE NIVEL
	VM	VÁLVULA MANUAL		FFC	CONTROLADOR FEED FORWARD
		VÁLVULA BLOQUEO		AI	ENTRADA ANALÓGICA
		VÁLVULA REGULADORA		AO	SALIDA ANALÓGICA
		FALLO AIRE CIERRA		DI	ENTRADA DIGITAL
		FALLO AIRE ABRE		DO	SALIDA DIGITAL
					UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI
					TFGEQ_2011
Simbología				Nº 0	
DIBUJADO	E. LÓPEZ		02/05/2020		
REVISADO	L. M. RAMOS		08/05/2020		
REVISIÓN Nº				Rev 008	

A.4.2. Layout de ASES



UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGLI		
TFGEQ_2011		
Layout ASES	Nº 10	
DIBUJADO	L. M. RAMOS	31/03/2020
REVISADO	E. LÓPEZ	02/04/2020
REVISIÓN Nº	Rev 003	

A.4.3. Diagrama de bloques



UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI		
TFGEQ_2011		
Diagrama de bloques		Nº 20
DIBUJADO	E. LÓPEZ	13/03/2020
REVISADO	L. M. RAMOS	14/03/2020
REVISIÓN Nº		Rev 004

A.4.4. PFD del tren de intercambiadores actual

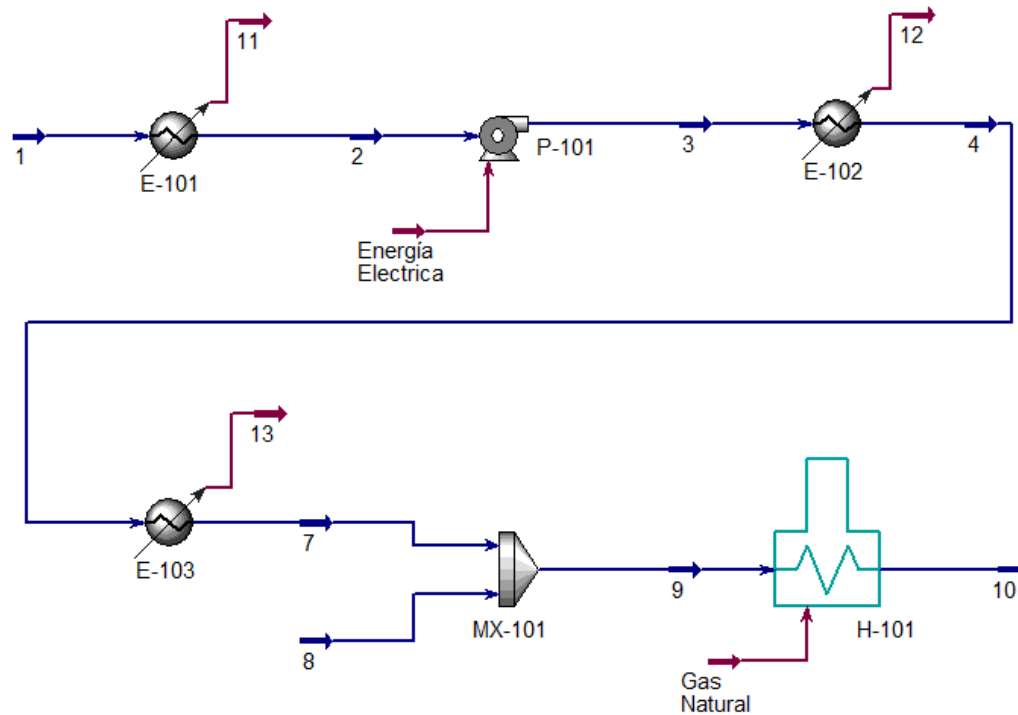


Tabla 3 Valores de las corrientes extraídas de Aspen HYSYS

Corriente	1	2	3	4	7	8	9	10
Fracción vapor	0.00	0.00	0.00	0.0837	0.134		0.134	0.497
Temperatura (°C)	50.0	111	111	188	241		241	330
Presión (kPa)	1260	910	1800	1380	1170		1170	160
Caudal másico (kg/h)	197000	197000	197000	197000	197000	0.00	197000	197000
Entalpía (kJ/kg)	-2230	-2120	-2110	-1940	-1810		-1810	-1540

A.4.5. PFD con separador flash al final del tren de intercambiadores

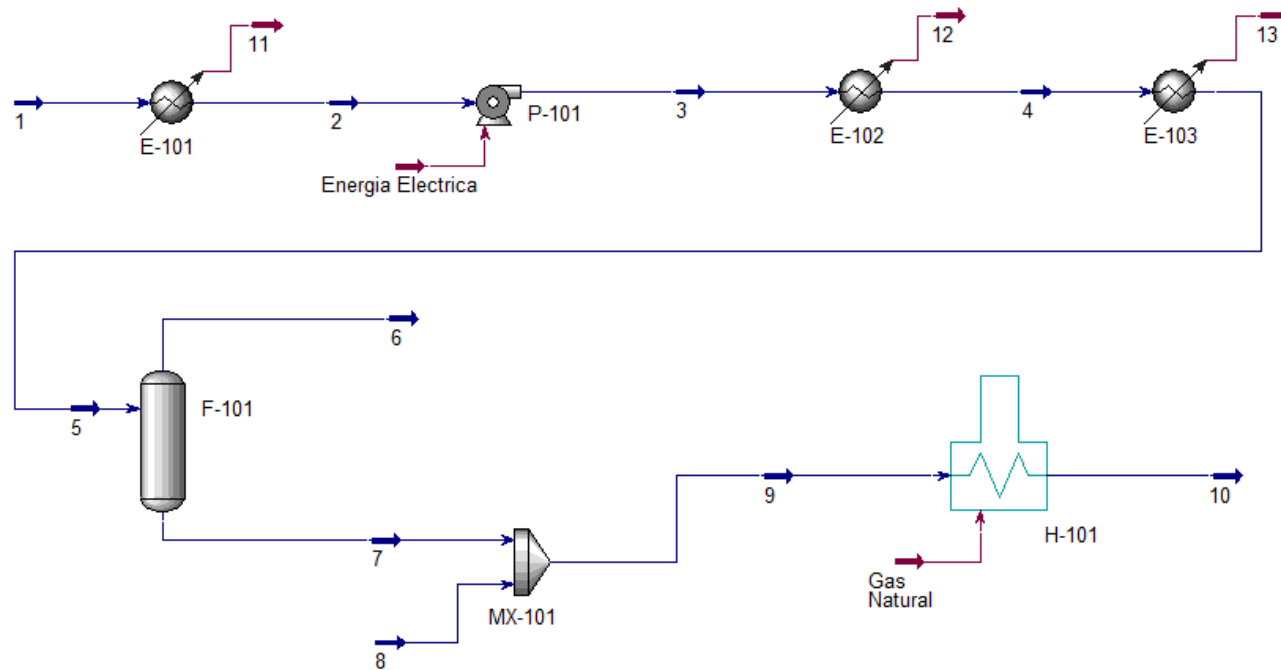


Tabla 4 Valores de las corrientes extraídas de Aspen HYSYS

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Fracción vapor	0.00	0.00	0.00	0.0558	0.132	1.00	0.00	1.00	0.0708	0.438
Temperatura (°C)	50.0	105	105	186	239	238	238	240	238	330
Presión (kPa)	1260	910	1800	1380	1170	770	770	1300	770	625
Caudal másico (kg/h)	197000	197000	197000	197000	197000	5940	191000	550	192000	192000
Entalpía (kJ/kg)	-2230	-2130	-2130	-1940	-1810	-4060	-1740	-13000	-1770	-1500

A.4.6. PFD con separador flash entre intercambiadores del tren

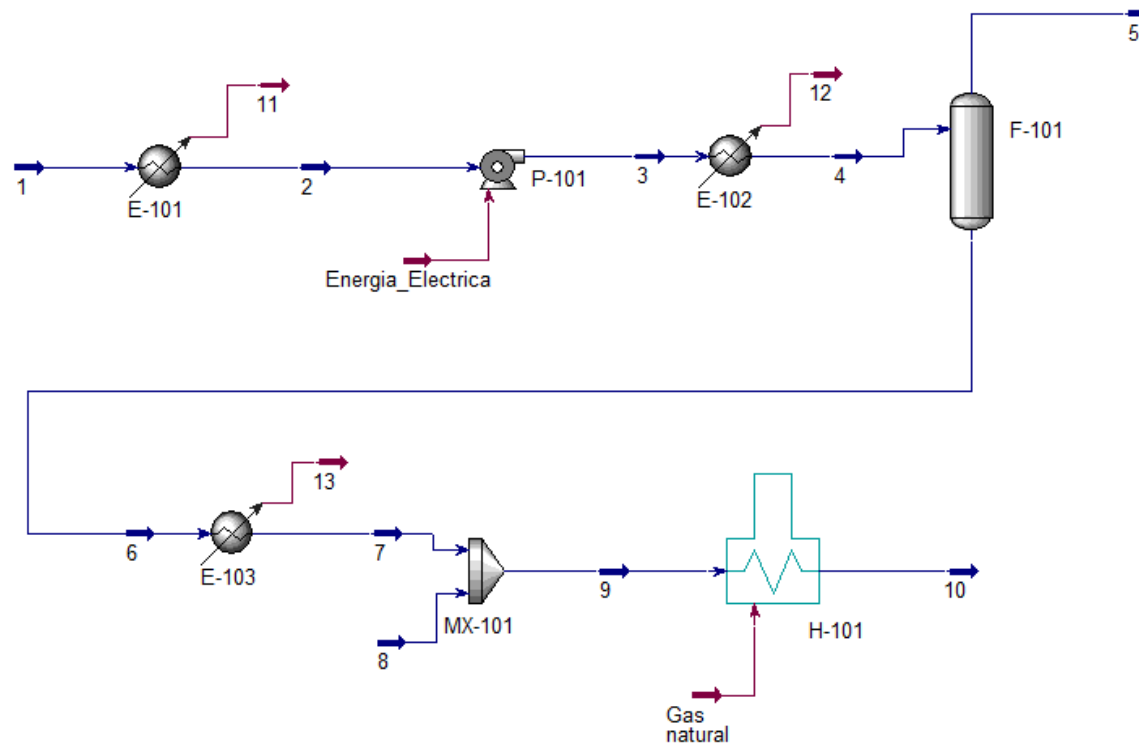
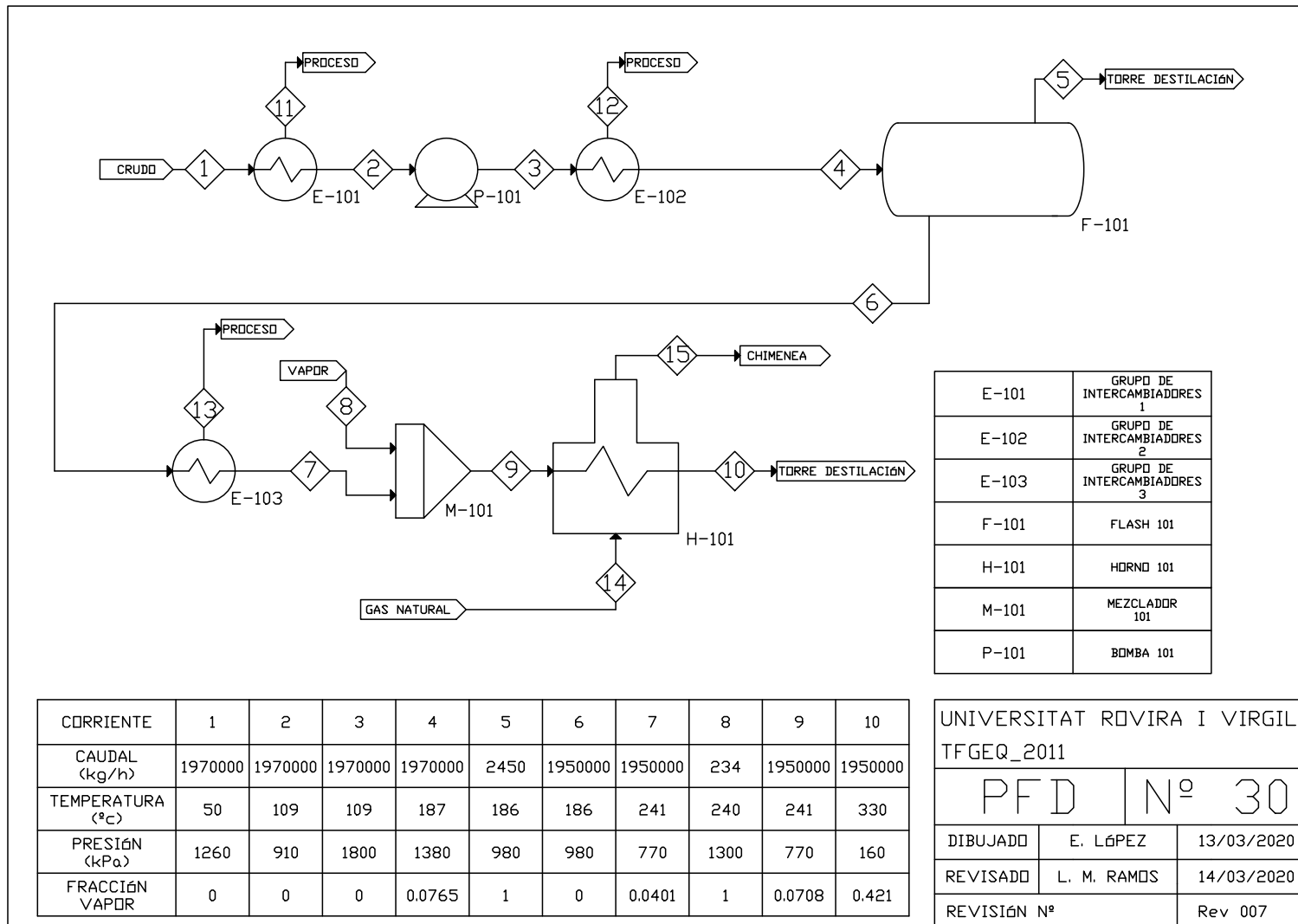


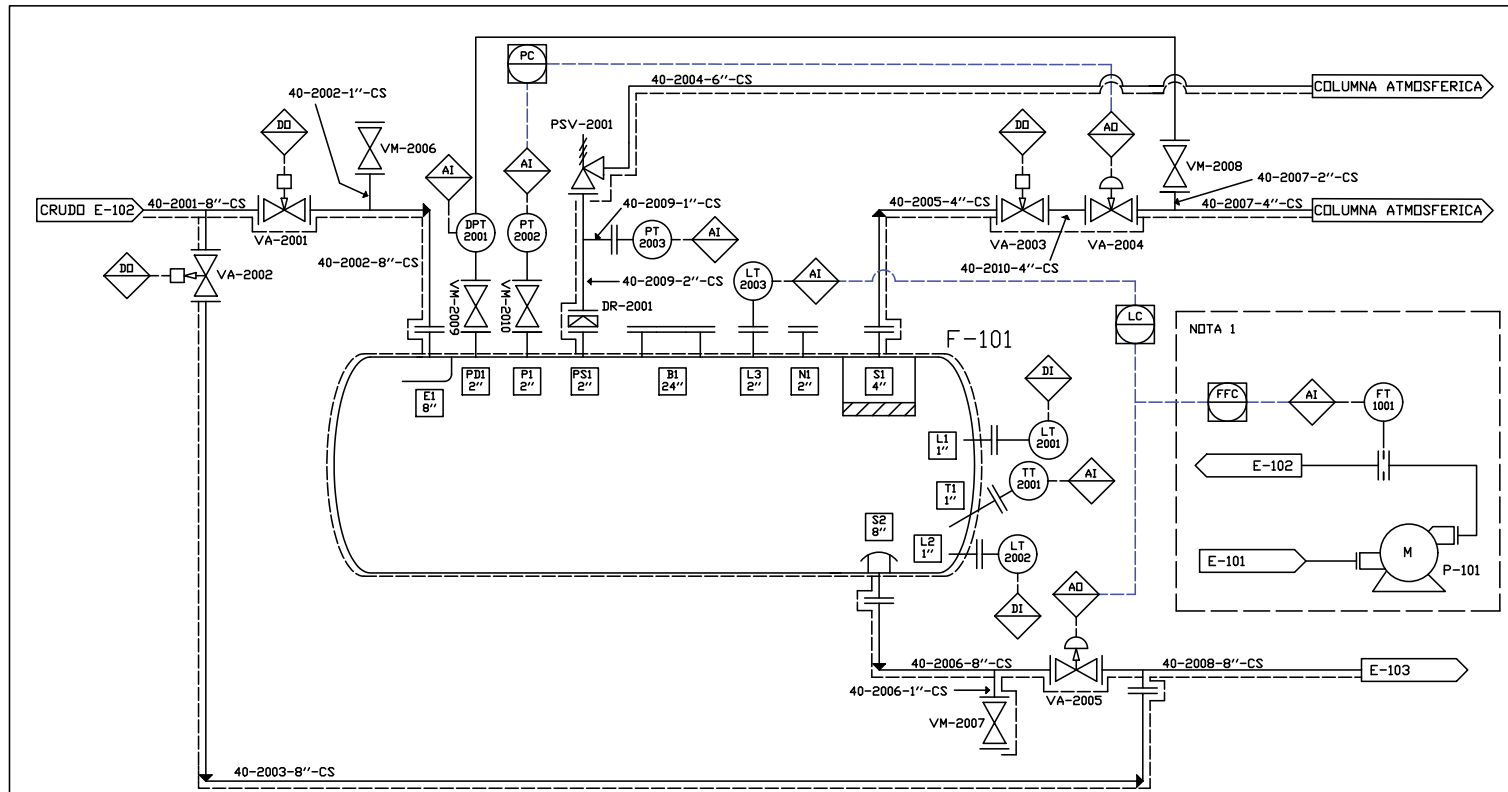
Tabla 5 Valores de las corrientes extraídas de Aspen HYSYS

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Fracción vapor	0.00	0.00	0.00	0.0765	1.00	0.00	0.0401	1.00	0.0708	0.421
Temperatura (°C)	50.0	109	109	187	186	186	241	240	241	330
Presión (kPa)	1260	910	1800	1380	980	980	770	1300	770	160
Caudal másico (kg/h)	197000	197000	197000	197000	2450	195000	195000	234	195000	195000
Entalpía (kJ/kg)	-2230	-2120	-2120	-1940	-6760	-1880	-1740	-13000	-1760	-1500

A.4.7. PFD de la nueva instalación



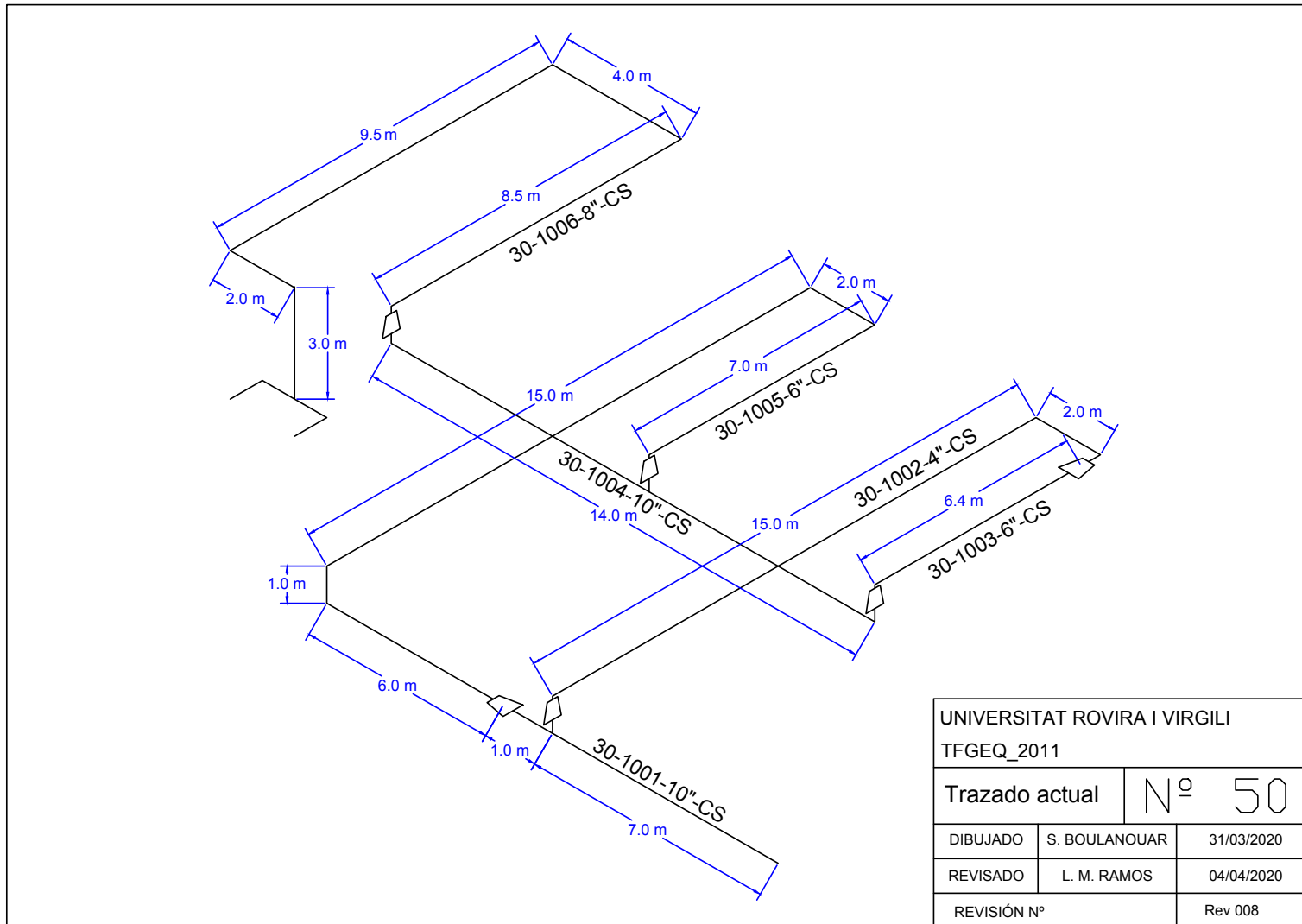
A.4.8. P&ID del separador flash



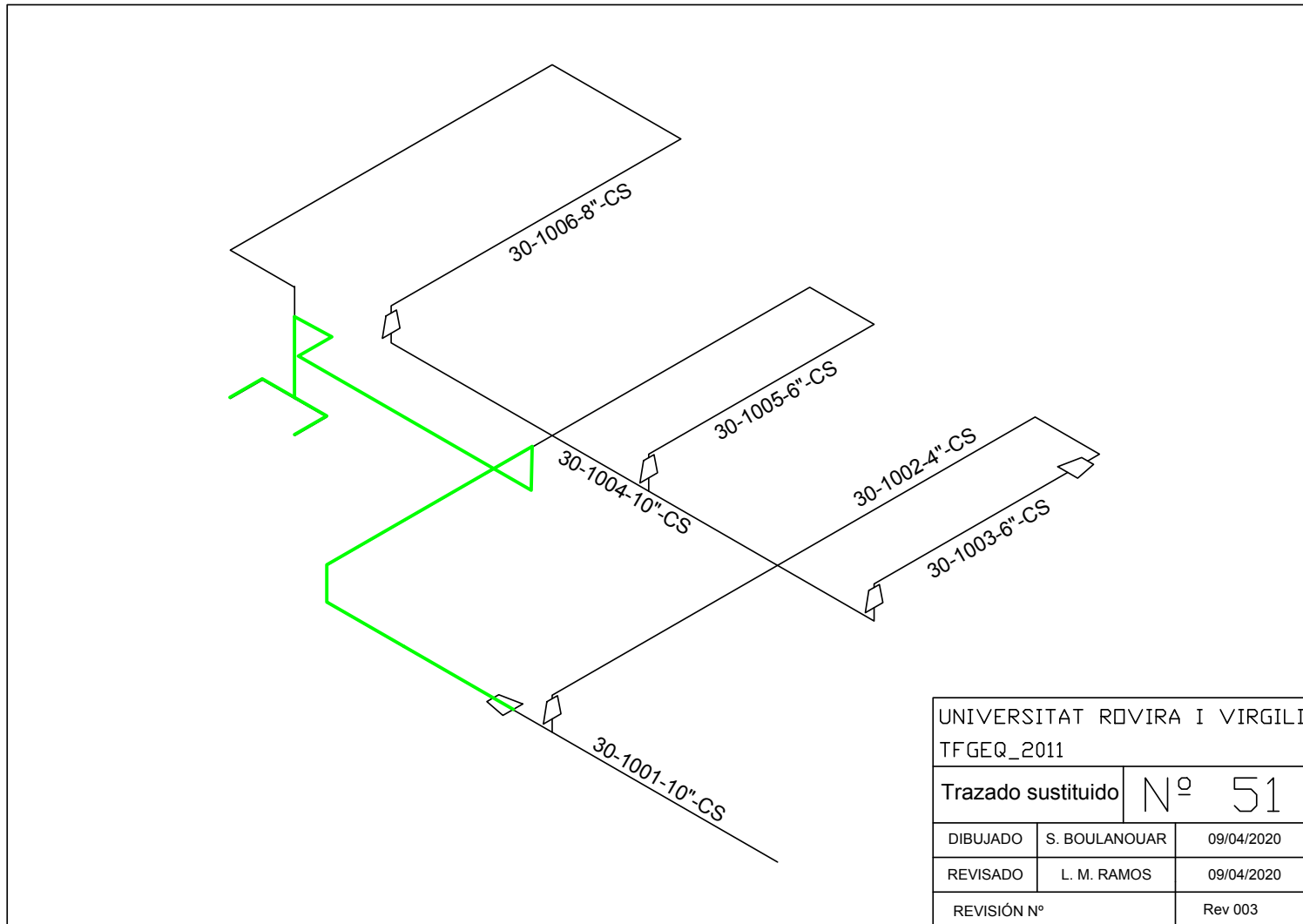
NOTA:
 1) SE ESPECIFICA AQUI LA BOMBA P-101 PARA UBICAR EL LAZO DE CONTROL FFC, YA QUE AL QUEDAR ESTA FUERA DEL ABASTO DEL PROYECTO, NO SE HA REALIZADO EL P&ID.

UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI		
TFGEQ_2011		
P&ID	Nº 40	
DIBUJADO	L. M. RAMOS	22/04/2020
REVISADO	E. LÁPEZ	25/04/2020
REVISIÓN Nº	Rev 016	

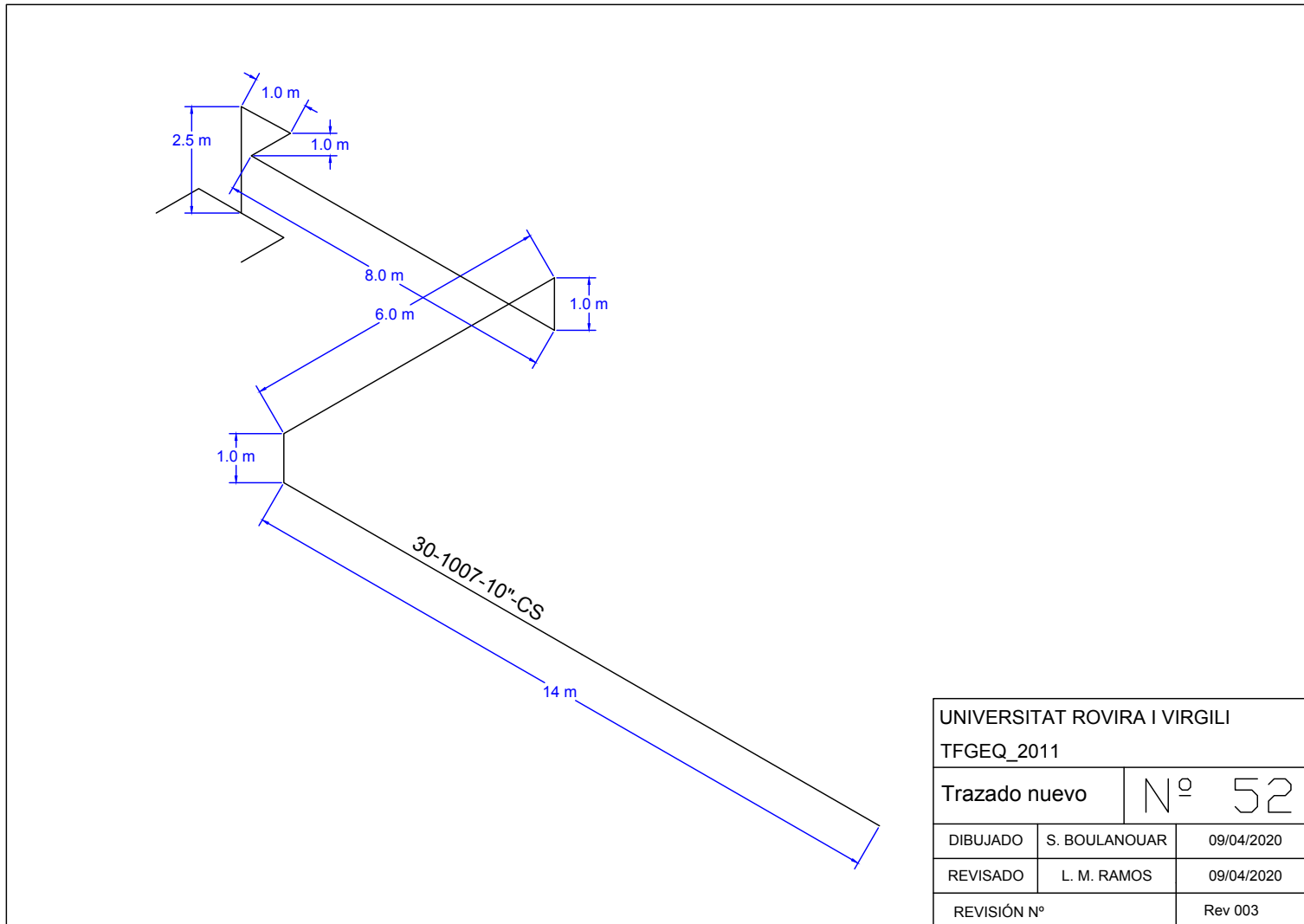
A.4.9. Isométrico del trazado actual a la aspiración de la bomba P-101



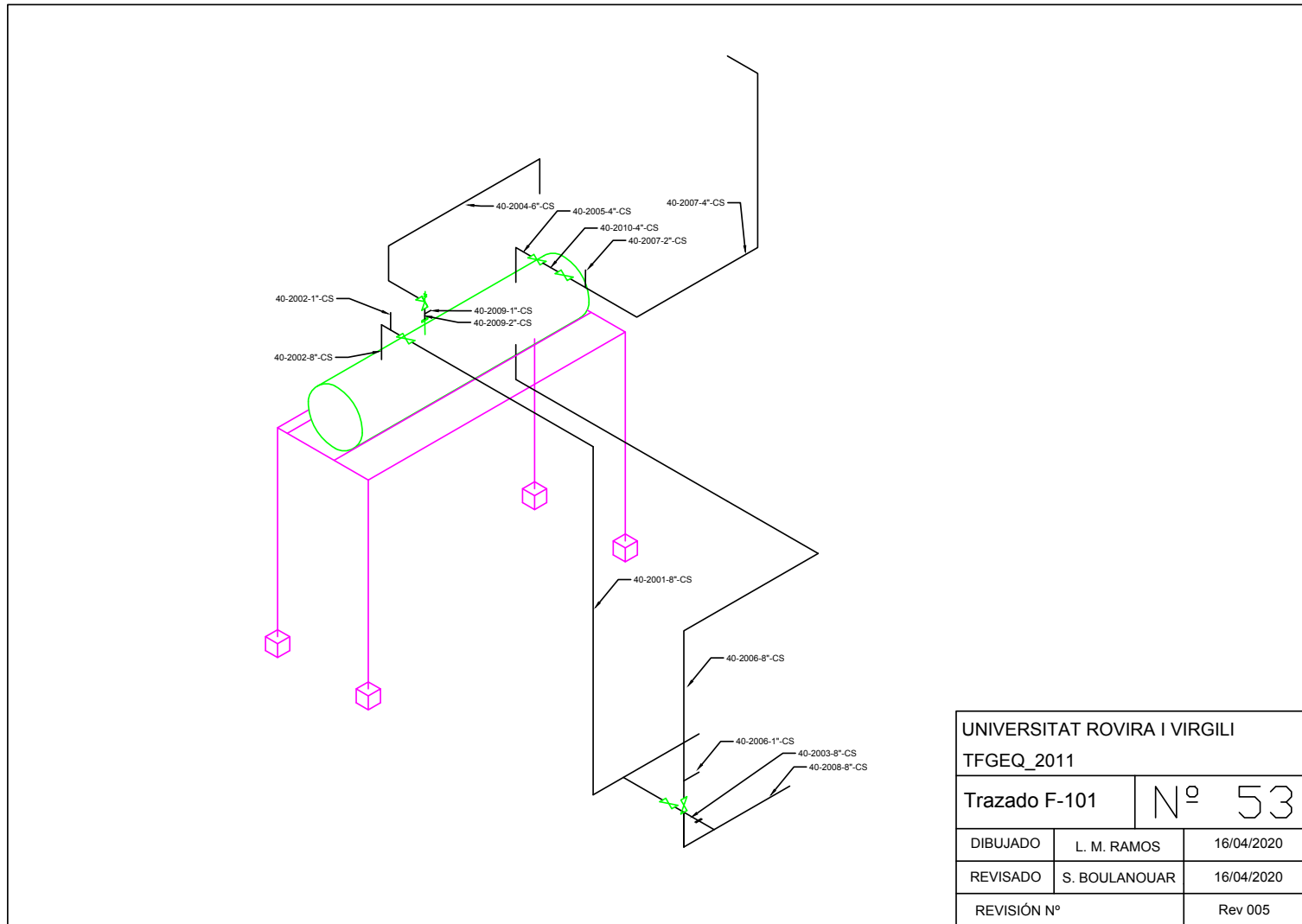
A.4.10. Isométrico con la sustitución del trazado



A.4.11. Isométrico del nuevo trazado

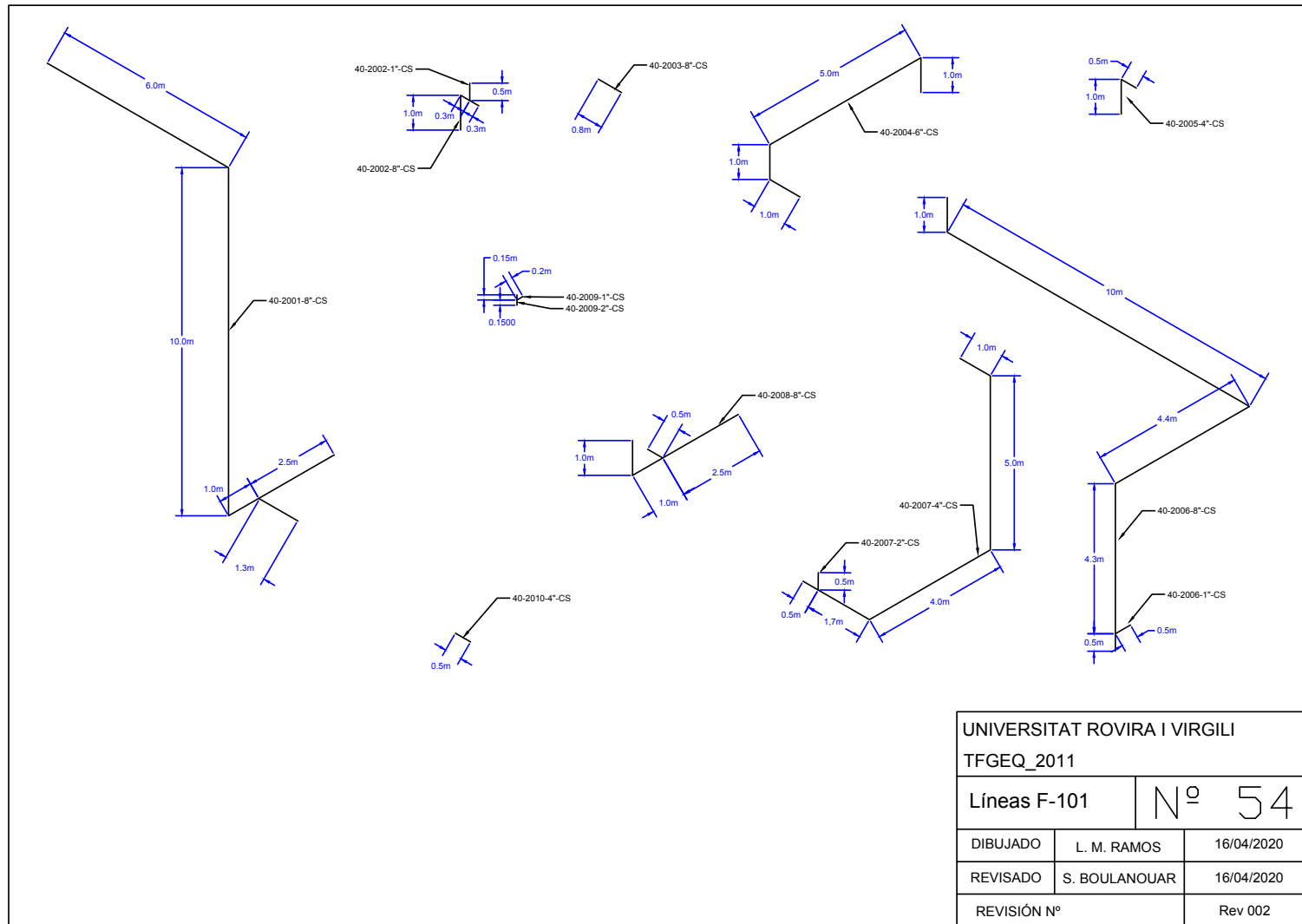


A.4.12. Isométrico del separador flash



UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI		
TFGEQ_2011		
Trazado F-101		Nº 53
DIBUJADO	L. M. RAMOS	16/04/2020
REVISADO	S. BOULANOVAR	16/04/2020
REVISIÓN Nº		Rev 005

A.4.13. Isométrico de las tuberías del flash



A.5. Listado de instrumento

Tabla A.5.1. Listado de instrumentos

TAG del equipo	P&ID	Descripción del instrumento	Localización	Espec.	IO	Fabricante	Modelo	Status
LT-2001	40	Transmisor de nivel (capacitivo)	F-101	SS316L	CAI	Vega	VEGACAP 64	Nuevo
LT-2002	40	Transmisor de nivel (capacitivo)	F-101	SS316L	CAI	Vega	VEGACAP 64	Nuevo
LT-2003	40	Transmisor de nivel (radar)	F-101	SS316L	CAI	Vega	VEGAPULS 66	Nuevo
TT-2001	40	Transmisor de temperatura (PT100)	F-101	SS316L	CAI	Siemens	SITRANS TS500	Nuevo
DPT-2001	40	Transmisor de presión diferencial	F-101 / 40-2007-2"-CS	SS316L	CAI	Vega	VEGABAR 81	Nuevo
PT-2002	40	Transmisor de presión (piezorresistiva)	F--101	SS316L	CAI	Vega	VEGABAR 81	Nuevo
PT-2003	40	Transmisor de presión (piezorresistiva)	40-2009-1"-CS	SS316L	CAI	Vega	VEGABAR 81	Nuevo

A.6. Listado de válvulas

Tabla A.6.1. Listado de válvulas y elementos de seguridad

TAG	Tipo	Diámetro (inch)	Localización	Automática / Manual	A/D
VA-2001	Bola	8	40-2001-8"-CS/40-2002-8"-CS	Automática	DO
VA-2002	Bola	8	40-2001-8"-CS/40-2003-8"-CS	Automática	DO
VA-2003	Bola	4	40-2005-4"-CS/40-2010-8"-CS	Automática	DO
VA-2004	Globo	4	40-2010-4"-CS/40-2007-8"-CS	Automática	AO
VA-2005	Globo	8	40-2006-8"-CS/40-2008-8"-CS	Automática	AO
VM-2006	Macho	1	40-2002-1"-CS/Brida ciega	Manual	-
VM-2007	Macho	1	40-2006-1"-CS/Brida ciega	Manual	-
VM-2008	Macho	2	40-2007-2"-CS/DPT-2001	Manual	-
VM-2009	Macho	2	F-101/DPT-2001	Manual	-
VM-2010	Macho	2	F-101/PT-2002	Manual	-
PSV-2001	K Convencional	In 2/out 6	40-2009-2"-CS/40-2004-6"-CS	Autónoma	-
DR-2001	Disco de ruptura	2	F-2001/40-2009-2"-CS	-	-

A.7. Listado de tuberías

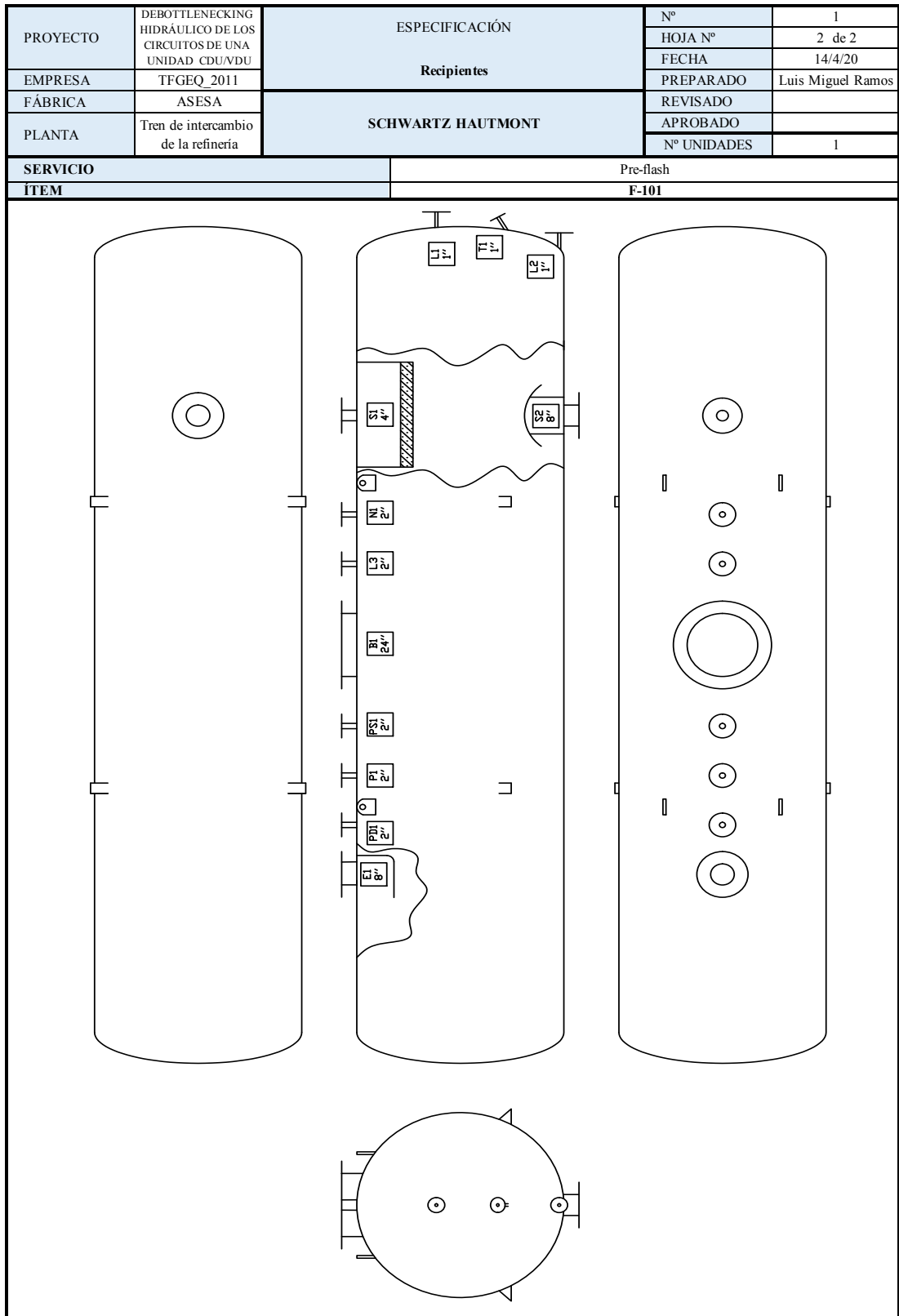
Tabla A.7.1. Listado de especificaciones de tuberías

Tag línea	DN (")	Material	Long (m)	Peso (kg)	Fase	Estado	Temp. operac. (°C)	Presión operac. (bar)	Presión prueba (bar)	Di (mm)	De (mm)	Espesor (mm)	Sch	Caudal (kg/s)
30-1001-10"-CS	10	A106-b	8.00	326	L/V	Old	105	9.10	36.0	254	267	6.35	20	54.4
30-1002-04"-CS	4	A106-b	17.6	222	L/V	Old	105	9.10	36.0	102	112	4.78	40	17.4
30-1003-06"-CS	6	A106-b	6.40	179	L/V	Old	105	9.10	36.0	152	166	7.11	40	17.4
30-1004-10"-CS	10	A106-b	8.00	326	L/V	Old	105	9.10	36.0	254	267	6.35	20	54.4
30-1005-06"-CS	6	A106-b	30.0	837	L/V	Old	105	9.10	36.0	152	166	7.11	40	37.0
30-1006-08"-CS	8	A106-b	27.0	885	L/V	Old	105	9.10	36.0	203	216	6.35	20	54.4
30-1007-10"-CS	10	A106-b	31.0	1264	L/V	New	105	9.10	36.0	254	267	6.35	20	54.4
40-2002-01"-CS	1	A106-b	0.50	1.68	-	New	187	13.8	36.0	25.4	34.5	4.55	80	-
40-2002-08"-CS	8	A106-b	1.60	52.5	L/V	New	187	13.8	36.0	203	216	6.35	20	54.7
40-2009-01"-CS	1	A106-b	0.20	0.67	-	New	186	9.80	36.0	25.4	34.5	4.55	80	-
40-2009-02"-CS	2	A106-b	0.15	1.15	V	New	186	9.80	36.0	50.8	61.9	5.54	80	4.28
40-2004-06"-CS	6	A106-b	8.00	223	V	New	186	9.80	36.0	152	166	7.11	40	4.28
40-2005-04"-CS	4	A106-b	1.50	18.9	V	New	186	9.80	36.0	102	112	4.78	40	0.680
40-2010-04"-CS	4	A106-b	0.50	6.29	V	New	186	9.80	36.0	102	112	4.78	40	0.680
40-2007-02"-CS	2	A106-b	0.50	3.85	-	New	186	9.80	36.0	50.8	61.9	5.54	80	-
40-2007-04"-CS	4	A106-b	12.2	154	V	New	186	9.80	36.0	102	112	4.78	40	0.680
40-2001-08"-CS	8	A106-b	19.5	639	L/V	New	187	13.8	36.0	203	216	6.35	20	54.7
40-2006-08"-CS	8	A106-b	20.2	662	L	New	186	9.80	36.0	203	216	6.35	20	54.2
40-2006-01"-CS	1	A106-b	0.50	1.68	-	New	186	9.80	36.0	25.4	34.5	4.55	80	-
40-2003-08"-CS	8	A106-b	0.80	26.2	L/V	New	186	9.80	36.0	203	216	6.35	20	54.7
40-2008-08"-CS	8	A106-b	5.00	164	L	New	186	9.80	36.0	203	216	6.35	20	54.2

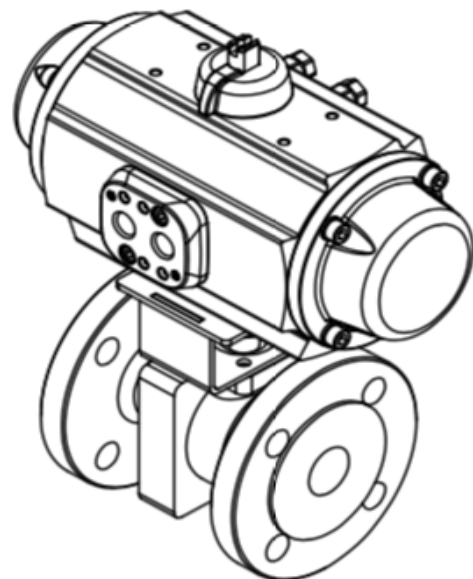
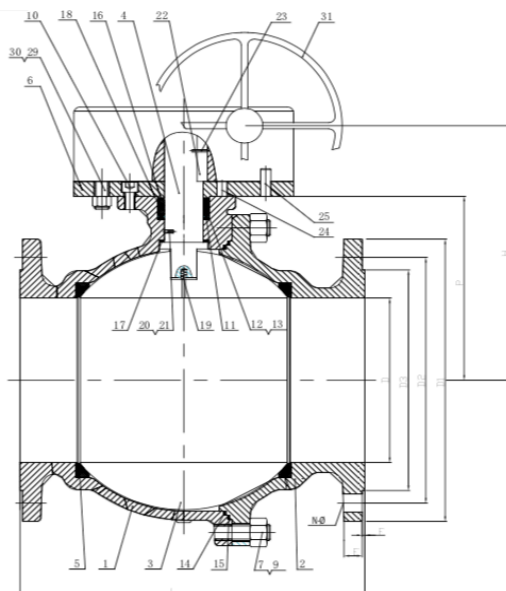
A.8. Hojas de especificaciones

A.8.1. Hojas de especificación del separador flash

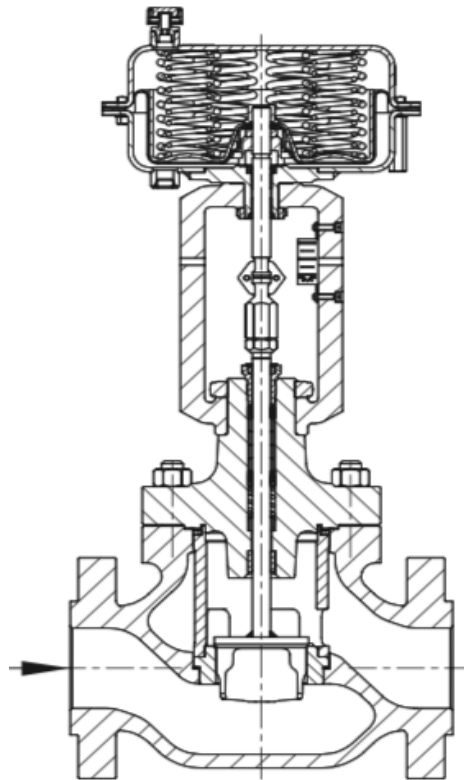
PROYECTO	DEBOTTLENECKING HIDRÁULICO DE LOS CIRCUITOS DE UNA UNIDAD CDU/VDU		ESPECIFICACIÓN		Nº	1
	EMPRESA	TFGEQ 2011			HOJA Nº	1 de 2
FÁBRICA	ASESA		Schwartz Hautmont		FECHA	14/4/20
PLANTA	Tren de intercambio de la refinería				PREPARADO	Luis Miguel Ramos
SERVICIO			Pre-flash			
ÍTEM			F-101			
OPERACIÓN	DESCRIPCIÓN		Separador pre-flash			
	PRODUCTO		Crudo			
	TEMPERATURA °C		187			
	PRESIÓN barg		8.80			
	DENSIDAD kg/m ³		889			
CONSTRUCCIÓN	DIMENSIONES	DIÁMETRO m	1.79			
		LONG. / ALT. m	8.39			
		ESPESOR mm	25.0			
	FONDOS	SUPERIOR mm	25.0			
		INFERIOR mm	25.0			
	VOL. / PESO	VOL. ÚTIL m ³	21.9			
		VOL. TOTAL m ³	22.7			
	PESO kg		6220			
	INSTALACIÓN					
	AISLAMIENTO		Calorifugado			
CALEFACTADO		Acompañamiento de vapor				
PINTURA		Base zinc				
MATERIALES			DESCRIPCIÓN	COMENTARIOS		
	CUERPO		ASTM A106 GR.B			
	TAPAS/FONDOS		ASTM A106 GR.B			
	BRIDAS CUERPO		ASTM A105 300 lb			
	VALONA BRIDAS CUERPO		ASTM A105			
	BRIDAS TUBULADUR.		ASTM A105			
	TUBULADURAS		ASTM A106 GR.B			
	DEFLECTOR		ASTM A106 GR.B	En tubuladura E1		
	ROMPE VÓRTICES		ASTM A106 GR.B	En tubuladura S2		
	DESNEBULIZADOR		ASTM A106 GR.B	En tubuladura S1		
	SOPORTES PARA INTERNOS		ASTM A106 GR.B			
	TORNILLOS/TUERCAS INT.		ASTM A-193 B7			
	TORNILLOS/TUERCAS EXTER.		ASTM A-193 B7			
	JUNTAS INTERIOR					
	JUNTAS EXTERNAS		Espirometálicas			
SOPORTES EXTERIORES		Soporte en U	El soporte estará atornillado en la estructura de la planta			
TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING	
	E1	1	Alimentación de crudo	8"		
	PD1	1	Sensor de presión diferencial	2"		
	P1	1	Sensor de presión	2"		
	PS1	1	Válvula de alivio de presión	2"		
	B1	1	Boca de hombre	24"		
	L3	1	Sensor de nivel	2"		
	N1	1	Tubuladura de espera	2"		
	S1	1	Salidad de gases	4"		
	L1	1	Sensor de nivel interruptor	1"		
	T1	1	Sensor de temperatura	1"		
	L2	1	Sensor de nivel interruptor	1"		
	S2	1	Salida de líquido	8"		
	NOTAS					



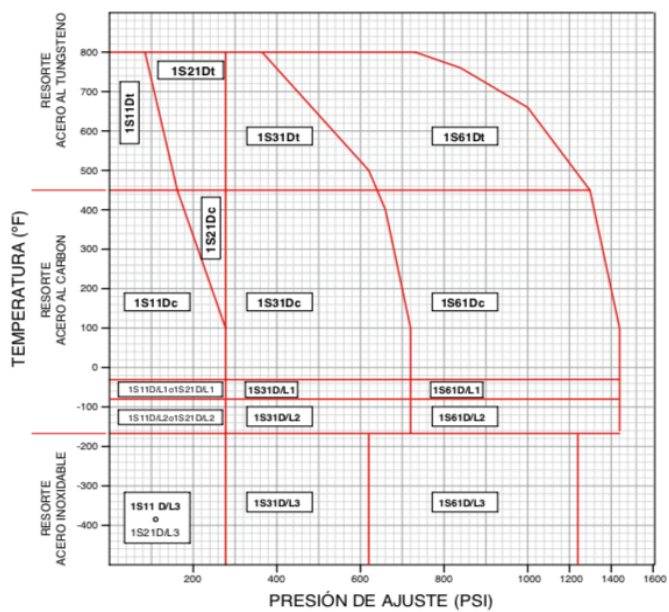
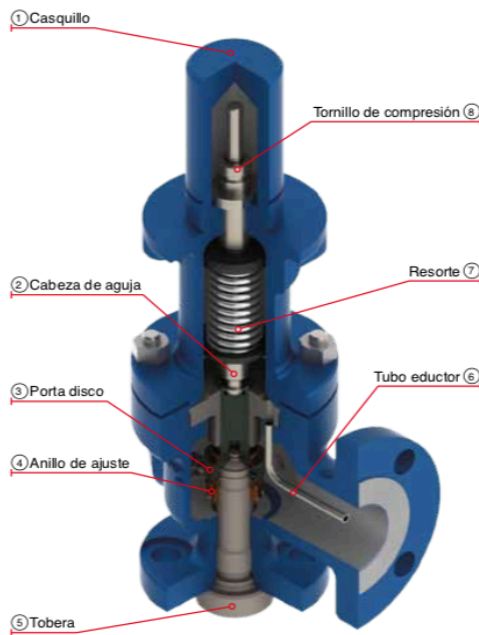
PROYECTO	DEBOTTLENECKING HIDRÁULICO DE LOS CIRCUITOS DE UNA UNIDAD CDU/VDU	ESPECIFICACIÓN		Nº	2
				HOJA Nº	2 de 2
EMPRESA	TFGEQ_2011	Válvula de bola		FECHA	10/4/20
FÁBRICA	ASESA			PREPARADO	Luis Miguel Ramos
PLANTA	Tren de intercambio de la refinería	KLINGER		REVISADO	
				APROBADO	
SERVICIO		Alimentación F-101	By-pass F-101	Salida gas F-101	
ÍTEM		VA-2001	VA-2002	VA-2003	




PROYECTO	DEBOTTLENECKING HIDRÁULICO DE LOS CIRCUITOS DE UNA UNIDAD CDU/VDU	ESPECIFICACIÓN		Nº	3
				HOJA Nº	2 de 2
EMPRESA	TFGEQ_2011	Válvula de globo		FECHA	10/4/20
FÁBRICA	ASESA			PREPARADO	Luis Miguel Ramos
PLANTA	Tren de intercambio de la refinería	SAMSON		REVISADO	
				APROBADO	
SERVICIO		Salida gases F-101	Salida fondo F-101	Nº UNIDADES	1
ÍTEM		VA-2004	VA-2005		



PROYECTO	DEBOTTLENECKING HIDRÁULICO DE LOS CIRCUITOS DE UNA UNIDAD CDU/VDU	ESPECIFICACIÓN	Nº	4
			HOJA Nº	2 de 2
EMPRESA	TFGEQ_2011	Válvula de Seguridad	FECHA	9/4/20
FÁBRICA	ASESA		PREPARADO	Luis Miguel Ramos
PLANTA	Tren de intercambio de la refinería	WALWORTH	REVISADO	
			APROBADO	
SERVICIO			Nº UNIDADES	1
ÍTEM		PSV-2001	Válvula de alivio de Presión	



PROYECTO	DEBOTTLENECKING HIDRÁULICO DE LOS CIRCUITOS DE UNA UNIDAD CDU/VDU	ESPECIFICACIÓN	Nº	5
			HOJA Nº	2 de 2
EMPRESA	TFGEQ 2011	Disco de ruptura	FECHA	9/4/20
FÁBRICA	ASESA		PREPARADO	Luis Miguel Ramos
PLANTA	Tren de intercambio de la refinería	DONADON SDD	REVISADO	
			APROBADO	
			Nº UNIDADES	1
SERVICIO		Disco de ruptura		
ÍTEM		DR-2001		



PROYECTO	DEBOTTLENECKING HIDRÁULICO DE LOS CIRCUITOS DE UNA UNIDAD CDU/VDU	ESPECIFICACIÓN	Nº	6
			HOJA Nº	2 de 2
EMPRESA	TFGEQ_2011	Bomba dosificadora	FECHA	9/4/20
FÁBRICA	ASESA		PREPARADO	Luis Miguel Ramos
PLANTA	Tren de intercambio de la refinería	LEWA	REVISADO	
			APROBADO	
SERVICIO			Nº UNIDADES	2
ÍTEM		P-102	Dosificación de desemulsionante	

