

Trabajo de fin de grado

Actualización del sistema eyector-condensador
de una torre de destilación al vacío (VDU) de
una unidad integrada de crudo de petróleo



Identificador: TFGEQ_2416
Autores: Millan Berruezo, Marina
Moreno-Arrones Sedeño, David
Arcas Liria, Sandra
Tutor: Vendrell Ciurana, Josep Maria
Fecha: 9 de septiembre de 2024

Departament d'Enginyeria Química. Universitat Rovira i Virgili.

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

TÍTOL DEL TFGEQ: Actualización del sistema eyector condensador de una torre de destilación al vacío de una unidad integrada de crudo de petróleo

SUBTÍTOL TFG_2416

AUTOR: Marina Millan Berruezo

CURS ACADÈMIC: 2023-2024

VIST I PLAÜ DEL TUTOR ACADÈMIC

En/Na Josep Maria Vendrell Ciurana

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

és adequat i en conseqüència recomana la seva defensa

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

Signatura:

Data:

14 d'octubre de 2024

DECLARACIÓ D'ABSÈNCIA DE CONFLICTES DE CONFIDENCIALITAT

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

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

Signatura:

Firmado por VENDRELL
CIURANA, JOSEP MARIA
(FIRMA) el día
14/08/2024 con un
certificado emitido
por AC DNIE 004

Data:

14 d'octubre de 2024

Departament d'Enginyeria Química. Universitat Rovira i Virgili.

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

TÍTOL DEL TFGEQ: Actualización del sistema eyector condensador de una torre de destilación al vacío de una unidad integrada de crudo de petróleo

SUBTÍTOL TFG_2416

AUTOR: David Moreno-Arrones Sedeño

CURS ACADÈMIC: 2023-2024

VIST I PLAÜ DEL TUTOR ACADÈMIC

En/Na Josep Maria Vendrell Ciurana

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

és adequat i en conseqüència recomana la seva defensa

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

Signatura:

Data:

14 d'octubre de 2024

DECLARACIÓ D'ABSÈNCIA DE CONFLICTES DE CONFIDENCIALITAT

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

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

Signatura Firmado por VENDRELL CIURANA, JOSEP MARIA (FIRMA) el día 14/08/2024 con un certificado emitido por AC DNIE 004

Data:

14 d'octubre de 2024

Departament d'Enginyeria Química. Universitat Rovira i Virgili.

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

TÍTOL DEL TFGEQ: Actualización del sistema eyector condensador de una torre de destilación al vacío de una unidad integrada de crudo de petróleo

SUBTÍTOL TFG_2416

AUTOR: Sandra Arcas Liria

CURS ACADÈMIC: 2023-2024

VIST I PLAÜ DEL TUTOR ACADÈMIC

En/Na Josep Maria Vendrell Ciurana

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

és adequat i en conseqüència recomana la seva defensa

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

Signatura:

Data:

14 d'octubre de 2024

DECLARACIÓ D'ABSÈNCIA DE CONFLICTES DE CONFIDENCIALITAT

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

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

Signatura

Firmado por VENDRELL
CIURANA, JOSEP MARIA
(FIRMA) el día 14/08/2024
con un certificado
emitido por AC DNIE 004

Data:

14 d'octubre de 2024

Abstract

The aim of the project focuses on the redesign of the ejector-condenser system in a vacuum distillation unit (VDU) at ASESAs integrated crude oil refining facility, which specializes in producing asphalt bitumen. Given the increasing demand of bitumen and the current system's declining performance caused by internal erosion and wear, an upgrade is crucial to maintain a good performance without increasing energy consumption or exacerbating material coking risks.

The redesign emphasizes improving process efficiency and stability, while reducing operational costs and environmental impacts.

A rigorous Hazard and Operability Study (HAZOP) will be conducted to bolster safety standards.

Integral to the project is the formulation of precise economic and viability assessments to justify the investment, complemented by an extensive environmental impact study. The creation of an operations manual will ensure sustained maintenance efficiency and operational reliability. Ultimately, this project aims to elevate bitumen production capacity and ensure sustained operational excellence while minimizing environmental impacts and operational costs.

The inversion of the project has been calculated, obtaining a result of 1,78M €.

Agradecimientos

Este proyecto pone fin a una grande, y a su vez pequeña, etapa de nuestra vida formativa, la propuesta “*Actualización del sistema eyector-condensador de una VDU en una unidad integrada de crudo de petróleo*” fue escogida por el equipo, por ser un gran reto, el cual combina la mecánica de fluidos y la transferencia de energía.

Este gran reto fue propuesto por Josep María Vendrell Ciurana, Técnico de producción y formación en ASES. A él queremos agradecerle el compromiso e interés que ha demostrado hacia el equipo, y al proyecto. Gracias a sus consejos y experiencia el proyecto ha tomado forma y buen rumbo. Es por ello, que se merece todo nuestro reconocimiento y gratitud.

Paralelamente queremos agradecer a todos aquellos profesores que nos han atendido de buena voluntad cuando lo hemos necesitado, resolviendo dudas, aportando ideas y consejos. También a la administración académica, al Dr. Ioanis Katakis director de la ETSEQ y sus compañeros, por su gestión. Tanto, a toda la sociedad española, cuya contribución colectiva hace posible la existencia de una educación pública de calidad y accesible para todos.

Por último, nuestro más sincero agradecimiento a todos aquellos familiares, amigos y compañeros. Por tanto, que nos han dado, todos los consejos, los ánimos y la confianza prestada, no solo durante el proyecto, si no durante toda esta etapa formativa.

ÍNDICE

1. Introducción	1
2. Etapa Preliminar	2
2.1. Descripción del proyecto	2
2.2. Alcance del proyecto	2
2.3. Descripción general del producto de ASES A	2
2.4. Principio de funcionamiento de los eyectores	3
2.5. Estudio de alternativas	4
2.5.1 Selección de equipos de vacío	4
2.5.2 Selección de fluido motriz para los eyectores	5
2.5.3 Selección de condensadores	6
2.6. Planificación del proyecto	6
3. Base para el Desarrollo del Proyecto	8
3.1. Normativa aplicable	9
3.2. <i>Plot Plant</i>	10
4. Desarrollo de la Ingeniería Básica	12
4.1. Optimización del sistema de eyectores	12
4.2. Elaboración de los diagramas	14
4.2.1 Diagrama de bloques	14
4.2.2 Diagrama de simulación	14
4.2.3 Diagrama de flujo del proceso	15
4.2.4 Diagrama de distribución del sistema eyector-condensador en campo (<i>layout</i>)	16
4.2.5 Diagramas P&ID.	20
4.3. Diseño y listado de tuberías	23
4.3.1 Selección material tuberías	23
4.3.2 Listado de tuberías	24
4.4. Listado de válvulas	28
4.5. Lista de instrumentos	34
4.6. Diseño de equipos	36
4.6.1 Simulación en Aspen Plus	36
4.6.2 Requerimiento energético y redes de servicio.	37

4.6.3	Dimensionamientos eyectores	38
4.6.4	Diseño de condensadores.....	40
4.6.5	Diseño del decantador D-301	42
4.6.6	Diseño de bombas.....	42
4.7.	Hojas de especificación	43
4.7.1	Hoja de especificación de eyectores	43
4.7.2	Hoja de especificación de intercambiadores.	46
4.7.3	Hoja de especificación del decantador D-301.	52
4.7.4	Hoja de especificación de la bomba P-301 A/B	53
4.8.	Diseño de la instrumentación y del control	54
4.8.1	P&ID 101.....	55
4.8.2	P&ID 201.....	55
4.8.3	P&ID 301.....	56
5.	Seguridad	58
5.1.	Selección de dispositivos de seguridad.....	58
5.1.1	PSV.....	58
5.1.2	Disco de ruptura	58
5.2.	Manual de seguridad.....	58
5.3.	Evaluación del ruido en los puestos de trabajo.....	67
5.3.1	Valores Límite de Exposición y Valores que dan Lugar a una Acción.....	67
5.3.2	Diagrama de Flujo del Proceso de Evaluación del Ruido	67
5.3.3	Proceso de evaluación del ruido en los puestos de trabajo.....	68
6.	Estudio Medioambiental	69
6.1.	Evaluación de la inmisión acústica.....	69
6.2.	<i>KPI's</i> Medioambientales Asociados al Proyecto.....	71
7.	Plan de Mantenimiento Preventivo	72
8.	Manual de Operación.....	76
8.1.	Puesta en marcha del sistema.....	76
8.1.1	Consideraciones previas.	76
8.1.2	Inertizado del sistema.	76
8.1.3	Maniobra.....	76
8.1.4	Normalización del sistema.....	77
8.2.	Operación del sistema.....	77

8.2.1	Consideraciones sobre el funcionamiento.....	77
8.2.2	Vaciado del D-301.....	77
8.3.	Parada del sistema.....	77
8.3.1	Procedimiento.....	77
8.3.2	Inertización de los equipos.....	78
9.	Estudio económico.....	79
9.1.	Estimación de costes de compra.....	79
9.2.	Beneficios.....	79
9.2.1	Beneficios por mejora en el vacío.....	79
9.2.2	Beneficios dados de la producción.....	79
9.3.	Período de recuperación de la inversión (<i>Payback</i>).....	80
10.	Conclusiones.....	81
11.	Bibliografía.....	83

1. INTRODUCCIÓN

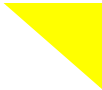


Este proyecto se ha realizado con la empresa Asfaltos Españoles S.A. (ASESA) en Tarragona con la finalidad de desarrollar un proyecto de interés para la empresa y adquirir experiencia en proyectos reales del sector industrial.

Tabla 1.1: Identificación del proyecto.

Título	Actualización del sistema eyector-condensador de una torre de destilación al vacío de una unidad integrada de crudo de petróleo.
Identificador	TFGEQ_2416
Tutor	Vendrell Ciurana, Josep Maria
Localización y fecha	Tarragona, 9 de septiembre de 2024
Autores	Millan Berruezo, Marina Moreno-Arrones Sedeño, David Arcas Liria, Sandra

Se identificará el trabajo realizado por cada autor mediante un código de colores que se mostrará en la esquina superior derecha de la hoja. La distribución de colores se puede observar en la tabla 1.2. En el caso de los diagramas, la autoría estará, además, indicada en el cajetín.

Tabla 1.2: Distribución de colores por autor.

Todos los autores	Sin color
Millan Berruezo, Marina	
Moreno-Arrones Sedeño, David	
Arcas Liria, Sandra	

2. ETAPA PRELIMINAR

En este apartado se definen las características generales del proyecto, así como el enfoque de este y su planificación.

2.1. Descripción del proyecto

ASESA es una empresa dedicada al refino de petróleo, especializada en la producción de betún asfáltico. La empresa obtiene betún mediante la destilación directa de petróleo crudo, donde la producción mayoritaria va destinada a la pavimentación.

El presente proyecto se centra en la actualización del sistema evector-condensador de una torre de destilación al vacío (VDU) en una unidad integrada de crudo de petróleo. Esta actualización es necesaria debido al bajo rendimiento actual del sistema, causado por la erosión y el desgaste interno de este. Si no se corrige, el deterioro del sistema podría comprometer la presión de operación de la torre, lo que conllevaría un aumento en las temperaturas de operación para mantener la productividad del proceso. Este incremento en la temperatura aumentaría el consumo de energía y combustible, además de incrementar la tendencia a la coquización del material, resultando en pérdidas considerables de producto.

Por ende, es primordial optimizar el rendimiento del sistema para maximizar la producción de betún asfáltico, asegurando la estabilidad del proceso y minimizando tanto el impacto en la calidad del producto como en los costes operativos asociados.

2.2. Alcance del proyecto

El proyecto incluye la configuración y diseño del sistema de eyectores y condensadores para la VDU de ASESА, utilizando los datos proporcionados por la empresa. Se realizará la ingeniería básica de eyectores, condensadores y equipos adicionales para el tratamiento de condensados, adaptándose a los conocimientos e información disponible.

Se diseñará e implementará la disposición en campo de las instalaciones, asegurando una distribución óptima y accesible de todos los equipos. Además, se llevarán a cabo un análisis de riesgos del proceso (*HAZOP*) para evitar posibles incidentes de seguridad.

El proyecto también incluye la definición del esquema de control, así como la elaboración de los diagramas de control y hojas de especificación para cada equipo. Se realizará un estudio económico y de viabilidad para evaluar los costes y beneficios del proyecto.

Por otro lado, se desarrollará un manual de operaciones que incluirá el procedimiento de operación y mantenimiento del sistema actualizado. Finalmente, se llevará a cabo un estudio de impacto ambiental asociado con el proyecto.

2.3. Descripción general del producto de ASESА

ASESA se encarga de procesar crudos pesados y extrapesados con el fin de producir destilados y betunes asfálticos.

El betún es la fracción del petróleo que se destila por encima de 530 °C. Su obtención a partir del petróleo involucra varios procesos, que incluyen destilación, soplado, extracción de disolventes y reconstitución.

El primer proceso implica una destilación fraccionada a presión atmosférica y temperaturas entre 300-350 °C, separando los gases (propano y butano), nafta (utilizada posteriormente para obtener gasolina), queroseno, gasoil y crudo reducido. Posteriormente, el crudo reducido se somete a una segunda destilación al vacío y temperaturas de 350-400 °C, obteniendo una serie de cortes más pesados que sirven como

base para la fabricación de aceites lubricante y betún por fondo, el cual puede someterse a procesos de ajuste.

En el caso de ASESА los betunes que se obtienen son de destilación directa, como residuo de la torre de destilación al vacío.

2.4. Principio de funcionamiento de los eyectores

El principio de funcionamiento de los eyectores, también conocidos como educutores, bombas de chorro de superficie, Venturi o carretes de velocidad, se basa en la aceleración de una corriente de alta presión a través de una boquilla. Este proceso convierte la energía de presión en energía cinética, siguiendo el Principio de Bernoulli, el cual establece que a medida que la velocidad de un fluido aumenta, su presión disminuye.

En un evector, la corriente de alta presión, denominada motriz, se acelera al pasar por la boquilla. En la punta de la boquilla, donde la velocidad del fluido es máxima, se genera una región de baja presión conocida como la cámara de succión del evector. Si la presión en esta región es menor que la del fluido de succión conectado a la entrada lateral del evector, este fluido será arrastrado hacia el interior del evector, creando así el vacío en la corriente de succión.

Ambas corrientes, la de fluido motriz y la de succión, se mezclan y pasan a través de la sección difusora del evector. En esta sección, debido a la geometría divergente, la velocidad del fluido disminuye y la presión se recupera. Durante este proceso, el fluido de succión experimenta un aumento de presión, mientras que el fluido motriz sufre una disminución de presión, dado que parte de su energía se utiliza para comprimir la corriente de succión. La presión de descarga resultante se encuentra entre la presión de la corriente motriz y de succión.

Los eyectores son dispositivos estáticos que se instalan en sistemas de tuberías y cuentan con tres conexiones: la entrada motriz, la entrada de succión y la salida de descarga.

Es importante mencionar que, según el efecto Joule-Thomson en los eyectores debido a su influencia en la temperatura del gas. Cuando el fluido motriz pasa a través de la boquilla, al experimentar una caída de presión su temperatura disminuye, pero la temperatura se recupera rápidamente a medida que se arrastra la corriente de succión relativamente cálida.

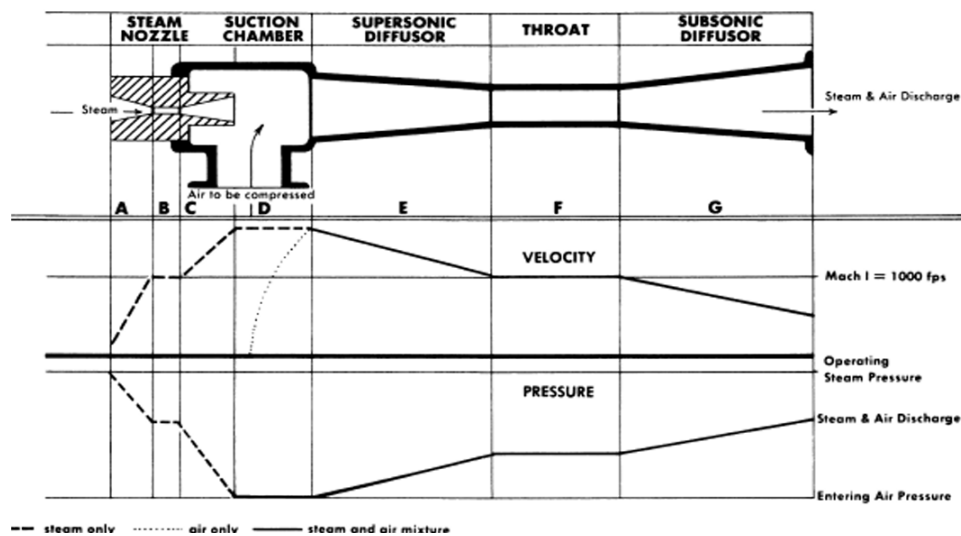


Figura 2.1: Componentes básicos de un evector y diagrama de conversión de energía en la boquilla y difusor^[38].

2.5. Estudio de alternativas

Con el objetivo de realizar un diseño óptimo del sistema evector-condensador, se ha realizado un estudio de las diferentes alternativas de diseño.

2.5.1 Selección de equipos de vacío

Actualmente, ASESa utiliza un sistema de evector-condensador para crear el vacío en la segunda torre de destilación. Sin embargo, se estudiarán los diferentes equipos utilizados comúnmente para lograr y mantener el vacío.

Para comparar las diferentes opciones de equipos de vacío, se ha desarrollado la siguiente matriz de selección.

Tabla 2.1: Matriz de selección de equipos para lograr el vacío [1].

Parámetro analizado	Ponderación (%)	Eyectores	Bombas de vacío mecánico	Bombas de vacío de anillo líquido
Eficiencia	30	4	6	8
Seguridad	25	6	4	8
Coste	25	10	8	6
Mantenimiento	20	10	8	6
Total		7.2	6.4	7.1

En cuanto a la eficiencia, las bombas de anillo líquido son las líderes indiscutibles. Su diseño con un anillo líquido minimiza las fugas y maximiza la eficiencia, especialmente a la hora de alcanzar altos niveles de vacío. Las bombas de vacío mecánicas, con paletas o pistones deslizantes, ofrecen una eficiencia moderada debido a la fricción y las fugas generadas por sus partes móviles. Por último, los eyectores son la opción menos eficiente, pero pueden ser una alternativa viable si la simplicidad y el bajo costo son prioridades absolutas.

La seguridad también es un factor crucial. Las bombas de anillo líquido vuelven a brillar gracias a que utilizan un anillo líquido (normalmente agua o aceites) para crear el vacío. Esto proporciona un amortiguador natural contra sobrecalentamientos y sobrepresión, lo que aumenta su seguridad en comparación con las bombas de vacío mecánico que al depender de lubricantes y generar más fricción interna las bombas mecánicas corren un mayor riesgo de sobrecalentamiento lo que puede llevar a situaciones de peligro si no se les realiza un mantenimiento adecuado. Por otro lado los eyectores se sitúan en un punto intermedio si bien no hay riesgo de explosiónese o sobrecalentamiento directo, la seguridad del sistema depende del manejo adecuado del fluido motriz que se utilice.

En el apartado de costes, las bombas de anillo líquido tienen un costo inicial más elevado. Sin embargo, su alta eficiencia energética y menor necesidad de mantenimiento se traducen en un menor costo operativo a largo plazo. Las bombas de vacío mecánicas tienen un costo inicial similar, pero su menor eficiencia energética puede resultar en un mayor costo operativo. Finalmente, los eyectores son la opción más económica en términos de costo inicial, además los costes operativos por baja eficiencia no serían un inconveniente para ASESa, ya que el complejo dispone de una planta de cogeneración de Ciclo Combinado, utilizando gas natural como combustible para producir vapor y energía eléctrica para la refinería.

El mantenimiento también varía entre las tres opciones. Las bombas de anillo líquido, debido a su diseño complejo, requieren un mantenimiento más intensivo. Las bombas de vacío mecánicas también necesitan un mantenimiento regular, especialmente para la

lubricación de sus componentes. Por otro lado, los eyectores, gracias a su diseño simple, requieren de un mantenimiento menor.

2.5.2 Selección de fluido motriz para los eyectores

Los eyectores son equipos que requieren de un fluido motriz para su funcionamiento. La selección del fluido motriz adecuado es crucial para el correcto funcionamiento del evector y la eficiencia del proceso.

Tabla 2.2: Matriz de selección del fluido motriz de los eyectores^[1].

Parámetro analizado	Ponderación (%)	Aire	Vapor de agua	Otros fluidos
Disponibilidad del fluido	40	8	10	4
Coste	30	8	7	2
Eficiencia	30	6	8	8
Total		7.4	8.5	4.6

Por lo que respecta a la disponibilidad, el vapor de agua es la mejor opción debido a la disponibilidad de la planta de Cogeneración de Ciclo Combinado de ASES. Esta planta puede proporcionar un suministro constante de vapor de alta calidad a la presión y temperatura requeridas para los eyectores.

En cuanto al coste, el aire tiene la ventaja de ser el fluido motriz menos costoso, ya que el aire que se utiliza para este tipo de eyectores es aire atmosférico. El vapor de agua tiene un coste de producción superior al aire, pero inferior a la mayoría del resto de fluidos como lo es el aceite térmico. Finalmente, la eficiencia del fluido motriz en un evector se define por su capacidad para generar un vacío profundo utilizando la menor cantidad de fluido posible o maximizando la capacidad de succión. El vapor de agua, así como otros fluidos como los aceites térmicos, son más eficientes que el aire por dos razones principales: su mayor densidad y su capacidad para generar una mayor diferencia de presión dentro del evector. La mayor densidad del vapor de agua significa que puede transferir más energía cinética por unidad de volumen, lo que resulta en una succión más efectiva y en la generación de un vacío más profundo. Además, la capacidad del vapor de agua para expandirse significativamente al pasar por la boquilla del evector crea una diferencia de presión más alta, lo que aumenta aún más la eficacia del proceso de succión. Esto significa que el vapor de agua puede lograr el mismo nivel de vacío con menos fluido motriz, reduciendo así el consumo operativo y optimizando el rendimiento del sistema.

Además, el vapor de agua es químicamente inerte con la mayoría de compuestos presentes en la corriente de gases incondensables, como el ácido sulfhídrico que constituye el 48.3% del volumen. Esto minimiza el riesgo de corrosión y la formación de subproductos indeseables, a su vez, el vapor de agua tiene la capacidad de condensar ciertos hidrocarburos con puntos de ebullición más bajos durante la expansión, lo que facilita su eliminación del sistema.

Por último, el uso de vapor de agua es energéticamente más eficiente que el de aire, que requiere de sistemas adicionales de compresión y expansión para alcanzar niveles de vacío similares, lo que aumenta los costes y disminuye la eficiencia global del sistema.

Estos factores justifican la elección del vapor de agua por su disponibilidad y por las ventajas tanto económicas como operativas que presenta.

2.5.3 Selección de condensadores

A continuación, se presenta la matriz de selección de condensadores para el sistema eyector-condensador.

Tabla 2.3: Matriz de selección de tipo de condensadores^[1].

Parámetro analizado	Ponderación (%)	Condensador de contacto directo	Condensador de carcasa y tubos
Coste	20	8	7
Eficiencia	30	7	9
Mantenimiento	25	9	7
Seguridad	25	7	8
Total		7.7	7.85

En relación con el coste del equipo, los condensadores de tubo y carcasa requieren materiales de construcción más caros, también conllevan una mayor dificultad por la complejidad en el diseño por la parte de fabricación y tecnología. Los condensadores de contacto directo tienen un menor tamaño y son más simples en términos de tecnología y operación requiriendo así un menor coste para los materiales de construcción.

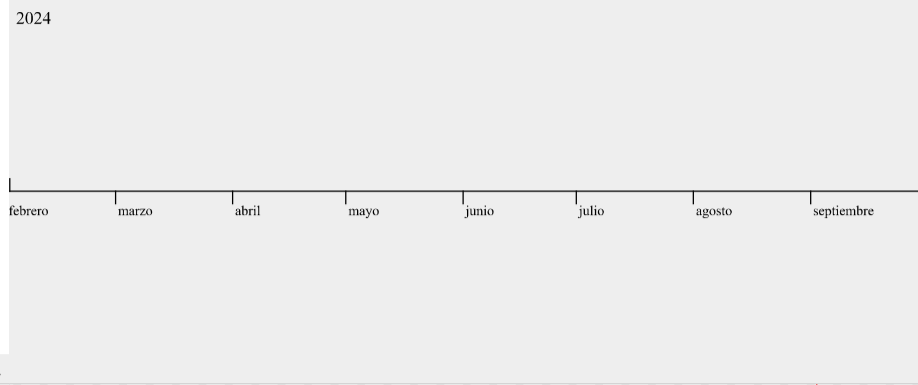
Por lo que respecta a la eficiencia, los condensadores de contacto directo debido a que se elimina la barrera térmica entre los diferentes fluidos permiten una mayor transferencia de calor (para pequeñas cantidades de flujo). Resultando así, en una menor resistencia térmica y una pérdida de calor reducida. Los condensadores de tubo y carcasa suelen ser más eficientes para mayores cantidades de flujo, ya que favorecen el flujo turbulento por dentro de los tubos. También este es capaz de soportar presiones y temperaturas más altas.

Los condensadores de contacto directo tienen menor mantenimiento, gracias a que únicamente requieren una limpieza mínima para evitar obstrucciones. Por otro lado, los condensadores de carcasa y tubos tienen una estructura más compleja, lo que puede requerir un mantenimiento más meticuloso y periódico. La carcasa que encierra varios tubos puede dificultar el acceso para la limpieza y el mantenimiento, y los componentes internos, como los tubos, pueden ser más susceptibles al desgaste y la corrosión, lo que puede aumentar los costos de mantenimiento a lo largo del tiempo.

Los condensadores de carcasa y tubos, con su diseño robusto, son preferidos en aplicaciones industriales y pueden resistir la corrosión y la presión. Se implementan medidas adicionales de seguridad como válvulas de alivio de presión y sistemas de monitoreo. Aunque los condensadores de contacto directo son más simples, requieren un manejo adecuado para garantizar la seguridad, sin embargo, pueden ser susceptibles a problemas como la acumulación de suciedad de las superficies de intercambio de calor.

2.6. Planificación del proyecto

Con el fin de planificar y gestionar el proyecto de una manera adecuada, se ha realizado un diagrama de *Gantt*, donde se muestra el tiempo previsto para las diferentes tareas a lo largo del proyecto para gestionar el tiempo con el objetivo de no retrasarse en la entrega final. Para determinar el orden de las tareas que se deben realizar, se tiene en cuenta la dependencia de unas tareas con otras. De esta manera, se distribuyen las actividades adecuadamente en relación con el tiempo.



Nombre	Fecha...	Fecha de fin	Pro...
PLANIFICACIÓN	2/2/24	16/2/24	100
Elaboración agenda de reuniones	2/2/24	9/2/24	100
Elaboración planificación del proyecto	2/2/24	9/2/24	100
Revisión de la planificación	2/2/24	9/2/24	100
Elaboración de índice	2/2/24	16/2/24	100
ETAPA PRELIMINAR	9/2/24	16/7/24	100
Recopilación de información del proceso	9/2/24	16/2/24	100
Descripción del proyecto	16/2/24	21/2/24	100
Alcance del proyecto	22/2/24	29/2/24	100
Descripción del proceso actual	19/2/24	26/2/24	100
Estudio de Alternativas	19/2/24	26/2/24	100
Base del proyecto	19/2/24	26/2/24	100
Normativa aplicable	19/2/24	20/3/24	100
Plot Plant	15/3/24	16/7/24	100
Revisión de la planificación	19/2/24	20/3/24	100
INGENIERÍA CONCEPTUAL	23/2/24	1/8/24	100
Optimización del sistema eyector y condensador	23/2/24	22/3/24	100
Diagrama de bloques	25/3/24	5/4/24	100
Simulación en ASPEN	1/5/24	23/5/24	100
Diagrama de flujo (PFD)	24/5/24	3/7/24	100
Diagrama Layout	25/6/24	29/7/24	100
Elaboración de P&ID's	4/4/24	1/8/24	100
Eyectores	4/4/24	29/7/24	100
Condensadores	8/4/24	29/7/24	100
Decantador	19/4/24	29/7/24	100
Bomba	29/7/24	1/8/24	100
Diseño de tuberías	24/5/24	24/6/24	100
Listado de válvulas e Instrumentación	25/6/24	24/7/24	100
Diseño de equipos y hojas de especificación	25/3/24	25/7/24	100
Eyectores	25/3/24	12/4/24	100
Condensadores	15/4/24	30/4/24	100
Decantador	17/5/24	25/7/24	100
Bomba	27/5/24	3/6/24	100
Diseño de instrumentación y control	10/7/24	1/8/24	100
Revisión de la planificación	23/2/24	31/7/24	100
SEGURIDAD DEL PROCESO	22/3/24	1/8/24	100
HAZOP	22/3/24	24/7/24	100
Evaluación del ruido en el SITE	24/7/24	1/8/24	100
Revisión de la planificación	22/3/24	29/7/24	100
Entrega preliminar	2/2/24	16/4/24	100
ESTUDIO MEDIOAMBIENTAL	24/5/24	19/8/24	100
Evaluación de la imisión acústica	17/7/24	23/7/24	100
Indicadores medioambientales	24/5/24	19/8/24	100
Revisión de la planificación	24/5/24	19/8/24	100
MANTENIMIENTO	21/8/24	30/8/24	100
Mantenimiento	21/8/24	30/8/24	100
Revisión de la planificación	21/8/24	30/8/24	100
MANUAL DE OPERACIÓN	21/8/24	30/8/24	100
Manual puesta en marcha	21/8/24	30/8/24	100
Manual parada	21/8/24	30/8/24	100
Manual de control	21/8/24	30/8/24	100
Revisión de la planificación	21/8/24	30/8/24	100
ESTUDIO ECONÓMICO	29/5/24	29/8/24	100
Inversión inicial	29/5/24	28/8/24	100
Análisis económico	29/5/24	28/8/24	100
Revisión de la planificación	29/5/24	29/8/24	100
FINAL	2/8/24	2/9/24	100
Revisión tutor	2/8/24	13/8/24	100
Revisión del proyecto	29/8/24	2/9/24	100

3. BASE PARA EL DESARROLLO DEL PROYECTO

A continuación, se detallan las condiciones de alimentación proporcionadas por ASESa al sistema eyector-condensador, además de las características de los servicios disponibles en la planta.

Tabla 3.1: Condiciones de alimentación al sistema eyector-condensador.

Flujo de incondensables (kg/h)	200
Compuestos incondensables de la VDU	%volumen
Nitrógeno	22.9
Metano	8.6
Dióxido de carbono	2.0
Etano	4.5
Ácido Sulhídrico	48.3
Propano	5.0
Isobutano	0.2
n-Butano	1.8
Transbutano	0.2
Isopentano	0.4
n-Pentano	1.1
2,2-Dimetilbutano	<0.1
2-metilpentano	0.3
3-metilpentano	0.3
n-Hexano	0.4
Sin identificar	4.0
Flujo de condensables (kg/h)	50
Presión de vacío (mmHg)	<12*
Temperatura (°C)	120

*Todas las presiones del informe están puestas en términos absolutos, es decir, siendo cero el vacío absoluto.

La planta dispone de suministro de vapor de agua proveniente de la planta de Cogeneración de Ciclo Combinado, en la siguiente tabla se especifican las características de los servicios disponibles.

Tabla 3.2: Características de los servicios disponibles.

Servicio	Caudal (t/h)	Temperatura (°C)	Presión (bar)
Vapor de agua	3	160	3.6
Agua de refrigeración	250	20-28	3.5
Aire instrumentos	Ilimitado	Ambiente	6.9
Agua desmineralizada	12-20	100-110	11.8

3.1. Normativa aplicable

En el desarrollo del proyecto de actualización del sistema eyector-condensador de la torre de destilación, se ha cumplido con la normativa vigente para garantizar la seguridad, eficiencia y legalidad del proceso. A continuación, se detallan las principales normativas y estándares aplicables:

1. Normas de Ingeniería y Diseño:

- **Normativa ASME B31.3 (American Society of Mechanical Engineers):** Código de diseño para tuberías de proceso aplicables para la industria del petróleo, gas y productos químicos.
- Normas diseño de intercambiadores: Los intercambiadores se han diseñado mediante la normalización expuesta por la Exchanger Manufactures Association, *Tubular Exchanger Manufactures Association* (TEMA). Mientras que el diseño mecánico sigue la normativa **ASME Code Sec VIII Div I**, definiendo los intercambiadores de clase R-Servicio de refinería.
- Normas diseño de tanques Normativa **ASME Sección VIII**: Establece requisitos detallados para el diseño, la fabricación, las pruebas, la inspección y la certificación de recipientes a presión.

2. Normas sobre Protección contra la Contaminación Acústica:

- Ley 37/2003, de 17 de noviembre, del Ruido.
- Real Decreto 286/2006, de 10 de marzo, sobre la protección de la salud y la seguridad de los trabajadores contra los riesgos relacionados con la exposición al ruido.
- Real Decreto 1367/2007, de 19 de octubre, por el que se desarrolla la Ley 37/2003, de 17 de noviembre, del Ruido, en lo referente a zonificación acústica, objetivos de calidad y emisiones acústicas
- Decreto 176/2009, de 10 de noviembre, por el que se aprueba el Reglamento de la Ley 16/2002, de 28 de junio, de protección contra la contaminación acústica, y se adaptan sus anexos

3. Normas de Emisiones y Residuos:

- **Autorización Ambiental T1RP130029:** Resolución TES/ /2019 por la cual se renueva la autorización ambiental a la empresa ASESА, para una actividad de refinería de petróleo y gas, en el término municipal de Tarragona (T1RA170065)

3.2. Plot Plant

La estratégica ubicación de ASESА en el complejo petroquímico del polígono sur de Tarragona, es clave por su acceso eficiente por carretera y puerto marítimo. Agilizando la distribución y comercialización, permitiendo una rápida respuesta a la demanda del mercado.

Tabla 3.3: Datos de localización de ASESА.

Indicador	
Dirección	Carretera de Salou
Municipio	Tarragona
Coordenadas	41.10443, 1.21198
Código postal	43004

En el *Plot Plan* de la siguiente figura se puede observar las diferentes áreas de la planta:

Parque de Tanques: Ubicado en la sección central y norte del plan, esta área contiene múltiples tanques de almacenamiento, indicados por círculos de diversos tamaños.

Talleres y Almacén: Localizados en el suroeste del plan, estos edificios son esenciales para el mantenimiento y almacenamiento de equipos y materiales.

Oficinas y Control: La zona de oficinas y control está ubicada al suroeste, cerca de los talleres y el almacén. Aquí se encuentran las instalaciones administrativas y de monitoreo de operaciones

Refinería: Equipada con los componentes necesarios para el proceso de refinación del crudo, y están interconectadas por una serie de racks. En esta área es donde se desarrollaría el proyecto de actualización de eyector-condensadores, una mejora clave para optimizar la eficiencia y capacidad de la VDU.

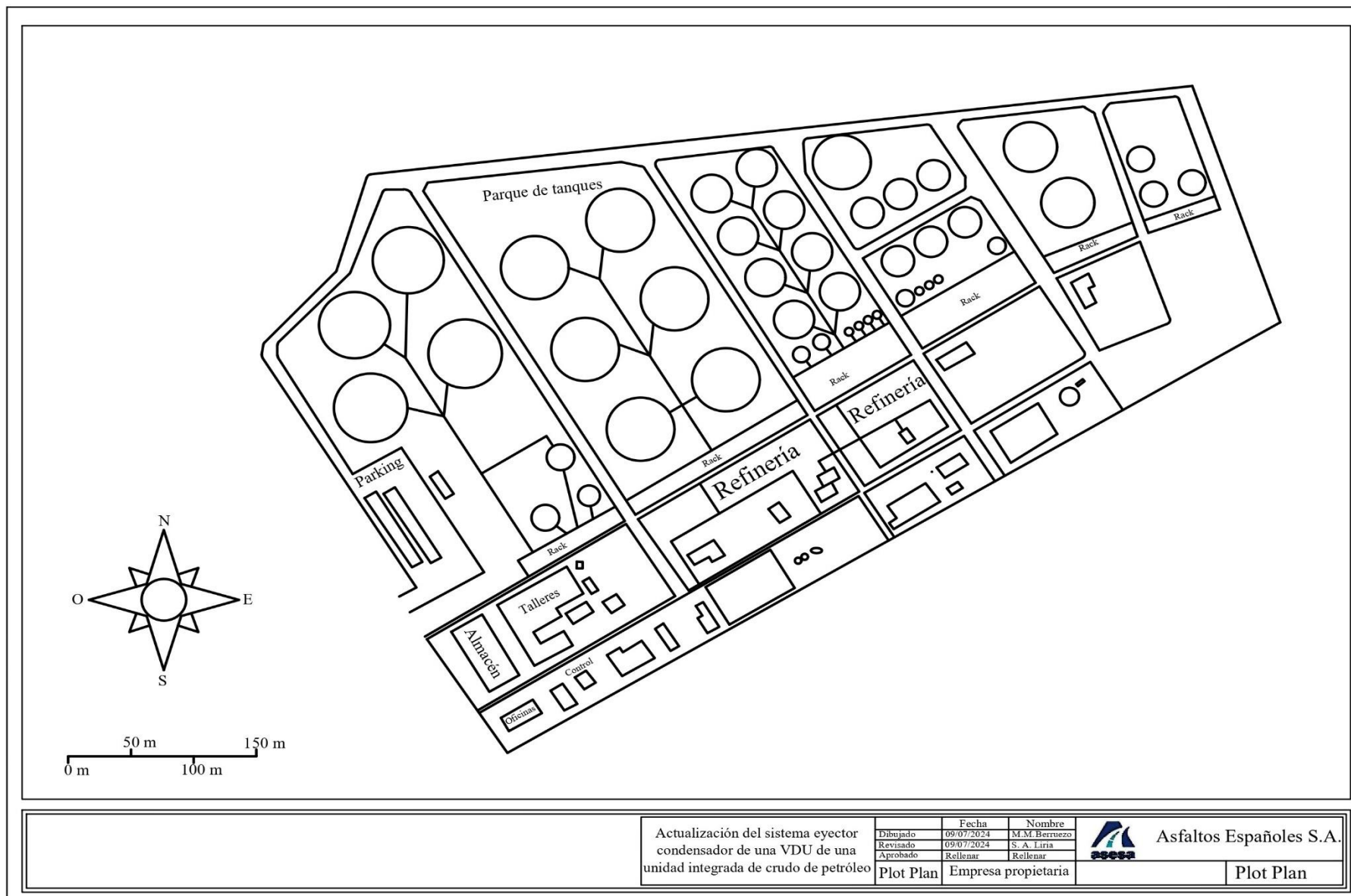


Tabla 3.4: Plot Plant de la empresa ASES.

4. DESARROLLO DE LA INGENIERÍA BÁSICA

4.1. Optimización del sistema de eyectores.

Los sistemas de vacío por chorro de vapor combinan eyectores, condensadores y tuberías para proporcionar un vacío eficiente con un bajo mantenimiento. La disposición en serie de eyectores, conocida como etapa de vacío, permite alcanzar niveles de vacío más altos mediante la reducción gradual en cada etapa. Para aumentar el caudal se utilizan eyectores en paralelo. Los condensadores intermedios entre etapas condensan parte del gas succionado, reduciendo la carga de vapor y mejorando la eficiencia.

El sistema a diseñar debe succionar un caudal de 250 kg/h de gas, de los cuales 200 kg/h son incondensables. El sistema debe tener la capacidad de generar un vacío de 12 mmHg.

Todo el diseño se ha desarrollado siguiendo el método propuesto por Ernest E. Ludwig en su libro "Applied proces design for chemical and petrochemical plants, Volume 1". El método se desarrolla combinando el uso de figuras experimentales y diversas ecuaciones.

El primer punto a tratar es el número de etapas, eyectores en paralelo y condensadores necesarios. Para ello se emplea la Figura 4.1, donde se relaciona la presión de succión y el caudal de incondensables, para los arreglos típicos.

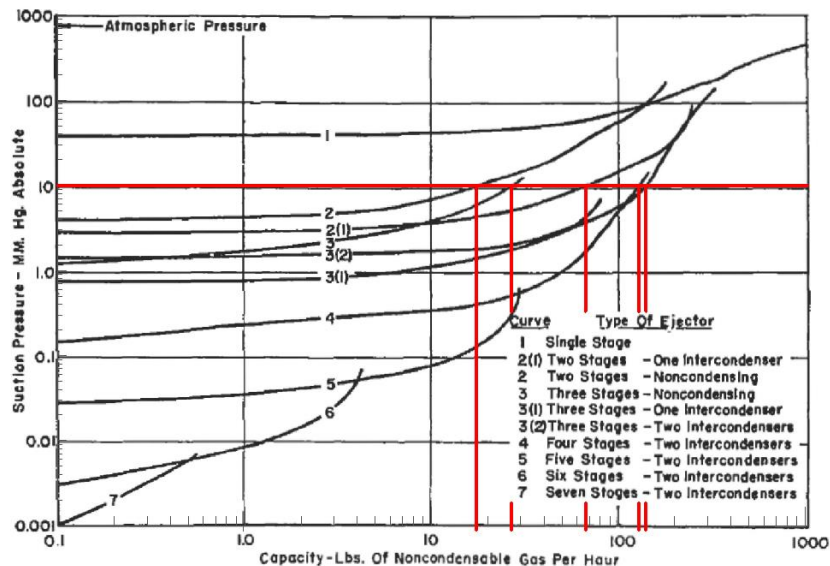


Figura 4.1: Relación presión de succión y capacidad de no condensables para diferentes arreglos [1].

Observando la Figura 4.1, se analizan los resultados y se muestran en la Tabla 4.1.

Tabla 4.1: Capacidad de los diferentes arreglos para una presión de 12 mmHg en succión. * N.º de eyectores totales = (sistemas necesarios) * etapas.

N.º	Arreglo		Capacidad (kg/h)	N.º de eyectores totales *	Capacidad total (kg/h)
	Etapas	Condensador			
1.	2	No	7.9	26 * 2	204.3
2.	3	No	12.1	17 * 3	206.4
3.	2	Sí	30.3	7 * 2	212.0
4.	4	Sí	58.4	4 * 4	233.5
5.	3	Sí	63.7	4 * 3	254.9

Observando la Tabla 4.1 se han seleccionado las dos opciones con menor número de eyectores, estas son, con 2 etapas y 7 eyectores en paralelo y la segunda opción con 3 etapas y 4 en paralelo. Ambas opciones cuentan con inter condensadores. Para definir

cuál de las dos opciones es más conveniente se decide observar el requerimiento de vapor de cada una de ellas. Para esto se ha utilizado la Figura 4.2.

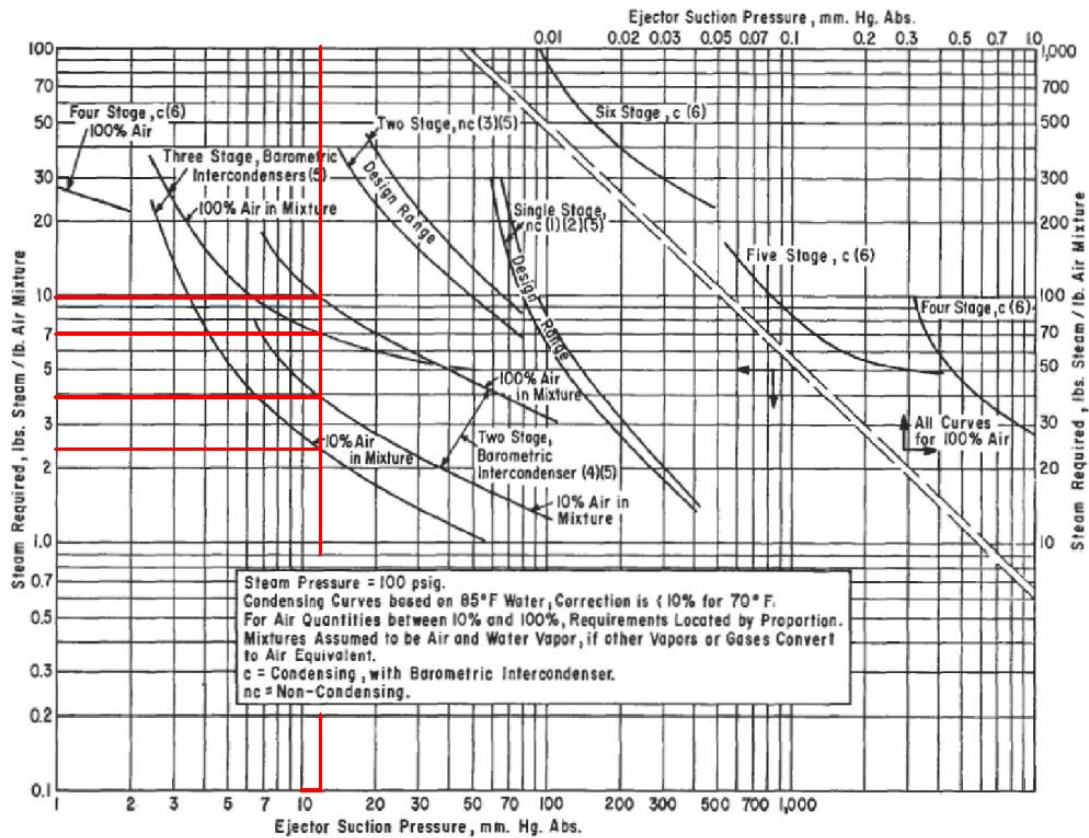


Figure 6-25. Estimating steam requirements for ejectors.

Figura 4.2: Requerimiento estimado de vapor, por unidad de aire, para los diferentes arreglos^[1].

En la figura anterior se observa que la configuración de 3 etapas con inter condensadores y 4 eyectores en paralelo es la más eficiente, ya que, el vapor requerido por unidad de masa en succión es menor que en la opción de 2 etapas con inter condensador y 7 eyectores en paralelo.

4.2. Elaboración de los diagramas

4.2.1 Diagrama de bloques

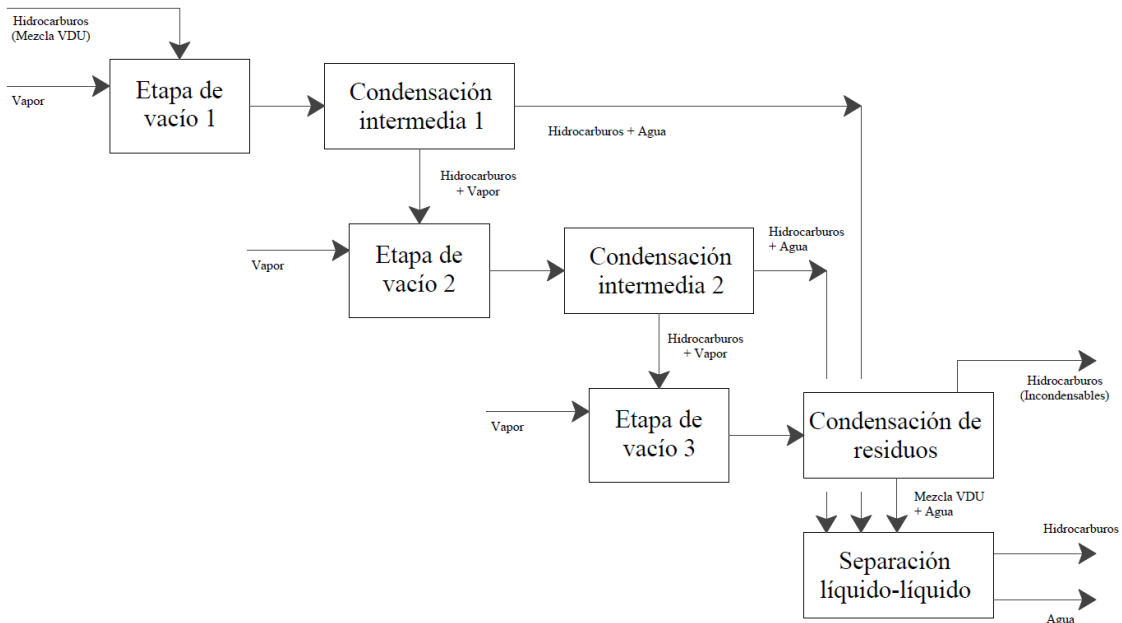


Figura 4.3: Diagrama de bloques del proceso.

4.2.2 Diagrama de simulación

A continuación, se muestra el diagrama del proceso procedente de la simulación en Aspen Plus, explicada en el apartado “4.6.1 Simulación en Aspen Plus”

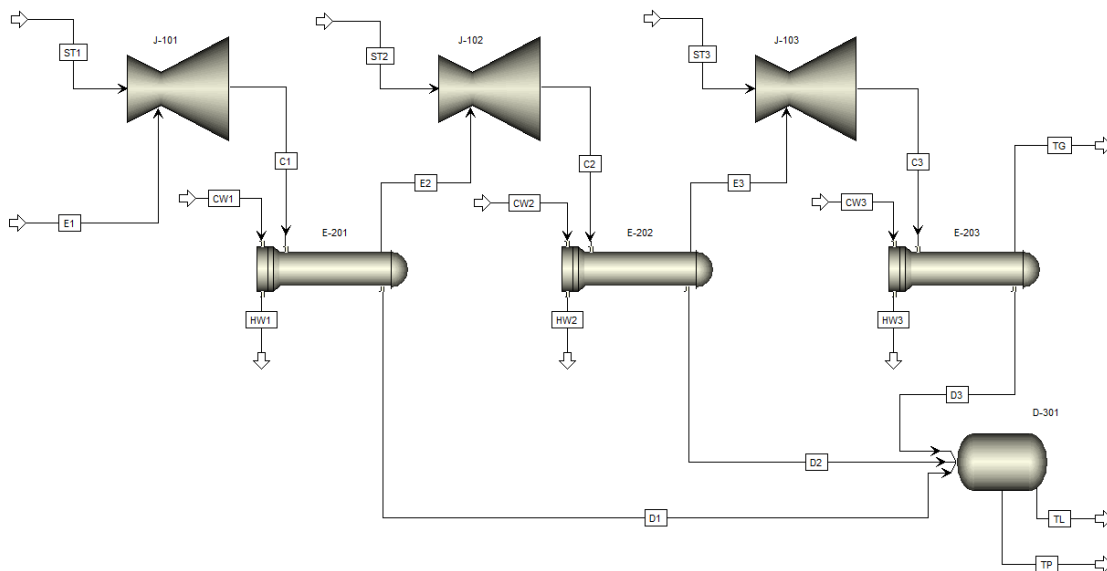
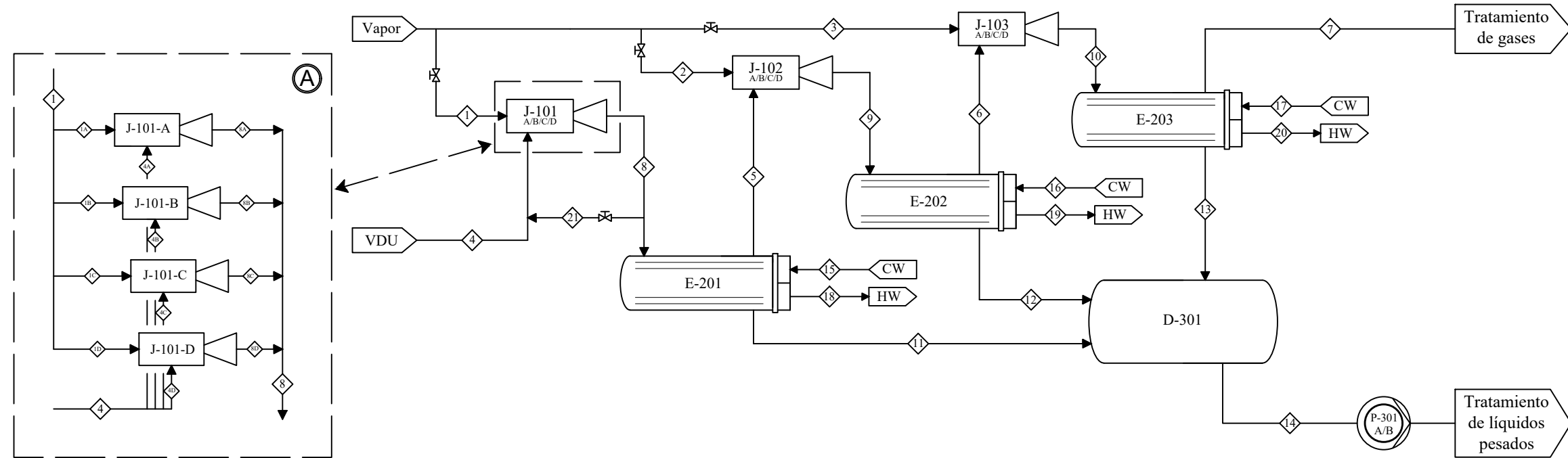


Figura 4.4: Diagrama de la simulación del proceso en Aspen Plus.



Corriente	ST1 (1)	ST2 (2)	ST3 (3)	E1 (4)	E2 (5)	E3 (6)	TG (7)	C1 (8)	C2 (9)	C3 (10)	D1 (11)	D2 (12)	D3 (13)	TP (14)	CW1 (15)	CW2 (16)	CW3 (17)	HW1 (18)	HW2 (19)	HW3 (20)	R (21)
Origen					E-201	E-202	E-203	J-101	J-102	J-103	E-201	E-202	E-203	D-301				E-201	E-202	E-203	J-101
Destino	J-101	J-102	J-103	J-101	J-102	J-103		E-201	E-202	E-203	D-301	D-301	D-301		E-201	E-202	E-203				J-101
Presión bar	3.6	3.6	3.6	0.02	0.15	0.33	1.1	0.2	0.34	1.1	0.15	0.33	1.1	1.1	3.5	3.5	3.5	3.5	3.5	3.5	0.0
Temperatura C	160	160	160	120	50	50	50	155	112	126	50	50	50	50	28	28	28	39	39	38	0
Fración masica de vapor	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Entalpia MW	-4738	-3277	-1979	-84	-2050	-329	-127	-4823	-5328	-2308	-3363	-5951	-2607	-11921	-209598	-337514	-159268	-209008	-336562	-158842	0
Caudal volumetrico cum/hr	713.7	493.6	298.1	12909.7	6372.1	791.6	156.5	17394.5	8059.1	1214.7	0.8	1.4	0.6	2.8	48.0	77.3	36.5	48.5	78.2	36.9	0.0
Cudal molar kmol/hr	71.9	49.7	30.0	6.3	35.6	9.6	6.1	78.2	85.3	39.6	42.7	75.7	33.5	151.8	2642.2	4254.7	2007.7	2642.2	4254.7	2007.7	0.0
Caudal masico kg/hr	1295.4	896.0	541.0	250.0	776.5	302.7	229.3	1545.4	1672.5	843.7	768.9	1369.8	614.4	2752.6	47600.0	76650.0	36170.0	47600.0	76650.0	36170.0	0.0
Fración masica (%)																					
Nitrogeno	0.0	0.0	0.0	16.1	5.2	13.3	17.5	2.6	2.4	4.8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Agua	100.0	100.0	100.0	0.0	67.9	21.6	5.6	83.8	85.1	71.9	99.9	99.1	96.6	98.8	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	0.0
Metano	0.0	0.0	0.0	3.5	1.1	2.9	3.7	0.6	0.5	1.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Propano	0.0	0.0	0.0	5.5	1.8	3.9	3.9	0.9	0.8	1.4	0.0	0.1	0.5	0.2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Acido sulfhídrico	0.0	0.0	0.0	41.4	13.3	31.7	36.0	6.7	6.2	11.4	0.1	0.5	2.2	0.8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Dioxido de carbono	0.0	0.0	0.0	2.2	0.7	1.8	2.2	0.4	0.3	0.6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.4
Isobutano	0.0	0.0	0.0	0.3	0.1	0.2	0.1	0.0	0.0	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
n-butano	0.0	0.0	0.0	2.6	0.8	1.4	0.8	0.4	0.4	0.5	0.0	0.2	0.4	0.2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
2,2-dimetilpentano	0.0	0.0	0.0	2.2	0.7	1.8	2.4	0.4	0.3	0.6	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
n-pentano	0.0	0.0	0.0	2.7	0.9	2.2	3.0	0.4	0.4	0.8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
gasoil ligero	0.0	0.0	0.0	20.0	6.4	16.5	21.6	3.2	3.0	5.9	0.0	0.0	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
etano	0.0	0.0	0.0	3.4	1.1	2.7	3.3	0.6	0.5	1.0	0.0	0.0	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

A Distribución de los 4 eyectores de cada etapa. Aplicable a J-101, J-102 y J-103.
 Las corrientes divididas, tal que; X(A/B/C/D), tienen las mismas propiedades que la corriente X.
 Las corrientes divididas disponen de 1/4 del caudal inicial.

Actualización del sistema eyector condensador de una VDU de una unidad integrada de crudo de petróleo

	Fecha	Nombre
Dibujado	18/04/2024	David. M-A. S
Revisado	30/07/2024	David. M-A. S



Asfaltos Españoles S.A.

Diagrama de flujo del proceso

Figura 4.5: Diagrama de flujo y balances del proceso.

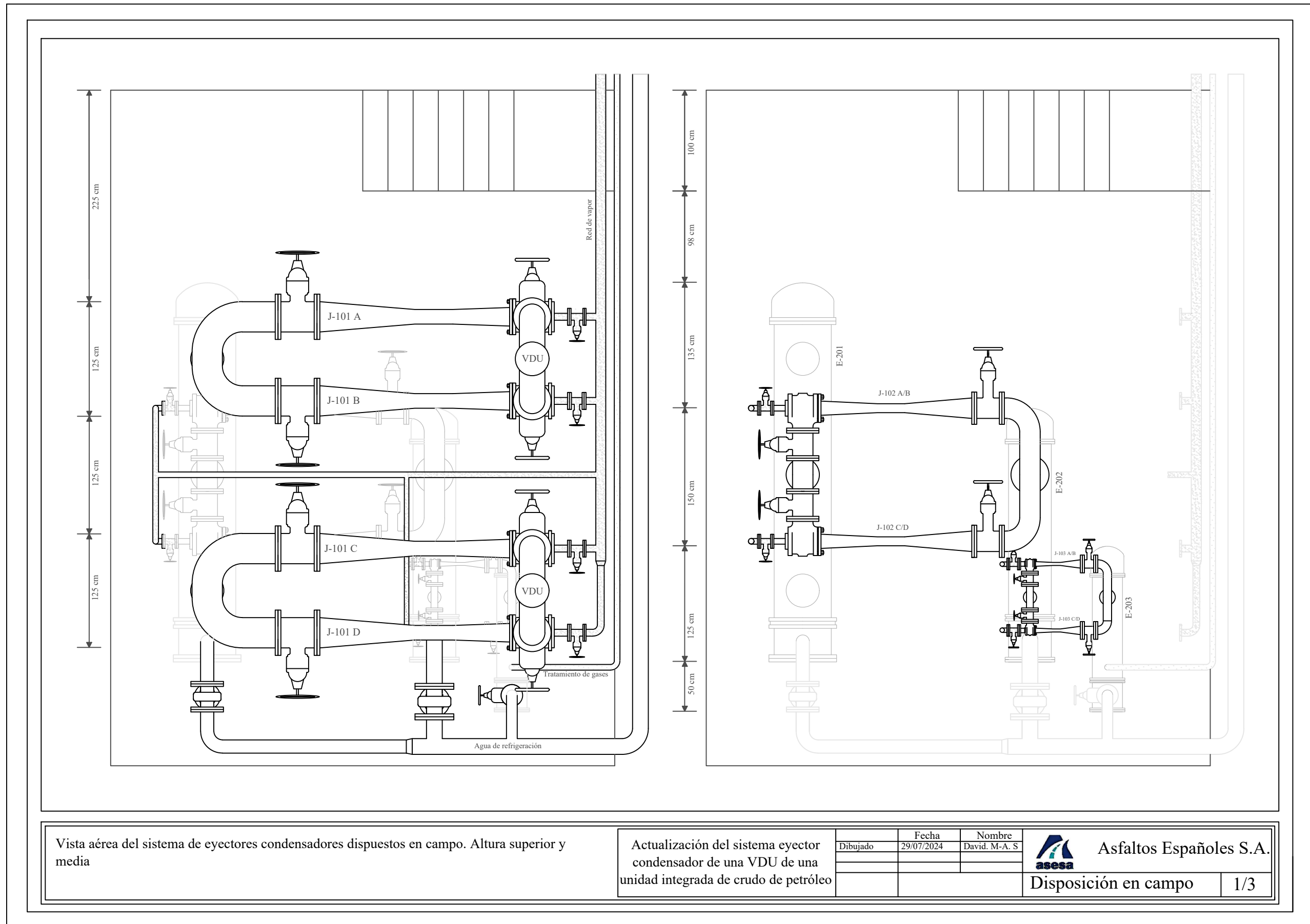


Figura 4.6: Disposición en campo 1/3 (Vista aérea)

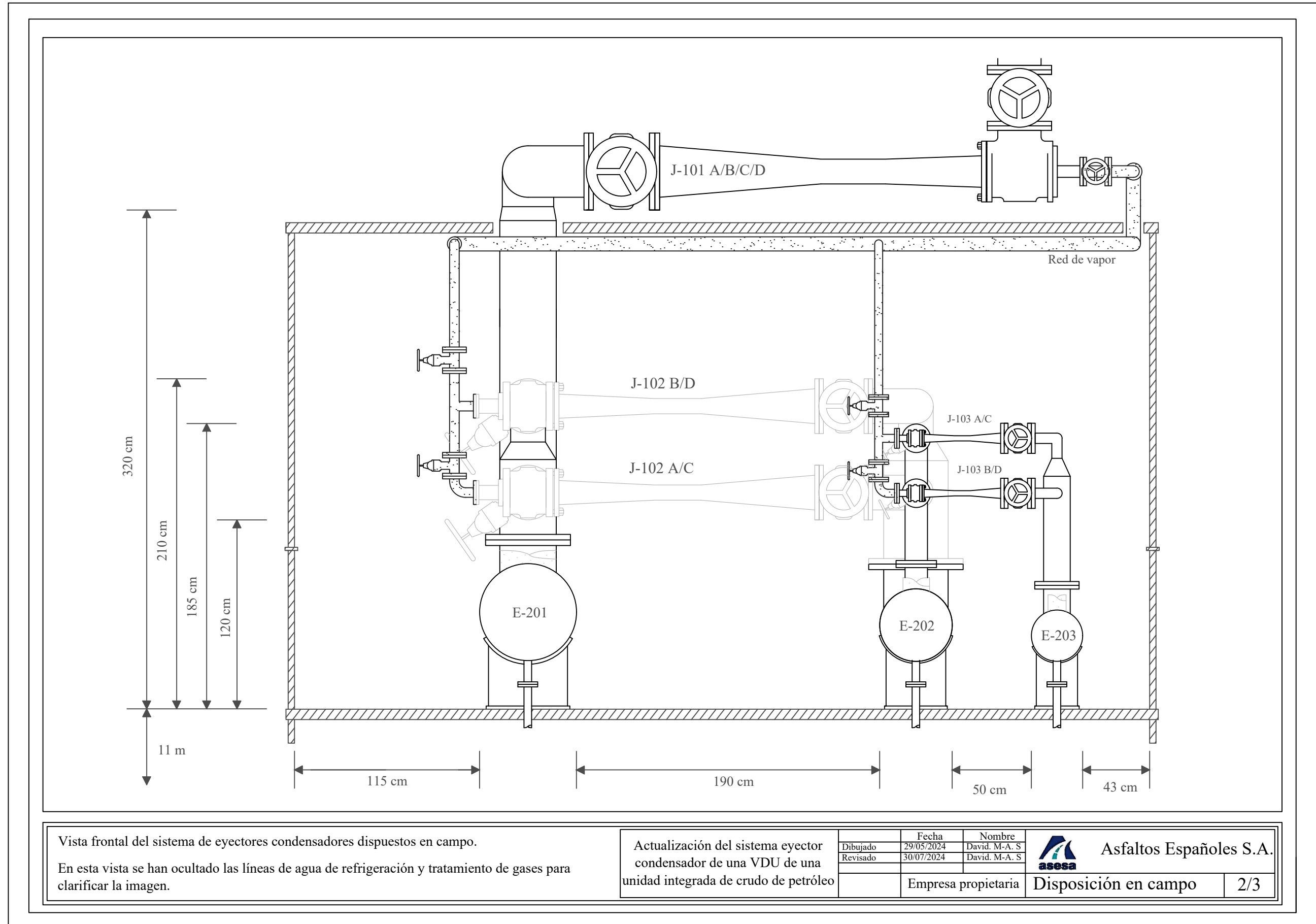


Figura 4.7: Disposición en campo 2/3 (Vista frontal)

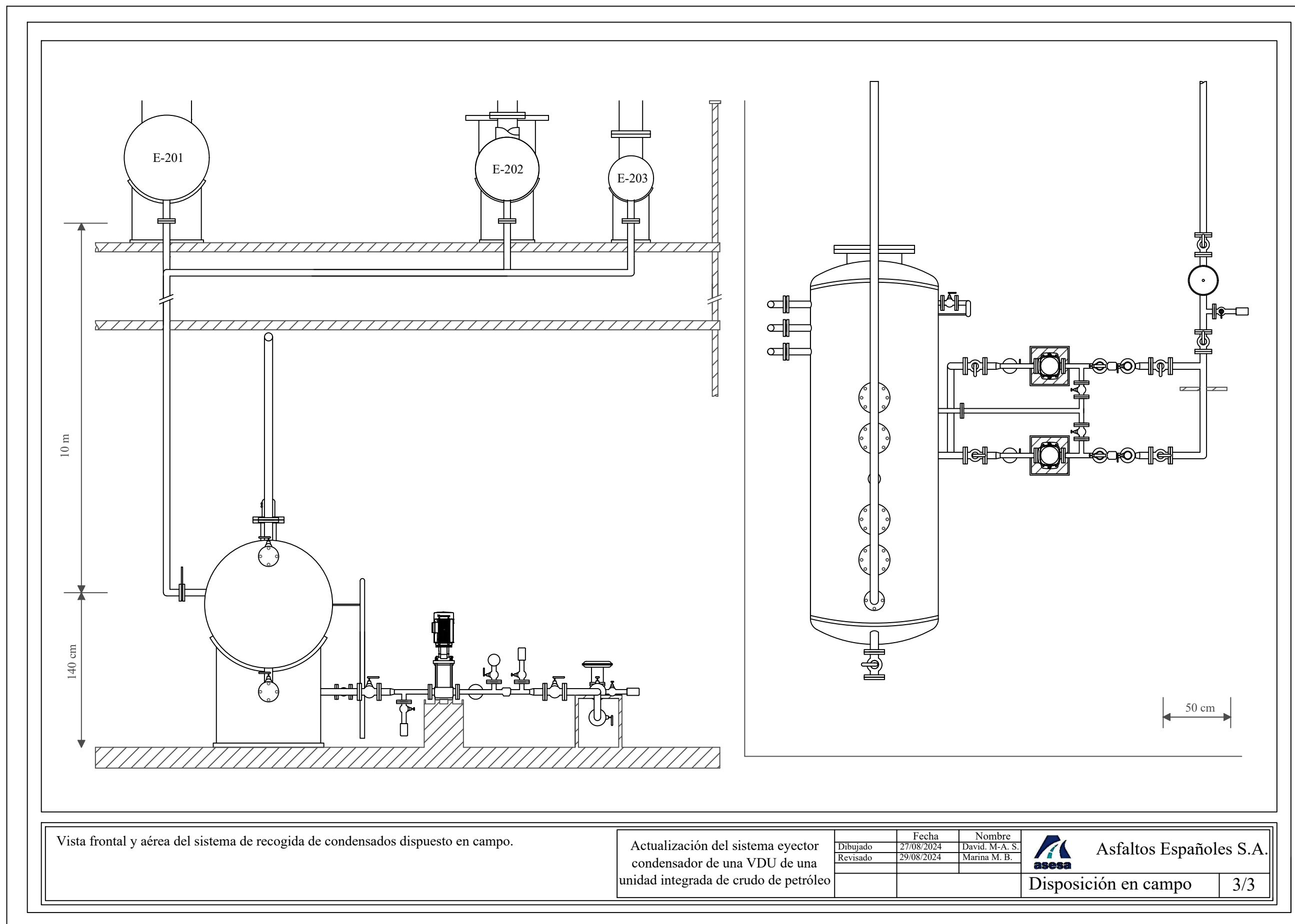


Figura 4.8: Disposición en campo 3/3 (Vista frontal y aérea)

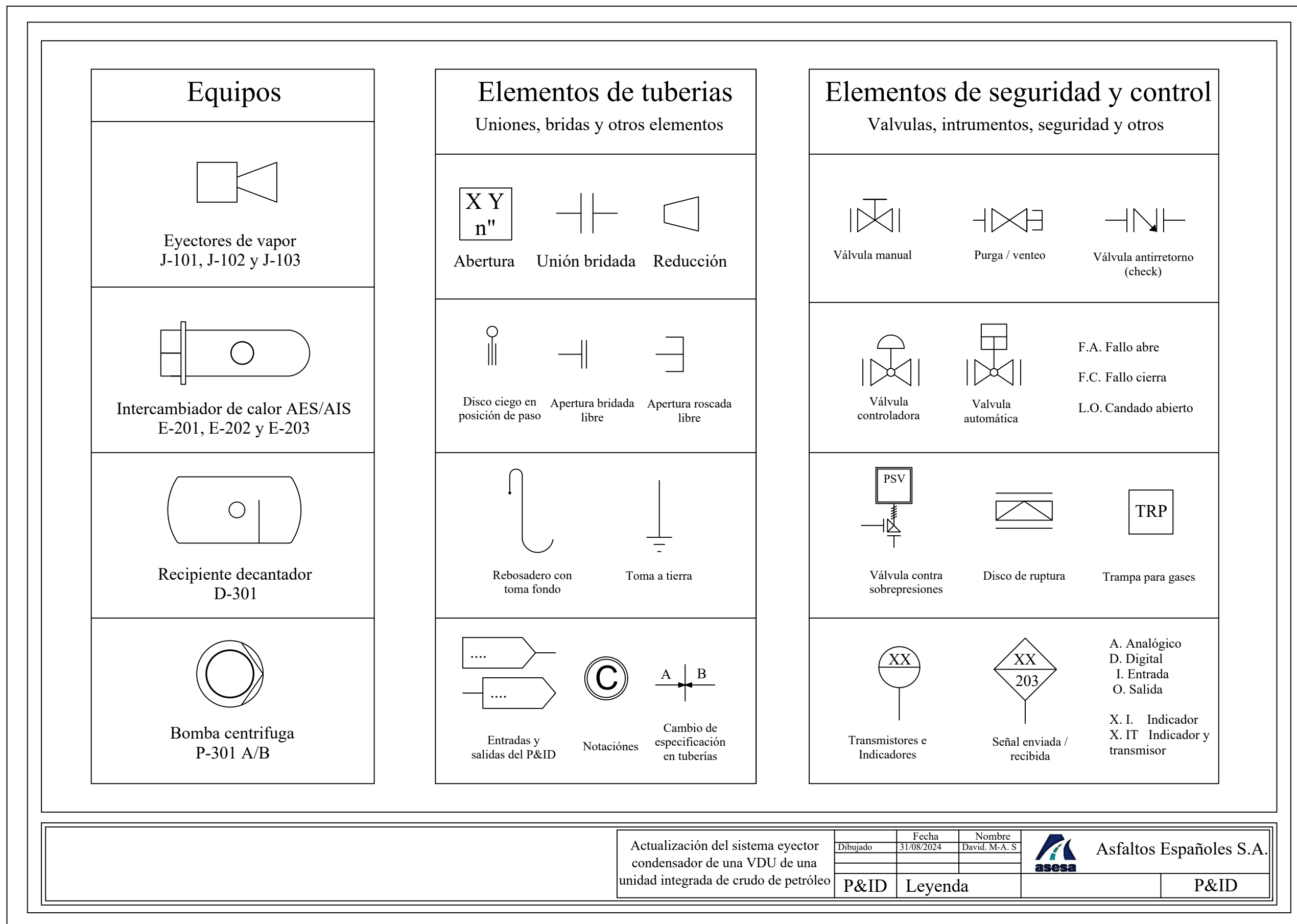
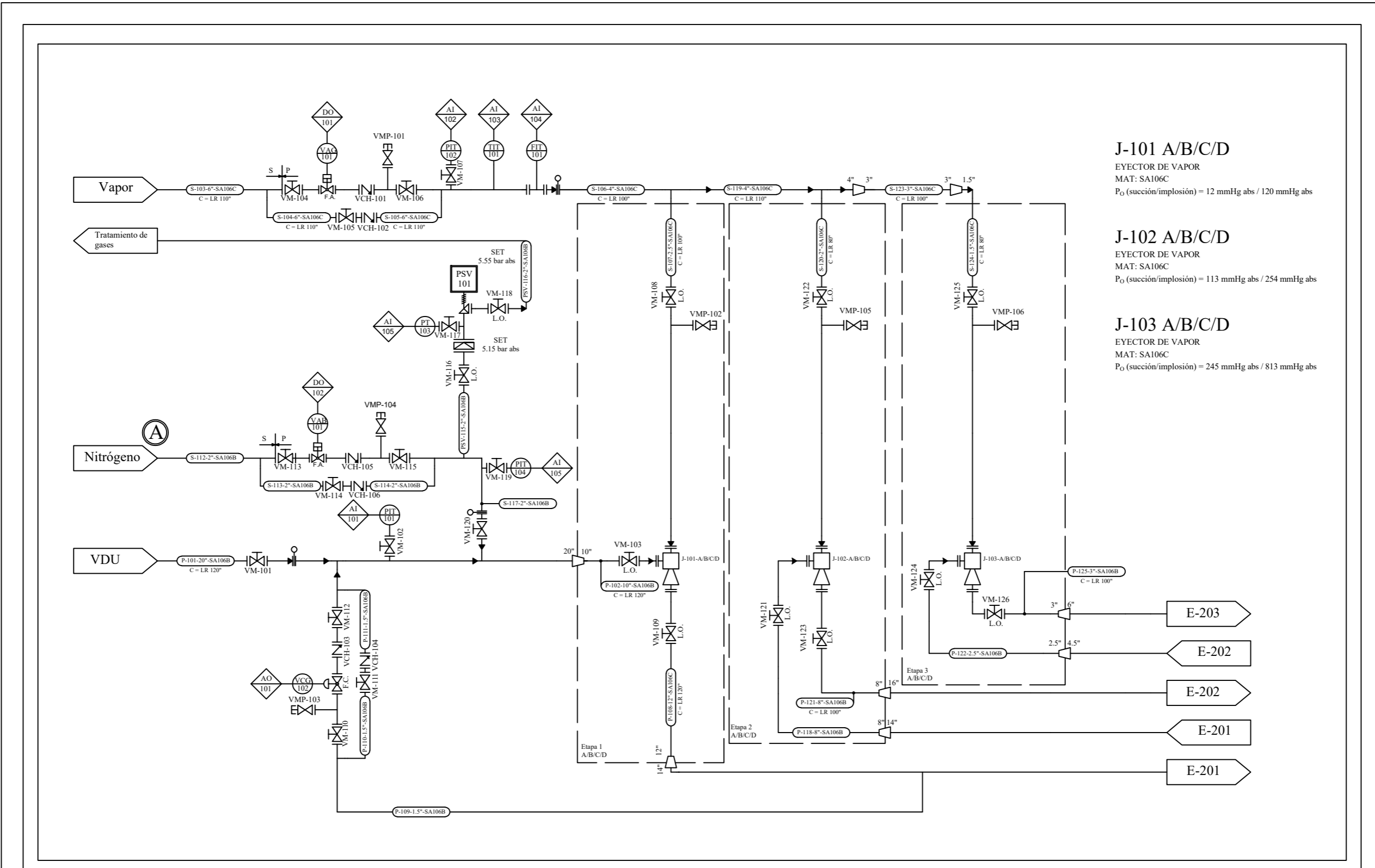


Figura 4.9: Leyenda P&ID.



J-101 A/B/C/D
 EYECTOR DE VAPOR
 MAT: SA106C
 P₀ (succión/implosión) = 12 mmHg abs / 120 mmHg abs

J-102 A/B/C/D
 EYECTOR DE VAPOR
 MAT: SA106C
 P₀ (succión/implosión) = 113 mmHg abs / 254 mmHg abs

J-103 A/B/C/D
 EYECTOR DE VAPOR
 MAT: SA106C
 P₀ (succión/implosión) = 245 mmHg abs / 813 mmHg abs

Ⓐ La línea de nitrógeno a 3.7 bar abs, se puede sustituir en caso de existir una equivalente en la VDU


Actualización del sistema eyector condensador de una VDU de una unidad integrada de crudo de petróleo	Dibujado	Fecha	Nombre	 Asfaltos Españoles S.A.
		22/07/2024	S. A. Liria	
P&ID				P&ID 101

Figura 4.10: P&ID 101.

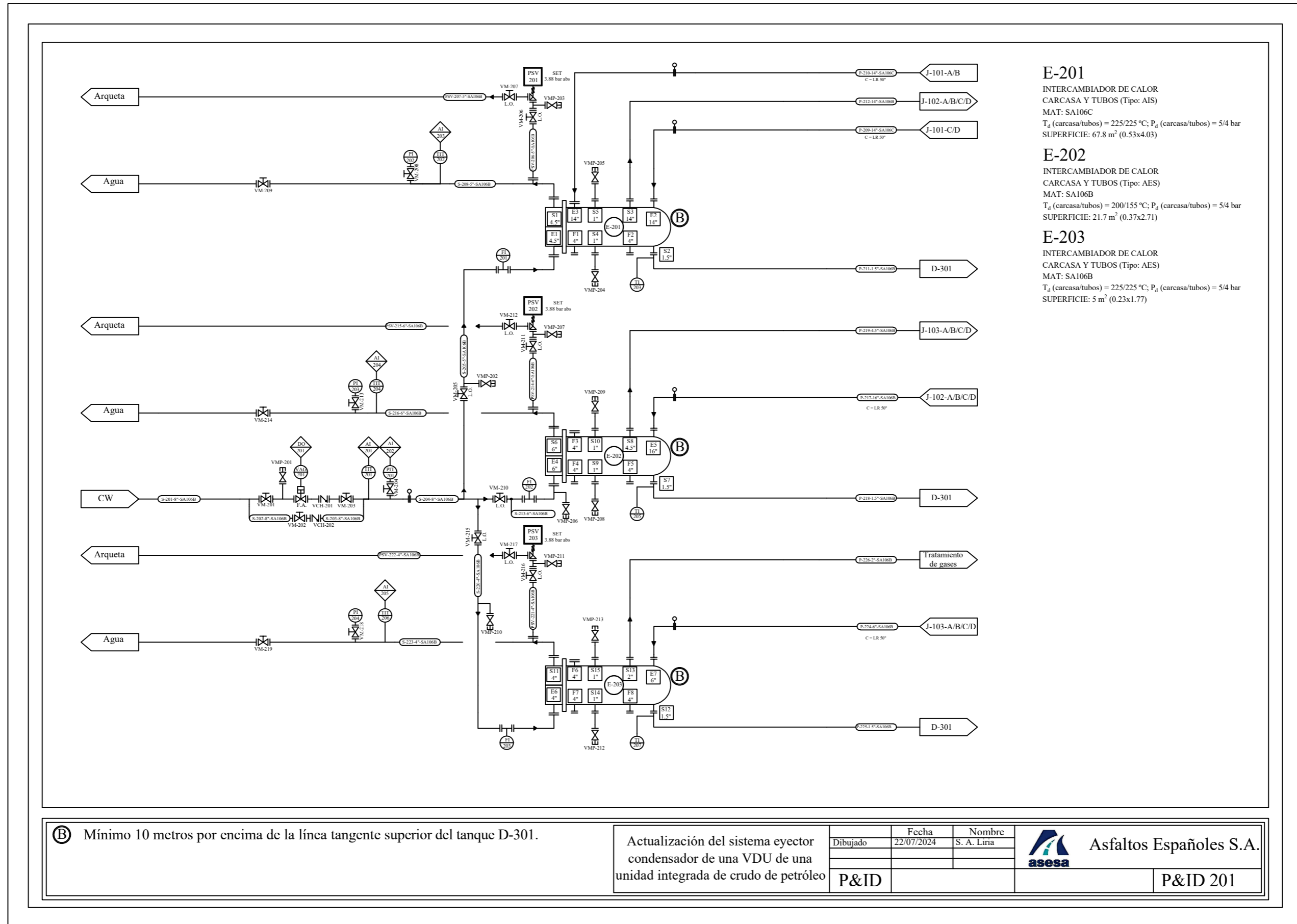


Figura 4.11. P&ID 201.

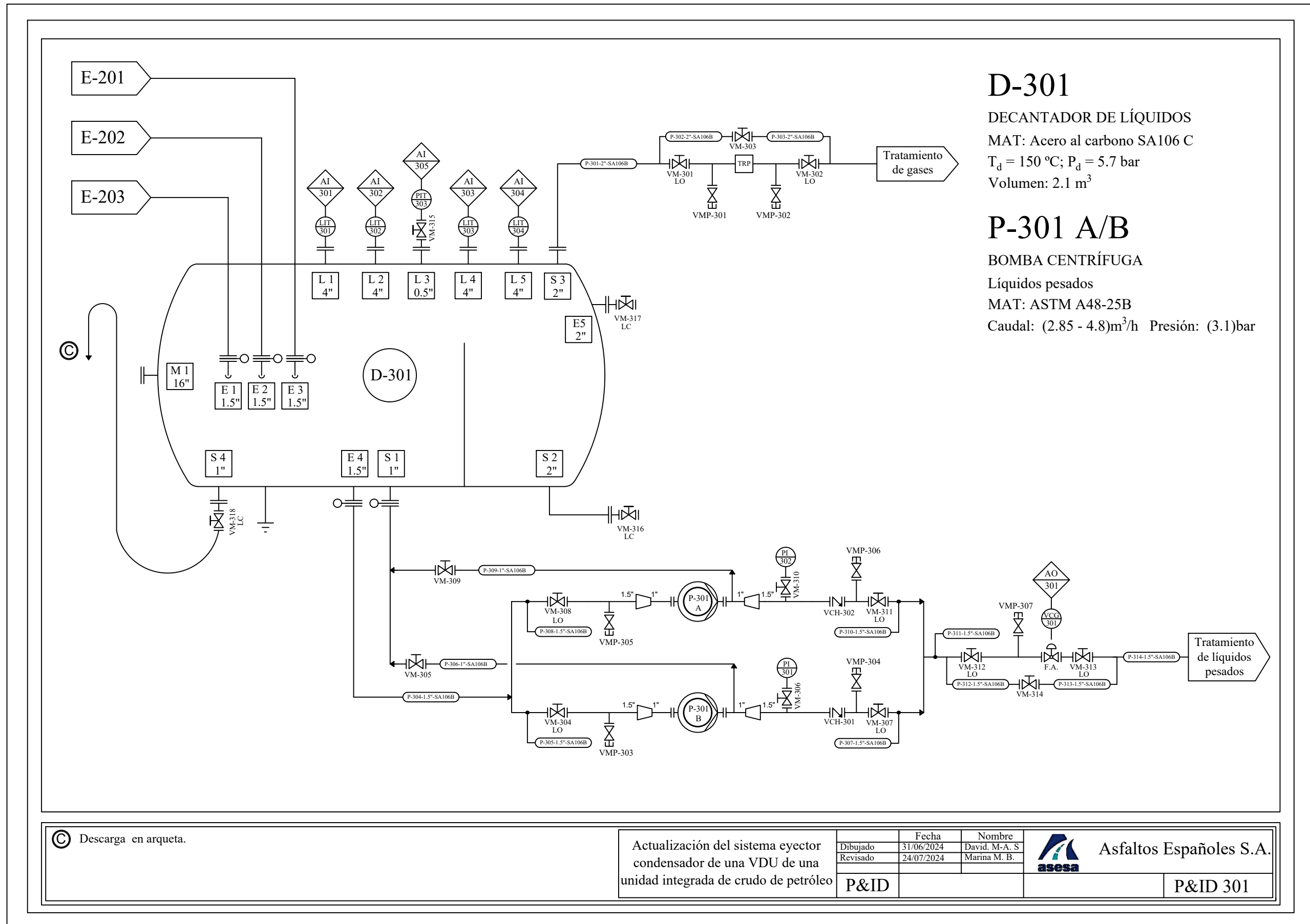


Figura 4.12: P&ID 301.

4.3. Diseño y listado de tuberías

4.3.1 Selección material tuberías.

Para escoger el material de las tuberías se ha contemplado la utilización de acero al carbono SA106.

Comúnmente utilizado en refinerías de petróleo y gas, centrales eléctricas, plantas petroquímicas, calderas y barcos. Este tipo de material para tuberías sin costura, generalmente se usa en áreas para servicios de gases y fluidos a altas temperaturas y presiones, para aumentar la tensión de las tuberías. Son más adecuadas que las tuberías con costura porque hay menos riesgo de fallas.

Exhibe resistencia a la corrosión por sus contenidos en vanadio, tungsteno, molibdeno que aumentan la resistencia al desgaste, además del manganeso que es capaz de desoxidar el acero, aportar resistencia a la corrosión y al desgarre. Este está diseñado para cumplir las normas del Código Internacional de Recipientes a Presión (ASME Sección VIII).

El acero al carbono SA106 se encuentra dividido en tres grados diferentes:

- **Grado A:** Es el de menor resistencia a la tracción y límite elástico además del menor contenido en carbono (0.25%).
- **Grado B:** Tiene mayor resistencia a la tracción, mayor límite elástico y mayor contenido en carbono que el grado A (0.30%).
- **Grado C:** Tiene la mayor resistencia a la tracción y el límite elástico y el mayor contenido en carbono de los tres (0.35%).

Se utiliza el grado B para la mayoría de las tuberías de proceso, a excepción de algunas que son de grado C. Este tipo de grado es particularmente adecuado para procesos industriales que operan a temperaturas superiores a 160°C. Además, gracias a su robustez y estabilidad, el Grado C es altamente eficiente en entornos de presiones mayores.

Para algunas tuberías que se encuentran a temperaturas mayores de 60°C se utiliza como aislante lana de roca.

A continuación, se indica el espesor mínimo del aislamiento para cada diámetro nominal.

ISOVER TECH. Aislamiento Térmico. Espesores mínimos recomendados												
Tuberías		°C Temperatura del fluido <=										
Diámetro nominal		100	150	200	250	300	350	400	450	500	550	500
Di (")	Di (mm)	Espesor de aislamiento (mm)*										
1	34	40	50	60	80	100	120	120	140	160	200	200
1 1/2	48	50	60	80	80	100	120	140	160	180	200	220
2	60	50	60	80	100	100	120	140	160	190	210	220
2 1/2	73	60	80	100	100	110	130	140	170	190	210	230
3	89	60	80	100	110	110	130	150	180	200	220	240
4	114	80	80	110	110	120	140	160	180	210	240	250
6	168	80	80	110	120	130	150	170	190	230	260	280
8	219	80	100	120	130	130	160	180	200	240	270	290
10	273	100	100	120	130	140	170	190	210	250	290	310
12	324	100	100	120	130	140	170	200	220	260	300	320
14	356	120	120	130	140	140	180	200	230	260	300	320
16	407	120	120	130	140	150	180	200	230	270	310	330
18	457	120	120	130	140	150	180	210	240	280	320	340
20	508	120	120	130	140	150	190	210	240	280	320	350
22	559	120	130	140	150	150	190	220	250	290	330	350
24	609	130	140	140	150	150	190	220	250	290	330	360

■ TECH Pipe Section MT 4.0* ■ TECH Pipe Section MT 4.1* ■ TECH Pipe Section MT 4.1 + TECH Wired Mat MT 3.1 (2 o 3 capas)*
■ TECH Pipe Section MT 4.1 + TECH Wired Mat MT 4.2 (2 o 3 capas)* ■ TECH Wired Mat MT 4.2* ■ TECH Wired Mat MT 5.1*
■ TECH Wired Mat MT 6.1*

Figura 4.13: Espesor mínimo recomendado en catálogo^[26].

4.3.2 Listado de tuberías

Tabla 4.2: Listado de tuberías.

Nombre de la tubería	P&ID	Desde	Hacia	Fluido	Material (ASME)	NPS (")	T _{op} (°C)	T _{dis} (°C)	P _{op} (bar)	P _{dis} (bar)	D _i calculado (mm)	Esp. (mm)	SCH	Ais.	Esp ais (mm)	L (m)
P-101-20"-SA106B	101	Columna de vacío	J-101 A/B/C/D	VDU (gas)	SA106 Grado B	20	120	145	0.02	5.7	477.8	4.8	5S	Lana de Roca	120	20.0
P-102-10"-SA106B	101	Columna de vacío	J-101 A/B/C/D	VDU (gas)	SA106 Grado B	10	120	145	0.02	5.7	238.9	4.2	10S	Lana de Roca	120	4 codos
S-103-6"-SA106C	101	ASESA	J-101 A/B/C/D	Vapor (gas)	SA106 Grado C	6	160	185	3.6	5.7	145.9	3.4	10	Lana de Roca	110	ASESA
S-104-6"-SA106C	101	ASESA	J-101 A/B/C/D	Vapor (gas)	SA106 Grado C	6	160	185	3.6	5.7	145.9	3.4	10	Lana de Roca	110	0.5
S-105-6"-SA106C	101	ASESA	J-101 A/B/C/D	Vapor (gas)	SA106 Grado C	6	160	185	3.6	5.7	145.9	3.4	10	Lana de Roca	110	0.5
S-106-4"-SA106C	101	ASESA	J-101 A/B/C/D	Vapor (gas)	SA106 Grado C	4	160	185	3.6	5.7	100.5	4.8	30	Lana de Roca	110	6.0
S-107-2.5"-SA106c	101	ASESA	J-101 A/B/C/D	Vapor (gas)	SA106 Grado C	2 ½	160	185	3.6	5.7	56.2	4.8	30	Lana de Roca	100	3 Tes 1 codo
P-108-12"-SA106C	101	J-101 A/B/C/D	E-201	Mezcla VDU/Vapor (gas)	SA106 Grado C	12	155	180	0.2	5.7	277.3	4.0	5S	Lana de Roca	120	4 codos
P-109-1.5"-SA106B	101	J-101 A/B/C/D	Línea de VDU	Mezcla VDU/Vapor (gas)	SA106 Grado B	1 ½	50	75	1.1	5.7	38.1	3.2	40	—	—	3.0
P-110-1.5"-SA106B	101	J-101 A/B/C/D	Línea de VDU	VDU (gas)	SA106 Grado B	1 ½	50	75	1.1	5.7	38.1	3.2	40	—	—	0.5
P-111-1.5"-SA106B	101	J-101 A/B/C/D	Línea de VDU	VDU (gas)	SA106 Grado B	1 ½	50	75	1.1	5.7	38.1	3.2	40	—	—	0.5
S-112-2"-SA106B	101	ASESA	Línea de VDU	Nitrógeno (gas)	SA106 Grado B	2	25	50	3.6	5.7	50.8	3.2	30	—	—	ASESA
S-113-2"-SA106B	101	ASESA	Línea de VDU	Nitrógeno (gas)	SA106 Grado B	2	25	50	3.6	5.7	50.8	3.2	30	—	—	ASESA
S-114-2"-SA106B	101	ASESA	Línea de VDU	Nitrógeno (gas)	SA106 Grado B	2	25	50	3.6	5.7	50.8	3.2	30	—	—	ASESA
PSV-115-2"-SA106B	101	ASESA	Línea de VDU	Nitrógeno (gas)	SA106 Grado B	2	25	50	5.6	5.7	50.8	3.2	30	—	—	ASESA
PSV-116-2"-SA106B	101	Línea de Nitrógeno	Tratamiento de gases	Nitrógeno (gas)	SA106 Grado B	2	25	50	5.6	5.7	50.8	3.2	30	—	—	ASESA
S-117-2"-SA106B	101	Línea de Nitrógeno	Tratamiento de gases	Nitrógeno (gas)	SA106 Grado B	2	25	50	3.6	5.7	50.8	3.2	30	—	—	ASESA
P-118-8"-SA106B	101	E-201	J-102 A/B/C/D	Mezcla VDU/Vapor (gas)	SA106 Grado B	8	50	75	0.2	5.7	167.8	3.8	10	—	—	2 Tes

Tabla 4.2: Listado de tuberías. (Continuación).

Nombre de la tubería	P&ID	Desde	Hacia	Fluido	Material (ASME)	NPS (")	T _{op} (°C)	T _{dis} (°C)	P _{op} (bar)	P _{dis} (bar)	D _o calculado (mm)	Esp (mm)	SCH	Ais.	Esp ais (mm)	L (m)
S-119-4"-SA106C	101	ASESA	J-102 A/B/C/D	Vapor (gas)	SA106 Grado C	4	160	185	3.6	5.7	93.4	4.8	30	Lana de Roca	110	4.7
S-120-2"-SA106C	101	ASESA	J-102 A/B/C/D	Vapor (gas)	SA106 Grado C	2	160	185	3.6	5.7	46.7	3.2	30	Lana de Roca	80	3.2
P-121-8"-SA106B	101	J-102 A/B/C/D	E-202	Mezcla VDU/Vapor (gas)	SA106 Grado B	8	111	136	0.3	5.7	188.8	3.8	10	Lana de Roca	100	4 Codos
P-122-2.5"- SA106B	101	E-202	J-103 A/B/C/D	Mezcla VDU/Vapor (gas)	SA106 Grado B	2 ½	50	75	0.3	5.7	59.7	4.8	30	—	—	2 Tes
S-123-3"-SA106C	101	ASESA	J-103 A/B/C/D	Vapor (gas)	SA106 Grado C	3	160	185	3.6	5.7	72.6	4.8	30	Lana de Roca	100	4.2
S-124-1.5"- SA106C	101	ASESA	J-103 A/B/C/D	Vapor (gas)	SA106 Grado C	1 ½	160	185	3.6	5.7	36.3	3.2	30	Lana de Roca	80	2 Tes 2 Codos
P-125 -3"-SA106B	101	J-103 A/B/C/D	E-202	Mezcla VDU/Vapor (gas)	SA106 Grado B	3	126	151	1.1	5.7	72.6	4.8	30	Lana de Roca	100	4 Codos
S-201-8"-SA106B	201	ASESA	E-20X	Agua Refrigeración (líquido)	SA106 Grado B	8	28	53	3.5	5.7	195.4	3.8	10S	—	—	ASESA
S-202-8"-SA106B	201	ASESA	E-20X	Agua Refrigeración (líquido)	SA106 Grado B	8	28	53	3.5	5.7	195.4	3.8	10S	—	—	ASESA
S-203-8"-SA106B	201	ASESA	E-20X	Agua Refrigeración (líquido)	SA106 Grado B	8	28	53	3.5	5.7	195.4	3.8	10S	—	—	ASESA
S-204-8"-SA106B	201	ASESA	E-20X	Agua Refrigeración (líquido)	SA106 Grado B	8	28	53	3.5	5.7	195.4	3.8	10S	—	—	9.6
S-205-5"-SA106B	201	ASESA	E-201	Agua Refrigeración (líquido)	SA106 Grado B	5	28	53	3.5	5.7	106.4	4.8	30	—	—	5.2
PSV -206-5"- SA106B	201	E-201	Arqueta	Agua (líquido)	SA106 Grado B	5	38	63	5.6	5.7	107.0	4.8	30	—	—	0.5
PSV -207-5"- SA106B	201	E-201	Arqueta	Agua (líquido)	SA106 Grado B	5	38	63	5.6	5.7	107.0	4.8	30	—	—	3.4
S-208-5"-SA106B	201	E-201	Arqueta	Agua (líquido)	SA106 Grado B	5	38	63	3.5	5.7	107.0	4.8	30	—	—	3.4
P-209-14"- SA106C	201	J-101 C/D	E-201	Mezcla VDU/Vapor (gas)	SA106 Grado C	14	155	180	0.2	5.7	350.8	4.0	5S	Lana de Roca	130	2.4
P-210-14"- SA106C	201	J-101 A/B	E-201	Mezcla VDU/Vapor (gas)	SA106 Grado C	14	155	180	0.2	5.7	350.8	4.0	5S	Lana de Roca	130	2.4

Tabla 4.2: Listado de tuberías. (Continuación).

Nombre de la tubería	P&ID	Desde	Hacia	Fluido	Material (ASME)	NPS (")	T _{op} (°C)	T _{dis} (°C)	P _{op} (bar)	P _{dis} (bar)	D _i calculado (mm)	Esp (mm)	SCH	Ais.	Esp ais (mm)	L (m)
P-211-1.5"-SA106B	201	E-201	D-301	Mezcla VDU/Vapor (líquido)	SA106 Grado B	1 ½	50	75	0.2	5.7	13.7	3.2	30	—	—	13.5
P-212-14"-SA106B	201	E-201	J-102 A/B/C/D	Mezcla VDU/Vapor (gas)	SA106 Grado B	14	50	75	0.2	5.7	335.7	4.0	5S	—	—	0.9
P-213-6"-SA106B	201	ASESA	E-202	Agua (líquida)	SA106 Grado B	6	28	53	3.5	5.7	135.8	3.4	30	—	—	1.8
PSV -214-6"-SA106B	201	E-202	Arqueta	Agua (líquido)	SA106 Grado B	6	38	63	5.6	5.7	135.8	3.4	10	—	—	0.5
PSV -215-6"-SA106B	201	E-202	Arqueta	Agua (líquido)	SA106 Grado B	6	38	63	5.6	5.7	135.8	3.4	10	—	—	0.5
S-216-6"-SA106B	201	E-202	ASESA	Agua (líquido)	SA106 Grado B	6	38	63	3.5	5.7	135.8	3.4	10	—	—	0.5
P-217-16"-SA106B	201	J-102 A/B/C/D	E-202	Mezcla VDU/Vapor (gas)	SA106 Grado B	16	111	136	0.3	5.7	377.5	4.2	5S	Lana de Roca	120	1.1
P-218-1.5"-SA106B	201	E-202	D-301	Mezcla VDU/Vapor (líquido)	SA106 Grado B	1 ½	50	75	0.3	5.7	18.3	3.2	30	—	—	12.5
P-219-5"-SA106B	201	E-202	J-103 A/B/C/D	Mezcla VDU/Vapor (gas)	SA106 Grado B	5	50	75	0.3	5.7	105.8	4.8	30	—	—	0.9
P-220-4"-SA106B	201	ASESA	E-203	Agua Refrigeración (líquido)	SA106 Grado B	4	28	53	3.5	5.7	92.8	4.8	30	—	—	2.2
PSV -221-4"-SA106B	201	E-203	Arqueta	Agua (líquido)	SA106 Grado B	4	38	63	5.6	5.7	93.2	4.8	30	—	—	0.5
PSV -222-4"-SA106B	201	E-203	Arqueta	Agua (líquido)	SA106 Grado B	4	38	63	5.6	5.7	93.2	4.8	30	—	—	10.0
S-223-4"-SA106B	201	E-203	Arqueta	Agua (líquido)	SA106 Grado B	4	38	63	3.5	5.7	93.2	3.4	30	—	—	8.0
P-224-6"-SA106B	201	J-103 A/B/C/D	E-203	Mezcla VDU/Vapor (gas)	SA106 Grado B	6	126	151	1.1	5.7	146.6	3.4	10	Lana de Roca	80	1.0
P-225-1.5"-SA106B	201	E-203	D-301	Mezcla VDU/Vapor (líquido)	SA106 Grado B	1 ½	50	75	1.1	5.7	12.6	3.2	30	—	—	10.0
P-226-2"-SA106B	201	E-203	Tratamiento gases	Mezcla VDU/Vapor (gas)	SA106 Grado B	2	50	75	1.1	5.7	52.6	3.2	30	—	—	7.4

Tabla 4.2: Listado de tuberías. (Continuación).

Nombre de la tubería	P&ID	Desde	Hacia	Fluido	Material (ASME)	NPS (")	T _{op} (°C)	T _{dis} (°C)	P _{op} (bar)	P _{dis} (bar)	D _o calculado (mm)	Esp (mm)	SCH	Ais.	Esp ais (mm)	L (m)
P-301-2"-SA106B	301	D-301	Tratamiento de gases	Mezcla VDU/Vapor (gas)	SA106 Grado B	2	50	75	1.1	5.	52.6	3.2	30	—	—	7.7
P-302-2"-SA106B	301	D-301	Tratamiento de gases	Mezcla VDU/Vapor (gas)	SA106 Grado B	2	50	75	1.1	5.7	52.6	3.2	30	—	—	0.5
P-303-2"-SA106B	301	D-301	Tratamiento de gases	Mezcla VDU/Vapor (gas)	SA106 Grado B	2	50	75	1.1	5.7	52.6	3.2	30	—	—	0.5
P-304-1.5"-SA106B	301	D-301	Tratamiento de líquidos pesados	Mezcla VDU/Vapor (líquido)	SA106 Grado B	1 ½	50	75	1.1	5.7	25.9	3.2	30	—	—	0.1
P-305-1.5"-SA106B	301	D-301	Tratamiento de líquidos pesados	Mezcla VDU/Vapor (líquido)	SA106 Grado B	1 ½	50	75	1.1	5.7	25.9	3.2	30	—	—	0.7
P-306-1"-SA106B	301	D-301	Tratamiento de líquidos pesados	Mezcla VDU/Vapor (líquido)	SA106 Grado B	1	50	75	1.1	5.7	12.3	3.2	30	—	—	0.1
P-307-1.5"-SA106B	301	D-301	Tratamiento de líquidos pesados	Mezcla VDU/Vapor (líquido)	SA106 Grado B	1 ½	50	75	1.1	5.7	25.9	3.2	30	—	—	1.0
P-308-1.5"-SA106B	301	D-301	Tratamiento de líquidos pesados	Mezcla VDU/Vapor (líquido)	SA106 Grado B	1 ½	50	75	1.1	5.7	25.9	3.2	30	—	—	1.4
P-309-1"-SA106B	301	D-301	Tratamiento de líquidos pesados	Mezcla VDU/Vapor (líquido)	SA106 Grado B	1	50	75	1.1	5.7	12.3	3.2	30	—	—	1.0
P-310-1.5"-SA106B	301	D-301	Tratamiento de líquidos pesados	Mezcla VDU/Vapor (líquido)	SA106 Grado B	1 ½	50	75	1.1	5.7	25.9	3.2	30	—	—	0.3
P-311-1.5"-SA106B	301	D-301	Tratamiento de líquidos pesados	Mezcla VDU/Vapor (líquido)	SA106 Grado B	1 ½	50	75	1.1	5.7	25.9	3.2	30	—	—	0.3
P-312-1.5"-SA106B	301	D-301	Tratamiento de líquidos pesados	Mezcla VDU/Vapor (líquido)	SA106 Grado B	1 ½	50	75	1.1	5.7	25.9	3.2	30	—	—	0.5
P-313-1.5"-SA106B	301	D-301	Tratamiento de líquidos pesados	Mezcla VDU/Vapor (líquido)	SA106 Grado B	1 ½	50	75	1.1	5.7	25.9	3.2	30	—	—	0.5
P-314-1.5"-SA106B	301	D-301	Tratamiento de líquidos pesados	Mezcla VDU/Vapor (líquido)	SA106 Grado B	1 ½	50	75	1.1	5.7	25.9	3.2	30	—	—	3.0

4.4. Listado de válvulas

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

Tabla 4.3: Comparativa de los tipos de válvulas.

Tipo de válvula	Características
Bola	<ul style="list-style-type: none"> • Bajo coste • Altas capacidades de flujo • Baja pérdida de carga en las configuraciones con paso total • Buena estanqueidad • Rapidez de maniobra • No requiere lubricación • Algunos flujos pueden quedar atrapados en la válvula en posición cerrada
Compuerta	<ul style="list-style-type: none"> • Más económica que la de bola • Diseño y funcionamiento sencillo • Se requiere bastante fuerza para accionarlas • No conveniente para regulación
Mariposa	<ul style="list-style-type: none"> • Compactas • Estanqueidad total • Baja pérdida de carga • Requiere poco mantenimiento • Respuesta lenta • Alta torsión sobre el eje al momento de accionarse
Globo	<ul style="list-style-type: none"> • Buena estrangulación sin casi ningún desgaste del disco o asiento. • Para uso general, gas, líquido, vapor, fluidos corrosivos y viscosos • Respuesta de accionamiento rápida • Gran capacidad de regulación • Pérdida de carga considerable

Debido a que las válvulas de compuerta son las más económicas, gracias a su diseño sencillo que facilita su operación manual, se utilizarán como válvulas manuales en el sistema. Por otro lado, se utilizarán válvulas de globo como válvulas controladoras y automáticas debido a su gran capacidad de regulación y su diseño, en el que la parte móvil (el vástago) se desplaza verticalmente para abrir o cerrar la válvula de manera controlada. Esta característica hace que las válvulas de globo sean especialmente adecuadas para aplicaciones automáticas en tuberías de gran tamaño, se consideran tuberías grandes aquellas con un diámetro igual o superior a 4 pulgadas. Por este motivo, en tuberías de grandes diámetros, las válvulas de bola pueden presentar problemas, ya que, al operar mediante el giro de una esfera con un orificio central que permite o bloquea el paso del fluido, pueden acumular sedimentos, partículas o materiales dentro de la válvula que dificulten el giro de la bola. En estos casos, cuando la válvula de bola se obstruye la resistencia al movimiento aumenta considerablemente, dificultando la apertura o cierre de la válvula. Este problema se agrava en tuberías de gran tamaño, donde la fuerza requerida para superar la obstrucción y mover la bola puede ser demasiado elevadas, incluso para actuadores automáticos. Por ende, se plantea su uso en pequeñas líneas de agua.

En el apartado anexo: A.1.2. *Selección de grados de fuga de las válvulas de control* se encuentra una tabla que detalla la justificación de la selección del grado de fuga para cada válvula de control del proyecto.

Tabla 4.4: Listado de válvulas.

TAG	P&ID	Nombre tubería	NPS (")	Descripción y tipo de instrumentación	IO	Aplicación	Conexión	Fabricante	Modelo	Material	En fallo	Grado Fuga
VAG-101 ^[2]	101	S-103-6"-SA106C	6	Válvula automática de globo	DO	A/C paso del flujo de vapor de agua	Bridada	Emerson	D y DA Fisher™	SA106C	Abre	VI
VCG-102 ^[2]	101	P-109-1.5"-SA106B	1.5	Válvula controladora de globo	AO	Controla la presión de la VDU	Bridada	Emerson		SA106B	Cierra	VI
VAB-101 ^[3]	101	S-112-2"-SA106B	2	Válvula automática de bola	DO	A/C paso del flujo de nitrógeno	Bridada	Emerson	Vee-Ball™ V300 Fisher™	SA106B	Abre	IV
VCH-101 ^[42]	101	S-103-6"-SA106C	6	Válvula antirretorno	—	Evitar flujo inverso	Bridada	Tecofi	CB 6450	SS 316	—	—
VCH-102 ^[42]	101	S-104-6"-SA106B	6	Válvula antirretorno	—	Evitar flujo inverso	Bridada	Tecofi	CB 6450	SS 316	—	—
VCH-103 ^[43]	101	P-109-1.5"-SA106B	1.5	Válvula antirretorno	—	Evitar flujo inverso	Bridada	Tecofi	CB 6140	SS ASTM A351 CF8M	—	—
VCH-104 ^[43]	101	P-110-1.5"-SA106B	1.5	Válvula antirretorno	—	Evitar flujo inverso	Bridada	Tecofi	CB 6140	SS ASTM A351 CF8M	—	—
VCH-105 ^[43]	101	S-112-2"-SA106B	2	Válvula antirretorno	—	Evitar flujo inverso	Bridada	Tecofi	CB 6140	SS ASTM A351 CF8M	—	—
VCH-106 ^[43]	101	P-113-2"-SA106B	2	Válvula antirretorno	—	Evitar flujo inverso	Bridada	Tecofi	CB 6140	SS ASTM A351 CF8M	—	—
VM-101 ^[31]	101	P-101-20"-SA106B	20	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	NP-F620-EP	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-102 ^[9]	101	P-101-20"-SA106B	0.5	Manifold en línea	—	Mantenimiento	Roscada	Emerson	Rosemount™ 306	SST 316	—	—
VM-103 ^[30]	101	P-102-10"-SA106B	10	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-104 ^[30]	101	S-103-6"-SA106C	6	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-105 ^[30]	101	S-104-6"-SA106C	6	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-106 ^[30]	101	S-103-6"-SA106C	6	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-107 ^[50]	101	S-103-6"-SA106C	0.5	Válvula de cierre para manómetro	—	Mantenimiento	Roscada	WIKA	AC 09.02	SS 316Ti	—	—
VM-108 ^[30]	101	S-107-2.5"-SA106C	2.5	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-109 ^[30]	101	P-108-12"-SA106B	12	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-110 ^[28]	101	P-109-1.5"-SA106B	1.5	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Roscada	NIBCO	T-176-SS	300 Series Stainless Steel	—	—
VM-111 ^[28]	101	P-110-1.5"-SA106B	1.5	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Roscada	NIBCO	T-176-SS	300 Series Stainless Steel	—	—
VM-112 ^[28]	101	P-109-1.5"-SA106B	1.5	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Roscada	NIBCO	T-176-SS	300 Series Stainless Steel	—	—

Tabla 4.4: Listado de válvulas. (Continuación).

TAG	P&ID	Nombre tubería	NPS (")	Descripción y tipo de instrumentación	IO	Aplicación	Conexión	Fabricante	Modelo	Material	En fallo	Grado Fuga
VM-113 ^[30]	101	S-112-2"- SA106B	2	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-114 ^[30]	101	S-113-2"- SA106B	2	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-115 ^[30]	101	S-112-2"- SA106B	2	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-116 ^[30]	101	PSV-115-2"- SA106B	2	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-117 ^[50]	101	PSV-115-2"- SA106B	0.5	Válvula de cierre para manómetro	—	Mantenimiento	Roscada	WIKA	AC 09.02	SS 316Ti	—	—
VM-118 ^[30]	101	PSV-116-2"- SA106B	2	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-119 ^[50]	101	S-117-2"- SA106B	0.5	Válvula de cierre para manómetro	—	Mantenimiento	Roscada	WIKA	AC 09.02	SS 316Ti	—	—
VM-120 ^[30]	101	S-117-2"- SA106B	2	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-121 ^[30]	101	P-118-8"- SA106B	8	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-122 ^[30]	101	S-120-2"- SA106C	2	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-123 ^[30]	101	P-121-8"- SA106B	8	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-124 ^[30]	101	P-122-2.5"- SA106B	2.5	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-125 ^[30]	101	S-124-2"- SA106C	2	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-126 ^[30]	101	P-125-3"- SA106B	3	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VMP- 101 ^[44]	101	S-103-6"- SA106C	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP- 102 ^[44]	101	S-107-2.5"- SA106C	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP- 103 ^[44]	101	P-109-1.5"- SA106B	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP- 104 ^[44]	101	S-112-2"- SA106B	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP- 105 ^[44]	101	S-120-2"- SA106C	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP- 106 ^[44]	101	S-124-2"- SA106C	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VAG- 201 ^[2]	201	S-201-8"- SA106B	8	Válvula automática de globo	DO	A/C paso del flujo de vapor de agua	Bridada	Emerson	D y DA Fisher™	SA106B	Abre	III

Tabla 4.4: Listado de válvulas. (Continuación).

TAG	P&ID	Nombre tubería	NPS (“)	Descripción y tipo de instrumentación	IO	Aplicación	Conexión	Fabricante	Modelo	Material	En fallo	Grado Fuga
VCH-201 ^[36]	201	S-201-8”-SA106B	8	Válvula antirretorno	—	Evitar flujo inverso	Bridada	Gaer	ER-V13-331 (S14)	SA106B	—	—
VCH-202 ^[36]	201	S-202-8”-SA106B	8	Válvula antirretorno	—	Evitar flujo inverso	Bridada	Gaer	ER-V13-331 (S14)	SA106B	—	—
VM-201 ^[30]	201	S-201-8”-SA106B	8	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-202 ^[30]	201	S-202-8”-SA016B	8	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-203 ^[30]	201	S-201-8”-SA106B	8	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-204 ^[50]	201	S-201-8”-SA106B	0.5	Válvula de cierre para manómetro	—	Mantenimiento	Roscada	WIKA	AC 09.02	SS 316Ti	—	—
VM-205 ^[31]	201	S-205-5”-SA106B	5	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	NP-F620-EP	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-206 ^[31]	201	PSV-206-5”-SA106B	5	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	NP-F620-EP	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-207 ^[31]	201	PSV-207-5”-SA106B	5	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	NP-F620-EP	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-208 ^[50]	201	S-208-5”-SA106B	0.5	Válvula de cierre para manómetro	—	Mantenimiento	Roscada	WIKA	AC 09.02	SS 316Ti	—	—
VM-209 ^[31]	201	S-205-5”-SA106B	5	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	NP-F620-EP	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-210 ^[30]	201	S-213-6”-SA106B	6	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-211 ^[30]	201	PSV-213-6”-SA106B	6	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-212 ^[30]	201	PSV-214-6”-SA106B	6	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-213 ^[50]	201	S-2016-6”-SA106B	0.5	Válvula de cierre para manómetro	—	Mantenimiento	Roscada	WIKA	AC 09.02	SS 316Ti	—	—
VM-214 ^[30]	201	S-213-6”-SA106B	6	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-215 ^[30]	201	S-220-4”-SA106B	4	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-216 ^[30]	201	PSV-221-2”-SA106B	4	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-217 ^[30]	201	PSV-222-2”-SA106B	4	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-218 ^[50]	201	S-223-4”-SA106B	0.5	Válvula de cierre para manómetro	—	Mantenimiento	Roscada	WIKA	AC 09.02	SS 316Ti	—	—
VM-219 ^[30]	201	S-220-4”-SA106B	4	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VMP-201 ^[44]	201	S-201-8”-SA106B	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP-202 ^[44]	201	S-205-5”-SA106B	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP-203 ^[44]	201	PSV-206-5”-SA106B	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—

Tabla 4.4: Listado de válvulas. (Continuación).

TAG	P&ID	Nombre tubería	NPS (“)	Descripción y tipo de instrumentación	IO	Aplicación	Conexión	Fabricante	Modelo	Material	En fallo	Grado Fuga
VMP-204 ^[44]	201	E-201 (S4 1”)	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP-205 ^[44]	201	E-201 (S5 1”)	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP-206 ^[44]	201	S-213-6”-SA106B	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP-207 ^[44]	201	PSV-214-6”-SA106B	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP-208 ^[44]	201	E-202 (S9 1”)	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP-209 ^[44]	201	E-202 (S10 1”)	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP-210 ^[44]	201	S-220-4”-SA106B	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP-211 ^[44]	201	PSV-221-4”-SA106B	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP-212 ^[44]	201	E-203 (S14 1”)	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP-213 ^[44]	201	E-203 (S15 1”)	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VCG-301 ^[2]	301	P-311-1.5”-SA106B	1.5	Válvula controladora de globo	AO	Controla el nivel de la interfase en D-301	Bridada	Emerson	D y DA Fisher™	SA106B	Cierra	IV
VCH-301 ^[36]	301	P-307-1.5”-SA106B	1.5	Válvula antirretorno	—	Evitar flujo inverso	Bridada	Gaer	ER-V13-331 (S14)	SA106B	—	—
VCH-302 ^[36]	301	P-310-1.5”-SA106B	1.5	Válvula antirretorno	—	Evitar flujo inverso	Bridada	Gaer	ER-V13-331 (S14)	SA106B	—	—
VM-301 ^[30]	301	P-301-2”-SA106B	2	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-302 ^[30]	301	P-301-2”-SA106B	2	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-303 ^[30]	301	P-302-2”-SA106B	2	Válvula de compuerta	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-617-13	ASTM A 276 S31600SS	—	—
VM-304 ^[29]	301	P-305-1.5”-SA106B	1.5	Válvula de bola	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-535-CS-F-66-FS	SS 316Ti	—	—
VM-305 ^[29]	301	P-306-1”-SA106B	1	Válvula de bola	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-535-CS-F-66-FS	SS 316Ti	—	—
VM-306 ^[50]	301	P-305-1.5”-SA106B	0.5	Válvula de cierre para manómetro	—	Mantenimiento	Roscada	WIKA	AC 09.02	SS 316Ti	—	—
VM-307 ^[29]	301	P-305-1.5”-SA106B	1.5	Válvula de bola	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-535-CS-F-66-FS	SS 316Ti	—	—
VM-308 ^[29]	301	P-308-1.5”-SA106B	1.5	Válvula de bola	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-535-CS-F-66-FS	SS 316Ti	—	—
VM-309 ^[29]	301	P-309-1”-SA106B	1	Válvula de bola	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-535-CS-F-66-FS	SS 316Ti	—	—

Tabla 4.4: Listado de válvulas. (Continuación).

TAG	P&ID	Nombre tubería	NPS (")	Descripción y tipo de instrumentación	IO	Aplicación	Conexión	Fabricante	Modelo	Material	En fallo	Grado Fuga
VM-310 ^[50]	301	P-308-1.5"-SA106B	0.5	Válvula de cierre para manómetro	—	Mantenimiento	Roscada	WIKA	AC 09.02	SS 316Ti	—	—
VM-311 ^[29]	301	P-308-1.5"-SA106B	1.5	Válvula de bola	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-535-CS-F-66-FS	SS 316Ti	—	—
VM-312 ^[29]	301	P-311-1.5"-SA106B	1.5	Válvula de bola	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-535-CS-F-66-FS	SS 316Ti	—	—
VM-313 ^[29]	301	P-311-1.5"-SA106B	1.5	Válvula de bola	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-535-CS-F-66-FS	SS 316Ti	—	—
VM-314 ^[29]	301	P-312-1.5"-SA106B	1.5	Válvula de bola	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-535-CS-F-66-FS	SS 316Ti	—	—
VM-315 ^[50]	301	D-301 (L3 0.5")	0.5	Válvula de cierre para manómetro	—	Mantenimiento	Roscada	WIKA	AC 09.02	SS 316Ti	—	—
VM-316 ^[29]	301	D-301 (S2 2")	2	Válvula de bola	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-535-CS-F-66-FS	SS 316Ti	—	—
VM-317 ^[29]	301	D-301 (E5 2")	2	Válvula de bola	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-535-CS-F-66-FS	SS 316Ti	—	—
VM-318 ^[29]	301	D-301 (S5 1")	1	Válvula de bola	—	Mantenimiento	Bridada	NIBCO	F-535-CS-F-66-FS	SS 316Ti	—	—
VMP-301 ^[44]	301	P-301-1"-SA106B	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP-302 ^[44]	301	P-301-1"-SA106B	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP-303 ^[44]	301	P-305-1"-SA106B	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP-304 ^[44]	301	P-307-1"-SA106B	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP-305 ^[44]	301	P-308-1"-SA106B	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP-306 ^[44]	301	P310-1"-SA106B	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—
VMP-307 ^[44]	301	P-311-1"-SA106B	1	Válvula de purga	—	Purgar la línea	Bridada	DBB	NRGD Valves	SS 316 L	—	—

4.5. Lista de instrumentos

Tabla 4.5: Listado de instrumentos.

TAG	P&ID	Línea o equipo	NPS (")	Señal (mA)	Canal asignado	Descripción	Tipo	Conexión	Fabricante	Modelo	Material	Rango de medición	Precisión
PIT-101 ^[51]	101	P-101-20"-SA106B	0.5	4-20	Panel Planta	Transmisor e indicador de presión	Piezorresistivo	Roscada	EMERSON	Rosemount™ 3051	SS 316L	—	± 0.04 %
PIT-102 ^[49]	101	S-103-6"-SA106C	0.5	4-20	Panel Planta	Transmisor e indicador de presión	Muelle	Roscada	intelliGAUGE	PGT23	SS 316L	0 a 6 bar	± 1.0%
PT-103 ^[52]	101	PSV-115-2"-SA106B	0.5	4-20	Panel	Transmisor de presión	Piezorresistivo	Roscada	WIKA	S-20	SS 316L	0 a 6 bar	± 0.25 %
PIT-104 ^[49]	101	S-117-2"-SA106B	0.5	4-20	Panel Planta	Transmisor e indicador de presión	Muelle	Roscada	intelliGAUGE	PGT23	SS 316L	0 a 6 bar	± 1.0%
TIT-101 ^[7]	101	S-103-6"-SA106C	0.25	4-20	Panel Planta	Transmisor, indicador de temperatura y termopozo	RTD	Soldado	EMERSON	Rosemount™ 3144P, Rosemount™ 214C RTD y Rosemount™ 114C	SS 316L	0 a 200 °C	± 0.15 °C
FIT-101 ^[10]	101	S-103-6"-SA106C	6	4-20	Panel Planta	Transmisor e indicador de flujo	Vortice	Bridada	EMERSON	Rosemount 8800	SS 316L	0 a 3 t/h	± 1.2 %
PIT-201 ^[49]	201	S-201-8"-SA106B	0.5	4-20	Panel Planta	Transmisor e indicador de presión	Muelle	Roscada	intelliGAUGE	PGT23	SS 316L	0 a 6 bar	± 1.0%
PI-202 ^[32]	201	S-208-5"-SA106B	0.5	—	Planta	Indicador de presión	Muelle	Roscada	NUOVA FIMA	MGS18	SS 316L	0 a 6 bar	± 0.05 bar
PI-203 ^[32]	201	S-216-6"-SA106B	0.5	—	Planta	Indicador de presión	Muelle	Roscada	NUOVA FIMA	MGS18	SS 316L	0 a 6 bar	± 0.05 bar
PI-204 ^[32]	201	S-223-4"-SA106B	0.5	—	Planta	Indicador de presión	Muelle	Roscada	NUOVA FIMA	MGS18	SS 316L	0 a 6 bar	± 0.05 bar
TIT-201 ^[7]	201	S-201-8"-SA106B	0.25	4-20	Panel Planta	Transmisor, indicador de temperatura y termopozo	RTD	Soldado	EMERSON	Rosemount™ 3144P, Rosemount™ 214C RTD y Rosemount™ 114C	SS 316L	0 a 60 °C	± 0.15 °C
TIT-202 ^[7]	201	S-208-5"-SA106B	0.25	4-20	Panel Planta	Transmisor, indicador de temperatura y termopozo	RTD	Soldado	EMERSON	Rosemount™ 3144P, Rosemount™ 214C RTD y Rosemount™ 114C	SS 316L	0 a 60 °C	± 0.15 °C
TI-203 ^[51]	201	P-211-1.5"-SA106B	0.25	—	Planta	Indicador de temperatura y termopozo	Bimetálico	Soldado	WIKA	TG54 y TW25	SS 316	0 a 60°C	± 1.0%
TIT-204 ^[7]	201	S-216-6"-SA106B	0.25	4-20	Panel Planta	Transmisor, indicador de temperatura y termopozo	RTD	Soldado	EMERSON	Rosemount™ 3144P, Rosemount™ 214C RTD y Rosemount™ 114C	SS 316L	0 a 60 °C	± 0.15 °C
TI-205 ^[51]	201	P-218-1.5"-SA106B	0.25	—	Planta	Indicador de temperatura y termopozo	Bimetálico	Soldado	WIKA	TG54 y TW25	SS 316	0 a 60 °C	± 1.0%
TIT-206 ^[7]	201	S-223-4"-SA106B	0.25	4-20	Panel Planta	Transmisor, indicador de temperatura y termopozo	RTD	Soldado	EMERSON	Rosemount™ 3144P, Rosemount™ 214C RTD y Rosemount™ 114C	SS 316L	0 a 60 °C	± 0.15 °C

Tabla 4.5: Listado de instrumentos. (Continuación).

TAG	P&ID	Línea o equipo	NPS (")	Señal (mA)	Canal asignado	Descripción	Tipo	Conexión	Fabricante	Modelo	Material	Rango de medición	Precisión
TI-207 ^[51]	201	P-225-1.5"-SA106B	0.25	—	Planta	Indicador de temperatura y termopozo	Bimetálico	Soldado	WIKA	TG54 y TW25	SS 316	0 a 60 °C	± 1.0%
FI-201 ^[6]	201	S-205-5"-SA106B	5	—	Planta	Indicador de flujo	Placa de orificio	Bridada	EMERSON	Rosemount™ 3051SFC	SS 316L	0 a 100 t/h	± 0.04%
FI-202 ^[6]	201	S-213-6"-SA106B	6	—	Planta	Indicador de flujo	Placa de orificio	Bridada	EMERSON	Rosemount™ 3051SFC	SS 316L	0 a 100 t/h	± 0.04%
FI-203 ^[6]	201	S-220-4"-SA106B	4	—	Planta	Indicador de flujo	Placa de orificio	Bridada	EMERSON	Rosemount™ 3051SFC	SS 316L	0 a 100 t/h	± 0.04%
PI-301 ^[32]	301	P-305-1.5"-SA106B	0.5	—	Planta	Indicador de presión	Muelle	Roscada	NOUVA FIMA	MGS18	SS 316L	0 a 6 bar	± 0.05 bar
PI-302 ^[32]	301	P-308-1.5"-SA106B	0.5	—	Planta	Indicador de presión	Muelle	Roscada	NOUVA FIMA	MGS18	SS 316L	0 a 6 bar	± 0.05 bar
PIT-303 ^[49]	301	D-301 (L3 0.5")	0.5	4-20	Panel Planta	Transmisor e indicador de presión	Muelle	Roscada	intelliGAUGE	PGT23	SS 316L	0 a 6 bar	± 1.0%
LIT-301 ^[8]	301	D-301 (L1 4")	4	4-20	Panel Planta	Transmisor e indicador de nivel	Radar sin contacto	Bridada	EMERSON	Rosemount™ 5408	SS 316L	0 a 100 %	± 0.2%
LIT-302 ^[8]	301	D-301 (L2 4")	4	4-20	Panel Planta	Transmisor e indicador de nivel	Radar sin contacto	Bridada	EMERSON	Rosemount™ 5408	SS 316L	0 a 100 %	± 0.2%
LIT-303 ^[8]	301	D-301 (L4 4")	4	4-20	Panel Planta	Transmisor e indicador de nivel	Radar sin contacto	Bridada	EMERSON	Rosemount™ 5408	SS 316L	0 a 100 %	± 0.2%
LIT-304 ^[8]	301	D-301 (L5 4")	4	4-20	Panel Planta	Transmisor e indicador de nivel	Radar sin contacto	Bridada	EMERSON	Rosemount™ 5408	SS 316L	0 a 100 %	± 0.2%

4.6. Diseño de equipos

4.6.1 Simulación en Aspen Plus

- **Motivación**

La realización de vacío mediante eyectores de vapor conlleva la mezcla de este junto a los hidrocarburos aspirados. Esta combinación da lugar a un comportamiento complejo debido a las diferencias en las propiedades moleculares de los compuestos, lo que resulta en un sistema no ideal.

Los hidrocarburos son compuestos orgánicos formados principalmente por carbono e hidrógeno. Se clasifican principalmente en dos grupos: alifáticos y aromáticos. Los hidrocarburos aromáticos son aquellos que se enlazan en alternancia de enlaces simples y dobles, en forma de anillos. Al contrario, los hidrocarburos alifáticos no implican esta alternancia y pueden ser de cadena abierta, cerrada o cíclicos.

Una de las principales propiedades de los hidrocarburos, es la apolaridad. Esto se debe a que las moléculas se encuentran energéticamente equilibradas. De tal manera, que no se producen cargas eléctricas en las mismas. Por otro lado, las moléculas de agua son polares, dado que tienen una distribución desigual de cargas eléctricas.

Teniendo en cuenta, el comportamiento de la mezcla y que se trata de una mezcla multicomponente, se ha decidido utilizar el *software* Aspen Plus, para la realización de balances de materia y energía, a de más de para la obtención de propiedades de las diferentes corrientes y datos sobre equilibrio líquido-vapor. De esta manera poder trabajar con valores más próximos al comportamiento del sistema.

- **Modelo termodinámico**

El *software* Aspen Plus, cuenta con una gran base de datos actualizada. Esta contiene miles de compuestos junto a sus propiedades. El *software* utiliza los diferentes modelos termodinámicos para el cálculo de propiedades en mezclas multicomponente y en equilibrio líquido-vapor.

Para la simulación se ha escogido el modelo teniendo en cuenta que se trata de una mezcla multicomponente de compuestos apolares (hidrocarburos) y polares (agua). El modelo *Non Random Two Liquids*, NRTL, es un modelo basado en los coeficientes de actividad ampliamente utilizado y muy estudiado. El modelo fue creado por *Renon* y *Prausnitz* en 1968. Este es aplicable a sistemas multicomponentes y parcialmente miscibles, lo cual lo convierte en un modelo óptimo para la simulación del sistema.^[22]

- **Comparación con tablas de vapor**

Dado que una parte importante de las líneas del proceso están compuestas principalmente por vapor, se decide contrastar los valores de caudal volumétrico de las líneas de vapor con el resultante del uso con tablas de vapor^[27]. De esta manera se ha obtenido la siguiente tabla:

Tabla 4.6: Comparativa de caudales volumétricos.

	Unidades	ST1	ST2	ST3	C1	C2	C3
Presión	kPa	363	363	363	16	34	108
Temperatura	°C	160	160	160	155	112	126
Volumen másico	L/kg	555	555	555	13805	5324	1699
Caudal Tablas	m ³ /h	719	497	300	21334	8904	1433
Caudal Aspen		714	494	298	17394	8059	1215
Desviación %		0.7	0.7	0.7	18.5	9.5	15.3

Como se puede observar en la última fila de la tabla anterior, en las corrientes de vapor ST1, ST2 y ST3, la desviación no supera el 0.7%, mientras que en las líneas C1, C2 y C3, llega a alcanzar el 18.5%. Esta desviación queda justificada si se tiene en cuenta que el 15-30% en composición másica de estas líneas no es vapor.

Dado que el punto débil del modelo termodinámico es la simulación de grandes cantidades de agua debido a la complejidad de su comportamiento y propiedades del compuesto, y en este caso la desviación es menor al 1%, lo cual no afecta el dimensionamiento de los equipos, se consideran válidos los valores obtenidos en Aspen Plus.

4.6.2 Requerimiento energético y redes de servicio.

A continuación, se pretende estimar el requerimiento de vapor y agua necesario para el funcionamiento del sistema de vacío. Para ello, se calcula el consumo de las diferentes etapas siguiendo el modelo de cálculo presentado en el Anexo A.1.1, en combinación con la simulación realizada en el *software* “Aspen Plus”.

- **Condiciones de operación**

La presión de operación de los eyectores se ha definido según la bibliografía, a excepción de la primera etapa. Inicialmente, se optó por 76 mmHg, propuestos por la literatura. Sin embargo, dado que la temperatura de operación de los condensadores es de 50°C, esta presión resultaría insuficiente para condensar gran parte del vapor, incrementando así, el caudal de aspiración de la siguiente etapa y, por ende, el consumo de vapor global. Por ello se ha estudiado como afecta dicha presión al consumo del sistema, concluyendo que esta primera etapa debe operar a la mayor presión posible que permita el método, 120 mmHg, en impulsión.

A continuación, se resume las condiciones de operación de cada etapa.

Tabla 4.7: Presión de operación de las diferentes etapas de eyectores.

	Succión	Impulsión	Perdida de carga condensadores	Unidades
1ª etapa	12	120	9	mmHg
2ª etapa	111	254	8	mmHg
3ª etapa	246	813	29	mmHg

- **Necesidad de vapor y agua de refrigeración.**

Una vez se han definido las presiones de operación de cada una de las etapas, se procede con el cálculo del vapor y el agua necesarios. El cálculo se realiza mediante dos herramientas, por un lado, el método anteriormente explicado, y por otro, el *software* Aspen Plus, encargado de definir las pérdidas de carga y los caudales de vapor e incondensables provenientes de las condensaciones intermedias. Por ello, a su vez, se han diseñado los tres condensadores.

De tal forma, en la Tabla 4.8, en negrita, se definen los caudales de vapor y agua de refrigeración necesarios, acompañado de los valores necesarios para el cálculo como caudales de trabajo, masas moleculares, relaciones de presión (Compresión, R1; Expansión, R2 y R3) y los factores de corrección. Estos últimos, extraídos gráficamente de las figuras A.1, A.2 y A.3, ver en Anexo A.1.1.

Tabla 4.8: Propiedades de trabajo del sistema de eyectores.

	Unidades	1ª Etapa	2ª Etapa	3ª Etapa
W_{gas}	kg/h	250	249	237
W_{vap}	kg/h	—	527	65
W_{tot}	kg/h	250	776	303
R_1	—	226.8	24.6	11.1
R_2	—	10.0	2.3	3.3
R_3	—	7.6	1.47	2.85
$R_{t, \text{vap}}$	—	0.84	0.98	0.98
$R_{t, \text{gas}}$	—	0.88	0.99	0.99
$w_{\text{m gas}}$	g/mol	37.5	37.5	36.2
$R_{\text{wm, gas}}$	—	1.12	1.12	1.10
W_{m}	kg/h	1295	896	541
$W_{\text{m tot.}}$	kg/h		2732	
		E-201	E-202	E-203
Calor	kW	455	890	441
Agua	t/h	47.6	76.7	36.2
Agua tot.	t/h		160.4	

4.6.3 Dimensionamientos eyectores

La capacidad de generar vacío de los eyectores es gracias a su geometría interna y externa, es por ello que, un correcto dimensionamiento de los eyectores es crucial para el desempeño del trabajo del equipo. Sin embargo, es necesario destacar la falta de información actualizada y específica sobre el dimensionamiento interno de eyectores, por ello se ha decidido dejar fuera del alcance este aspecto. Independientemente, si se ha encontrado información sobre el dimensionamiento y la geometría externa. Por lo cual, se ha realizado el dimensionamiento externo, para ello se hará referencia a la información tabulada y estandarizada proporcionada por la empresa *Schutte & Koerting*, la cual es de acceso público en su página web.

Schutte & Koerting es una empresa fundada en 1876, reconocida por su gran presencia en la industria petroquímica y energética. La empresa se dedica al diseño y fabricación de equipos industriales como eyectores, condensadores y mezcladores. Sus productos cumplen con los diferentes estándares y normativas actuales, asegurando calidad, seguridad y eficiencia^[40].

La marca pone a disposición los estándares de construcción de eyectores a través del documento *Steam Jet Ejectors*^[41]. En dicho documento se expone información sobre estos equipos, las diferentes combinaciones, materiales, etc. A de más, se expone en la figura 556, expuesta a continuación (Tabla 4.9), los estándares de construcción de los eyectores de una etapa, donde a su vez, se explica que estos estándares son aplicados de igual manera a los sistemas multietapa^[41].

En primera instancia hay que clasificar la geometría de los eyectores mediante la Figura 4.14: Geometría eyector.

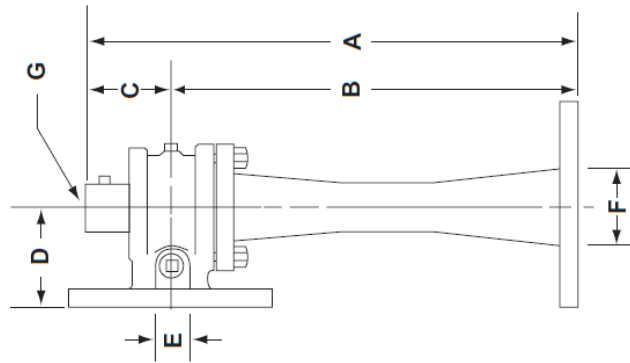


Figura 4.14: Geometría evector.

A continuación, se exponen los estándares de construcción de estos. Cabe mencionar que las medidas E, F y G, tabuladas a continuación, están estandarizados según la normativa ASME.

Tabla 4.9: Estándares de construcción de los eectores. (A-D en mm, E-G en in, Peso en kg)^[41].

A	B	C	D	E	F	G	Peso Neto
288	225	61	73	1	1	3/4	6
418	337	81	86	1.5	1.5	1	8
548	449	98	92	2	2	5/4	16
676	561	116	98	2.5	2.5	1.5	29
805	672	133	117	3	3	2	38
1078	897	181	149	4	4	2.5	48
1368	1165	203	191	6	5	3	136
1635	1384	249	191	6	6	3	204

Mediante la información proporcionada en la Tabla 4.9 se opta por dimensionar los diferentes equipos en función del diámetro de admisión requerido por la línea. Esto dejaría fuera del dimensionamiento los eectores J-101 y J-102, ya que los equipos que requieren dimensiones superiores a las tabuladas se deben diseñar independientemente. Aún y así, dado que las dimensiones tabuladas siguen un crecimiento lineal en función del diámetro de admisión, se ha decidido extrapolar ambas las dimensiones. Este estudio puede seguirse en el Anexo A.1.3, basándose en la siguiente información.

Tabla 4.10: Características del flujo y diámetro de admisión de los diferentes eectores.

	Admisión		
	Caudal (m ³ /s)	Velocidad (m/s)	E (in)
J-101	3227	17.7	10
J-102	1593	13.6	8
J-103	198	17.4	2.5

Observando la Tabla 4.10, se puede apreciar que la geometría de los tres grupos de eectores queda definida según los estándares de construcción tabulados. Finalmente, se define la geometría de los diferentes eectores tal que:

Tabla 4.11: Geometría eyectores, equipos J-101, J-102 y J-103.

	A	B	C	D	E	F	G	Peso Neto (kg)
J-101	2699	2297	402	288	10.0	12.0	2.5	319
J-102	2161	1835	327	240	8.0	8.0	2.0	244
J-103	676	561	116	98	2.5	3.0	1.5	29

4.6.4 Diseño de condensadores

4.6.4.1 Diseño base

Con tal de asegurar que los condensadores cumplen con los estándares de la industria, se ha optado por seguir las normativas establecidas. Dado que se trata de condensadores de tubos y carcasa, se ha decidido tomar las indicaciones proporcionadas por TEMA.

- **Distribución de corrientes**

El primer paso es decidir por qué lado del condensador fluirá el vapor y por donde el agua de refrigeración. Dado que el vapor tiene un menor coeficiente de transferencia de calor que el líquido y considerando que se trata de un sistema de vacío, se busca para el vapor, maximizar el área de transferencia y minimizar las pérdidas de carga. En este sentido, el paso por carcasa es óptimo, ya que ofrece menor resistencia al flujo y mayor superficie de transferencia.

- **Selección del cuerpo y los cabezales.**

Los condensadores de tubos y carcasas están formados por distintas partes, en su mayoría están formados por un cuerpo principal y dos cabezales el delantero, y el trasero. Cada una de estas partes se les designa una letra en función de qué tipo de cabezal o cuerpo se trata. La selección de los tipos se ha basado en criterios de mantenimiento, seguridad y operación.

Se ha escogido un cabezal delantero tipo A, ya que este permite el acceso al interior de los tubos durante las labores de limpieza y mantenimiento.

El intercambio de energía se da entre agua de refrigeración con una temperatura máxima de 28°C, (información recuperada del apartado “3. Base para el Desarrollo del”) y la mezcla de vapor a 130°C aprox. Esta diferencia de más de 100°C provoca mayor dilatación térmica en la carcasa que en los tubos, si la unión entre estas dos partes fuera sólida se produciría estrés elástico en los tubos. Para evitar dicho esfuerzo se opta por un cabezal posterior deslizante. Entre las opciones deslizantes se prioriza la estanqueidad del recipiente, por ello se escoge un tipo S, este cabezal evita el uso de empaquetadura externa, ya que es de tipo flotante, con dispositivo de apoyo.

Finalmente, se escoge el cuerpo central de la carcasa. Este elemento se define con la intención de reducir la posibilidad de que existan vibraciones dentro del equipo. La vibración da lugar cuando la velocidad del vapor es elevada. Por ello, se han determinado diferentes carcasas en función de las condiciones de cada equipo. Los equipos E-202 y E-203, trabajan a mayor presión obteniendo caudales volumétricos más pequeños, por ello se ha optado por carcasas tipo E para los dos. Por el contrario, el equipo E-201, con una presión de operación de 120 mmHg, tiene un caudal volumétrico mayor, razón por la cual se ha decidido dividir el caudal de entrada en dos, escogiendo así una carcasa tipo I.

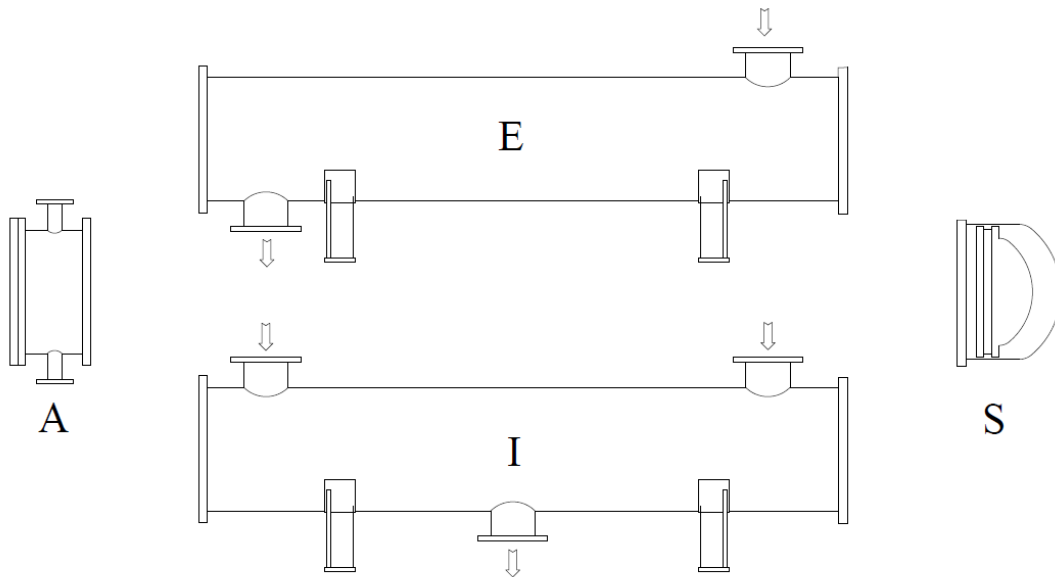


Figura 4.15: Esquema intercambiador de tubos y carcasa AES/AIS.

- **Sustentación.**

Los intercambiadores han sido diseñados para utilizarlos de forma horizontal, por lo que es necesario dotarlos de una sustentación estable que permita la operación de los mismos y las labores de mantenimiento. Por ello se ha decidido elevarlos 30 cm del nivel del suelo, facilitando así el acople y desacople de instrumentación, tuberías y utilidades.

- **Elementos adicionales.**

Dado que parte del flujo de trabajo son gases incondensables que, junto al vapor no condensado son conducidos a la siguiente etapa, los intercambiadores se dotarán de una salida de gases y otra de líquidos.

Con tal de mejorar la transferencia de calor en el equipo, se opta por el uso de bafles verticales que dirijan el flujo de vapor de manera transversal entre los tubos.

El haz tubular se unirá a la placa tubular mediante la expansión de estos.

Se ha planteado instalar una placa de protección para el haz tubular, pero esta idea ha sido descartada al no haber presencia de gotas líquidas en la admisión de los condensadores.

El número de pasos por tubo del agua de refrigeración se define mediante análisis de velocidad del fluido en Aspen Exchanger Design and Rating (EDR).

4.6.4.2 Diseño en Aspen EDR

Los diferentes equipos han sido diseñados mediante el *software* Aspen EDR. Se ha decidido utilizar esta herramienta, ya que el *software* utiliza modelos de cómputo avanzados y algoritmos de simulación como *Heat Transfer and Fluid Flow Service (HTFS)*, capaces de simular y analizar aspectos como el comportamiento fluido mecánico (resonancia) y las propiedades de los compuestos en cada zona del equipo. Permitiendo así obtener resultados más precisos y veraces, así como los perfiles de temperatura, sección geométrica, factores de transferencia, etc.

Una de las funciones del *software* permite al diseñador generar diferentes geometrías de manera automática cambiando en cada una de ellas parámetros como la longitud y el diámetro del equipo, el número de tubos y de bafles, y la distancia entre ellos. Resultado de estas iteraciones, se calcula la pérdida de carga en ambos lados del intercambiador, la

relación de área real y requerida, y si existen problemas de resonancia. Una vez se dispone de los diferentes diseños se comparan entre sí con tal de escoger el más adecuado.

Esta herramienta de diseño ha permitido escoger un diseño óptimo para cada uno de los escenarios. Cabe mencionar que el *software* utiliza el código de diseño mecánico *ASME Code Sec VIII Div I*, definiendo los intercambiadores de clase R-Servicio de refinería.

A continuación, se resumen las principales características de los intercambiadores diseñados.

Tabla 4.12: Características principales de E-201/202/203.

	E-201	E-202	E-203
Tipo	AIS	AES	AES
Longitud tubos (mm)	3300	1950	1200
Sobredimensionamiento	1.03	1.02	1.06
Diámetro (mm)	610	457	307
N.º de tubos	368	208	85
N.º de pasos por tubos	4	2	2
N.º de baffles	4	2	7
Separación entre baffles (mm)	455	495	100
Calor transferido (kW)	546	890	441
Agua necesaria (t/h)	47.6	76.6	36.2

4.6.5 Diseño del decantador D-301

El diseño y la implementación de un decantador son fundamentales para garantizar que haya una recuperación y minimización de pérdidas de productos valiosos, así como mejorar la eficiencia para eliminar las contaminaciones cruzadas y asegurar que se obtienen productos puros.

En el anexo: *A.1.4 Diseño del decantador*, se encuentran todas las consideraciones, ecuaciones y resultados que se han utilizado para el cálculo del diseño y geometría del decantador [33] [53].

Para determinar el espesor requerido para las partes del cuerpo del tanque, de tal forma que soporten el esfuerzo debido a la presión interna y externa se utilizará *ASME Code Sec VIII Div I*. En el apartado 4.7.4. *Hoja de especificación del decantador* se puede encontrar la hoja de datos del respectivo decantador.

4.6.6 Diseño de bombas

Las bombas han sido dimensionadas siguiendo un conjunto de ecuaciones que permiten calcular su altura y potencia, las cuales se pueden encontrar en anexo: *A.1.6. Diseño de bombas*.

Una vez obtenidos los valores teóricos, se han utilizado las herramientas de dimensionamiento inteligente de *Grundfos*^[16] para dimensionar y seleccionar las bombas de la salida de agua ácida del decantador. En el apartado 5.8.5. *Hoja de especificación de la bomba P-301 A/B* se puede encontrar la hoja de datos de las bombas seleccionadas.

4.7. Hojas de especificación

4.7.1 Hoja de especificación de eyectores


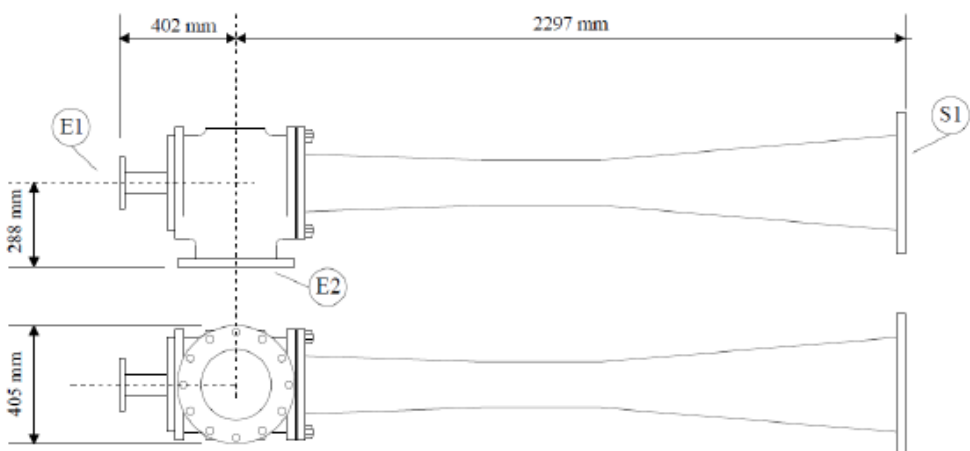
1	Información General		 Asfaltos Españoles S.A											
2	Fabricante	Schutte & Koerting												
3	Modelo	Single Stage Ejector												
4	N.º Unidades	4			Fecha	26/05/2024	Hoja N°							
5	Beneficiario	ASESA			Revisado	24/07/2024								
6	Item	J-101 A/B/C/D			1/1									
7	Datos de operación													
8	Parámetro	Valor	Unidad											
9	Relación de compresión	226.8	-											
10	Relación de expansión	10	-											
11		Vapor	Succión											
12	Presión	2,722	12	mmHg										
13	Temperatura	160	120	°C										
14	Caudal	324 / 178	63 / 3227	kg/h / m³/h										
15	Construcción													
16	Código de diseño	Dimensiones												
17	ASME (BPVC) Section VIII	<table border="1"> <tr> <td>Longitud</td> <td>405</td> <td>mm</td> </tr> <tr> <td>Ancho</td> <td>2699</td> <td>mm</td> </tr> <tr> <td>Altura</td> <td>576</td> <td>mm</td> </tr> </table>	Longitud	405	mm	Ancho	2699	mm	Altura	576	mm			
Longitud	405		mm											
Ancho	2699		mm											
Altura	576	mm												
18	ASME B16.5													
19	Material	SA106C	Pesos											
20														
21			Peso	319	kg									
22														
23	Conexiones													
24	Marca	Servicio	Nº	D.N										
25	E1	Entrada de vapor	1	2.5	in									
26	E1	Entrada de succión	1	10	in									
27	S1	Salida de mezcla	1	12	in									
28	Accesorios y Opciones													
29	Válvulas de aislamiento	Válvulas en las admisiones y en la impulsión del equipo.												
30	Purga	Purga situada en la admisión.												
31														
32	Esquemas gráficos													
33														
34														
35														
36														
37														
38														
39														
40														
41														
42														
43														
44														
45														
46														
47														
48														
49														
50														
51														
52														
53														
54	Notas adicionales													
55														
56														
57														

Figura 4.16: Hoja de especificación evector J-101.


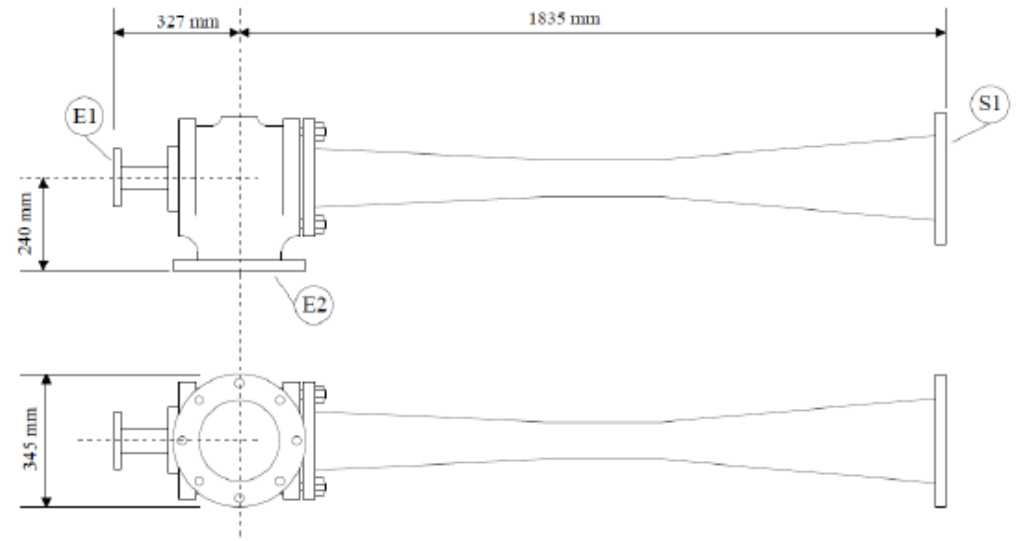
1	Información General		 Asfaltos Españoles S.A			
2	Fabricante	Schutte & Koerting				
3	Modelo	Single Stage Ejector				
4	N.º Unidades	4			Fecha	26/05/2024
5	Beneficiario	ASESA			Revisado	24/07/2024
6	Item	J-102 A/B/C/D			Hoja N° 1/1	
7	Datos de operación					
8	Parámetro	Valor	Unidad			
9	Relación de compresión	24.6	-			
10	Relación de expansión	2.3	-			
11		Vapor	Succión			
12	Presión	2,722	110.5 mmHg			
13	Temperatura	160	50 °C			
14	Caudal	224 / 123	194 / 1593 kg/h / m ³ /h			
15	Construcción					
16	Código de diseño	Dimensiones				
17	ASME (BPVC) Section VIII	Longitud	345	mm		
18	ASME B16.5	Ancho	2162	mm		
19	Material SA106C	Altura	480	mm		
20		Pesos				
21		Peso	244	kg		
22						
23	Conexiones					
24	Marca	Servicio	Nº	D.N		
25	E1	Entrada de vapor	1	2 in		
26	E1	Entrada de succión	1	8 in		
27	S1	Salida de mezcla	1	8 in		
28	Accesorios y Opciones					
29	Válvulas de aislamiento	Válvulas en las admisiones y en la impulsión del equipo.				
30	Purga	Purga situada en la admisión.				
31						
32	Esquemas gráficos					
33						
34						
35						
36						
37						
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54	Notas adicionales					
55						
56						
57						

Figura 4.17: Hoja de especificación evector J-102.


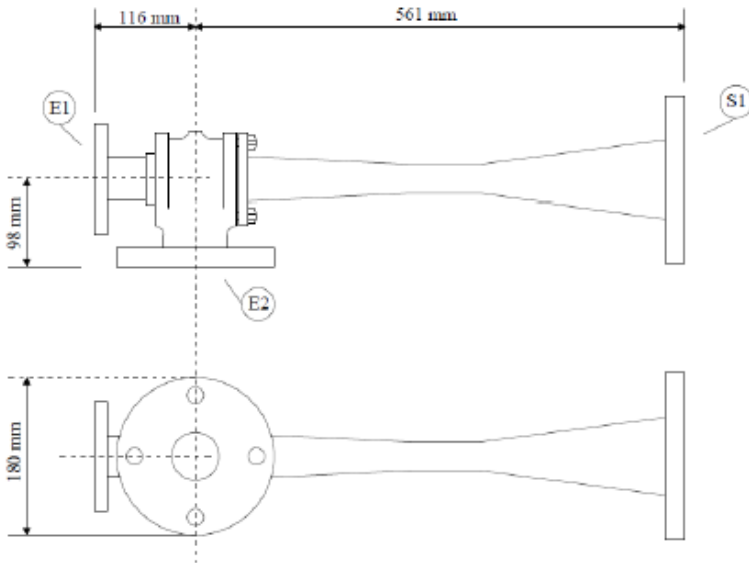
1	Información General		 Asfaltos Españoles S.A										
2	Fabricante	Schutte & Koerting											
3	Modelo	Single Stage Ejector											
4	N.º Unidades	4			Fecha	26/05/2024							
5	Beneficiario	ASESA			Revisado	24/07/2024							
6	Item	J-103 A/B/C/D			Hoja N° 1/1								
7	Datos de operación												
8	Parámetro	Valor		Unidad									
9	Relación de compresión	11.1		-									
10	Relación de expansión	3.3		-									
11		Vapor	Succión										
12	Presión	2,722	245.8	mmHg									
13	Temperatura	160	50	°C									
14	Caudal	135 / 75	76 / 198	kg/h / m ³ /h									
15	Construcción												
16	Código de diseño	Dimensiones											
17	ASME (BPVC) Section VIII	<table border="1"> <tr> <td>Longitud</td> <td>180</td> <td>mm</td> </tr> <tr> <td>Ancho</td> <td>677</td> <td>mm</td> </tr> <tr> <td>Altura</td> <td>196</td> <td>mm</td> </tr> </table>	Longitud	180	mm	Ancho	677	mm	Altura	196	mm		
Longitud	180		mm										
Ancho	677		mm										
Altura	196	mm											
18	ASME B16.5												
19	Material SA106C	Pesos											
20			Peso	29 kg									
21													
22													
23	Conexiones												
24	Marca	Servicio	Nº	D.N									
25	E1	Entrada de vapor	1	1.5 in									
26	E1	Entrada de succión	1	2.5 in									
27	S1	Salida de mezcla	1	3 in									
28	Accesorios y Opciones												
29	Válvulas de aislamiento	Válvulas en las admisiones y en la impulsión del equipo.											
30	Purga	Purga situada en la admisión.											
31													
32	Esquemas gráficos												
33													
34													
35													
36													
37													
38													
39													
40													
41													
42													
43													
44													
45													
46													
47													
48													
49													
50													
51													
52													
53													
54	Notas adicionales												
55													
56													
57													

Figura 4.18: Hoja de especificación evector J-103.

4.7.2 Hoja de especificación de intercambiadores.

1	Company: ASES A														
2	Location: Tarragona, 43004, España														
3	Service of Unit: E-201					Our Reference:									
4	Item No.:					Your Reference:									
5	Date:	24/07/2024	Rev No.:	5	Job No.:	1									
6	Size: 591 - 3300 mm	Type: AIS Horizontal				Connected in: 1 parallel 1 series									
7	Surf/unit(eff.) 67.8 m ²	Shells/unit 1				Surf/shell (eff.) 67.8 m ²									
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT														
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side								
10	Fluid name			C1			CW								
11	Fluid quantity, Total			kg/h			1545		47600						
12	Vapor (In/Out)			kg/h		1545	660	0	0						
13	Liquid (In/Out)			kg/h		0	885	47600	47600						
14															
15	Temperature (In/Out)			°C		186.32	51.42	28	38.74						
16	Bubble / Dew point			°C		-170.1 / 57.84	-171.07 / 56.54	/	/						
17	Density (Vap / Liq)			kg/m ³		0.08 /	0.12 / 944.23	/ 991.06	/ 981.19						
18	Viscosity			cp		0.0162 /	0.0115 / 0.546	/ 0.8551	/ 0.6955						
19	Molecular wt, Vap			g/mol		19.97	21.49								
20	Molecular wt, NC														
21	Specific heat			kJ/(kg-K)		1.962 /	1.79 / 4.122	/ 4.131	/ 4.172						
22	Thermal conductivity			mW/(m-K)		33.1 /	1.8 / 398.0	/ 610.5	/ 623.7						
23	Latent heat			kJ/kg		2266.8	2292.6								
24	Pressure (abs)			mmHg		120	114	2625	2484						
25	Velocity (Mean/Max)			m/s		15.19 /	28.16	1.01 /	1.06						
26	Pressure drop, allow./calc.			mmHg		7.4	5.9	375	141						
27	Fouling resistance (min)			m ² -KW		0.00172		0	0	Ao based					
28	Heat exchanged		546	kW		MTD corrected		24.66	°C						
29	Transfer rate, Service		399.4	Dirty		412.6	Clean		1418.0	W/(m ² -K)					
30	CONSTRUCTION OF ONE SHELL							Sketch							
31				Shell Side			Tube Side								
32	Design/vac/test pressure: bar			5 / 0 /			4 / / /								
33	Design temperature / MDMT °C			225 /			225 /								
34	Number passes per shell			1			4								
35	Corrosion allowance mm			3.18			3.18								
36	Connections		In	In	2	14 / -	1	5 / -							
37	Size/rating		Out		1	1.5 / -	1	5 / -							
38	Nominal		Out - Vapor		1	14 / -		/ -							
39	Tube No.	368	OD	19.05	Tks-Avg	2.11	mm	Length	3300	mm	Pitch	25.05	mm	Tube pattern	30
40	Tubetype:	Plain	Insert:None			Fin#		#/m		Material:	Carbon Steel				
41	Shell	Carbon Steel	ID	590.6	OD	610.6	mm	Shell cover	Carbon Steel						
42	Channel or bonnet	Carbon Steel						Channel cover	Carbon Steel						
43	Tubesheet-stationary	Carbon Steel						Tubesheet-floating	Carbon Steel						
44	Floating head cover	Carbon Steel						Impingement protection	None						
45	Baffle-cross	Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%d)	39.75	H	Spacing: c/c	455	mm					
46	Baffle-long	-	Seal type				Inlet	542.1	mm						
47	Supportstube	UBend	0			Type									
48	Bypass seal	Tube-tubesheet joint					Expanded only (2 grooves) (App.A 'a')								
49	Expansion joint	-	Type			None									
50	RhoV2-Inlet nozzle	40	Bundle entrance			76	Bundle exit	21	kg/(m-s ²)						
51	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe				Tube Side			Flat Metal Jacket Fibe						
52	Floating head	Flat Metal Jacket Fibe													
53	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1				TEMA class			R - refinery service						
54	Weight/Shell	2424.5	Filled with water		3480.8	Bundle	1270.1	kg							
55	Remarks	La carcasa contiene cuatro picajes de espera F1, F2, F3 y F4, de diámetro 1", 1", 4" y 4", respectivamente.													
56															
57															

Figura 4.19: Hoja TEMA intercambiador E-201

1	Company: ASES A														
2	Location: Tarragona, 43004, España														
3	Service of Unit: E-202					Our Reference:									
4	Item No.:					Your Reference:									
5	Date:	24/07/2024	Rev No.:	5	Job No.:	2									
6	Size : 438 - 1950 mm			Type: AES Horizontal			Connected in: 1 parallel 1 series								
7	Surf/unit(eff.) 21.7 m ²			Shells/unit 1			Surf/shell (eff.) 21.7 m ²								
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT														
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side								
10	Fluid name			C2			CW2								
11	Fluid quantity, Total			1630			76650								
12	Vapor (In/Out)			1630		219		0		0					
13	Liquid			0		1411		76650		76650					
14															
15	Temperature (In/Out)			116.5		49.5		28.0		39.0					
16	Bubble / Dew point			-155.8 / 49.5		-171.07 / 69.7		/		/					
17	Density (Vap / Liq)			0.2 /		0.37 / 959.4		/ 991.1		/ 980.3					
18	Viscosity			0.014 /		0.012 / 0.557		/ 0.855		/ 0.684					
19	Molecular wt, Vap			19.26		30.32									
20															
21	Specific heat			1.889 /		1.647 / 4.217		/ 4.131		/ 4.176					
22	Thermal conductivity			26.3 /		21.8 / 440.6		/ 610.5		/ 624.8					
23	Latent heat			2329		1877									
24	Pressure (abs)			254		254.1		2625		2548					
25	Velocity (Mean/Max)			16.6 /		54.1		1.2 /		1.21					
26	Pressure drop, allow./calc.			8.9		8.8		375.0		76.8					
27	Fouling resistance (min)			m ² -K/W		1E-4		0 0		Ao based					
28	Heat exchanged			890		kW		MTD corrected		33.5 °C					
29	Transfer rate, Service			1354		Dirty 1384		Clean 1939		W/(m ² -K)					
30	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch								
31				Shell Side			Tube Side								
32	Design/vac/test pressure: g			5 / 0 /			4 / / /								
33	Design temperature / MDMT			200 /			155 /								
34	Number passes per shell			1			2								
35	Corrosion allowance			3.18			3.18								
36	Connections		In	In	1	16 / -	1	6 / -							
37	Size/rating		Out		1	1.5 / -	1	6 / -							
38	Nominal		Out - Vapor		1	5 / -		/ -							
39	Tube No.	208	OD	19.05	Tks-Avg	2.11	mm	Length	1950	mm	Pitch	23.81	mm	Tube pattern	30
40	Tubetype:	Plain	Insert:	None	Fin#			#/m		Material:	Carbon Steel				
41	Shell	Carbon Steel	ID	438.2	OD	457.2	mm	Shell cover		Carbon Steel					
42	Channel or bonnet	Carbon Steel						Channel cover		Carbon Steel					
43	Tubesheet-stationary	Carbon Steel		-				Tubesheet-floating		Carbon Steel					
44	Floating head cover	Carbon Steel						Impingement protection		None					
45	Baffle-cross	Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%d)	40.6		H	Spacing: d/c	495	mm				
46	Baffle-long	-	Seal type					Inlet	534.5	mm					
47	Supportstube	UBend		0	Type										
48	Bypass seal		Tube-tubesheet joint		Expanded only (2 grooves) (App.A 'a')										
49	Expansion joint	-	Type	None											
50	RhoV2-Inlet nozzle	191	Bundle entrance	184	Bundle exit	0	kg/(m-s ²)								
51	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe	Tube Side	Flat Metal Jacket Fibe											
52	Floating head	Flat Metal Jacket Fibe													
53	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1	TEMA class	R - refinery service											
54	Weight/Shell	1106	Filled with water	1502	Bundle	452	Kg								
55	Remarks	La carcasa contiene cinco picajes de espera F1, F2, F3, F4 y F5 de diámetro 1", 4", 1", 4" y 4", respectivamente.													
56															
57															

Figura 4.20: Hoja TEMA E-202.

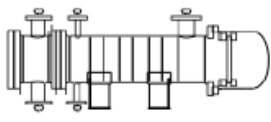
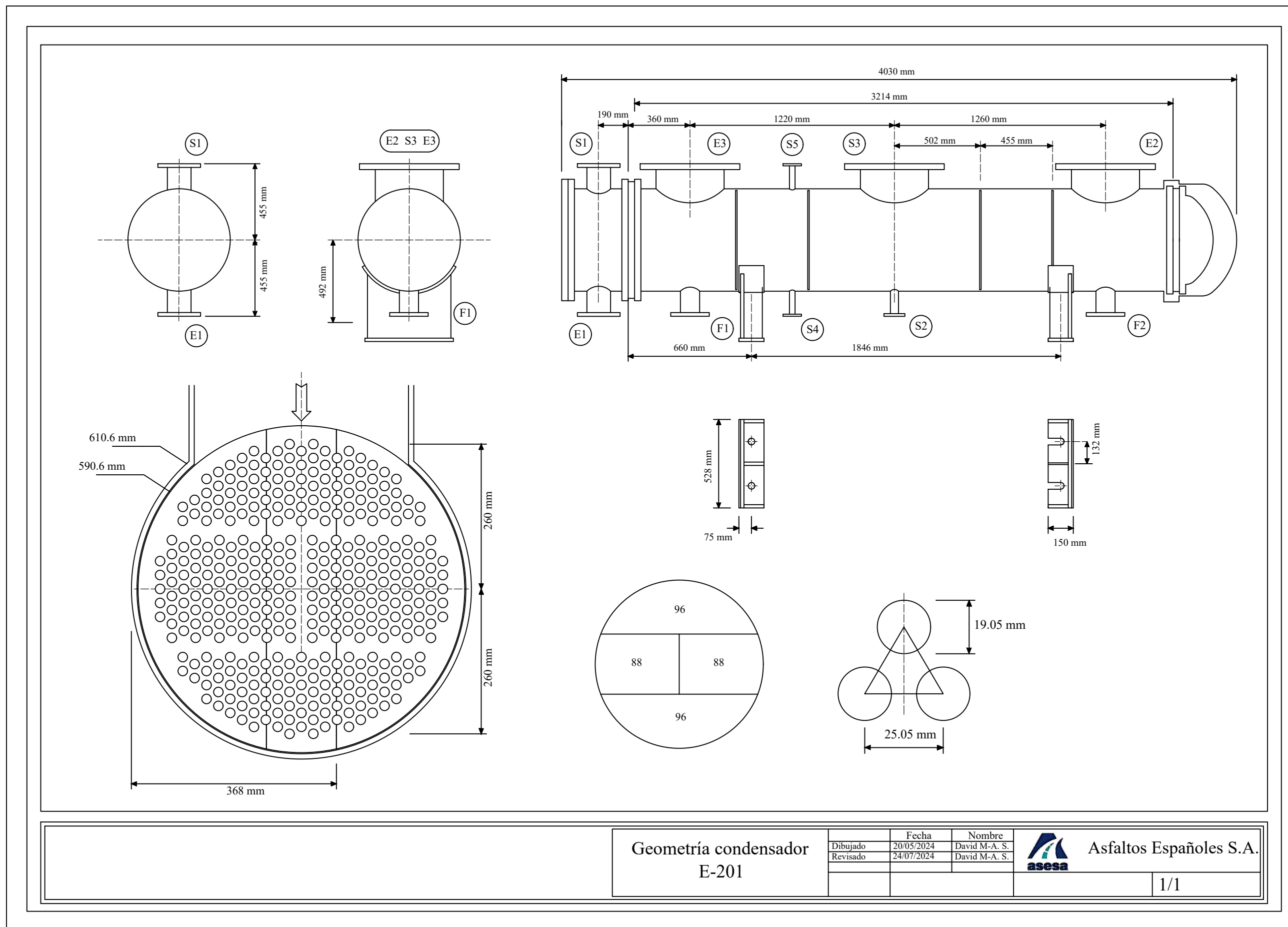
1	Company: ASES A																
2	Location: Tarragona, 43004, España																
3	Service of Unit: E-203		Our Reference:														
4	Item No.:		Your Reference:														
5	Date:	25/07/2024	Rev No.:	4	Job No.:	1											
6	Size : 307 - 1200 mm		Type: AES Horizontal			Connected in: 1 parallel 1 series											
7	Surf/unit(eff.) 5 m²		Shells/unit 1			Surf/shell (eff.) 5 m²											
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT																
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side										
10	Fluid name			C1			CW										
11	Fluid quantity, Total			844			36170										
12	Vapor (In/Out)			844		209		0		0							
13	Liquid			0		634		36170		36170							
14																	
15	Temperature (In/Out)			126.0		50.1		28		38.1							
16	Bubble / Dew point			-148.8 / 98.2		-149.3 / 92.3		/		/							
17	Density (Vap / Liq)			0.7 /		1.3 / 934.4		/ 991.1		/ 981.3							
18	Viscosity			0.014 /		0.012 / 0.530		/ 0.855		/ 0.697							
19	Molecular wt, Vap			20.42		33.64											
20	Molecular wt, NC																
21	Specific heat			1.885 /		1.56 / 4.207		/ 4.131		/ 4.172							
22	Thermal conductivity			27.6 /		22.8 / 291.5		/ 610.5		/ 623.6							
23	Latent heat			2248		1038											
24	Pressure (abs)			812.8		783.9		2550		2479							
25	Velocity (Mean/Max)			10.7 /		20.28		1.39 /		1.48							
26	Pressure drop, allow./calc.			75.0		28.9		375		71							
27	Fouling resistance (min)			4E-5			3E-5		4E.5		Ao based						
28	Heat exchanged			441		kW		MTD corrected		24.55 °C							
29	Transfer rate, Service		1613		Dirty		1705		Clean		1840 W/(m²·K)						
30	CONSTRUCTION OF ONE SHELL																
31				Shell Side			Tube Side										
32	Design/vac/test pressure: g			5 / 0 /			4 / / /										
33	Design temperature / MDMT			225 /			225 /										
34	Number passes per shell			1			4										
35	Corrosion allowance			3.18			3.18										
36	Connections		In		In		1 6 /		1 4 /			-					
37	Size/rating		Out		1 1.5 /		1 4 /		-			-					
38	Nominal		Out - Vapor		1 2 /		-		/			-					
39	Tube No.	85	OD	19.05	Tks-Avg	2.11	mm	Length	1200	mm		Pitch	23.81	mm	Tube pattern	30	
40	Tubetype:	Plain	Insert:	None	Fin#		#/m	Material:	Carbon Steel								
41	Shell	Carbon Steel	ID	307.1	OD	323.9	mm	Shell cover	Carbon Steel								
42	Channel or bonnet	Carbon Steel								Channel cover	Carbon Steel						
43	Tubesheet-stationary	Carbon Steel								Tubesheet-floating	Carbon Steel						
44	Floating head cover	Carbon Steel								Impingement protection	None						
45	Baffle-cross	Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%d)	29.85	H	Spacing: c/c	100	mm							
46	Baffle-long	-	Seal type								Inlet	42.21	mm				
47	Supportstube	UBend	0	Type													
48	Bypass seal	Tube-tubesheet joint							Expanded only (2 grooves) (App.A 'a')								
49	Expansion joint	-	Type	None													
50	RhoV2-Inlet nozzle	1221	Bundle entrance	469	Bundle exit	12	kg/(m·s²)										
51	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe				Tube Side			Flat Metal Jacket Fibe								
52	Floating head	Flat Metal Jacket Fibe															
53	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1				TEMA class			R - refinery service								
54	Weight/Shell	472.5	Filled with water	598.6	Bundle	142.7	kg										
55	Remarks	La carcasa contiene dos picajes de espera F1 y F2 de 1" de diámetro.															
56																	
57																	

Figura 4.21: Hoja TEMA intercambiador E-203




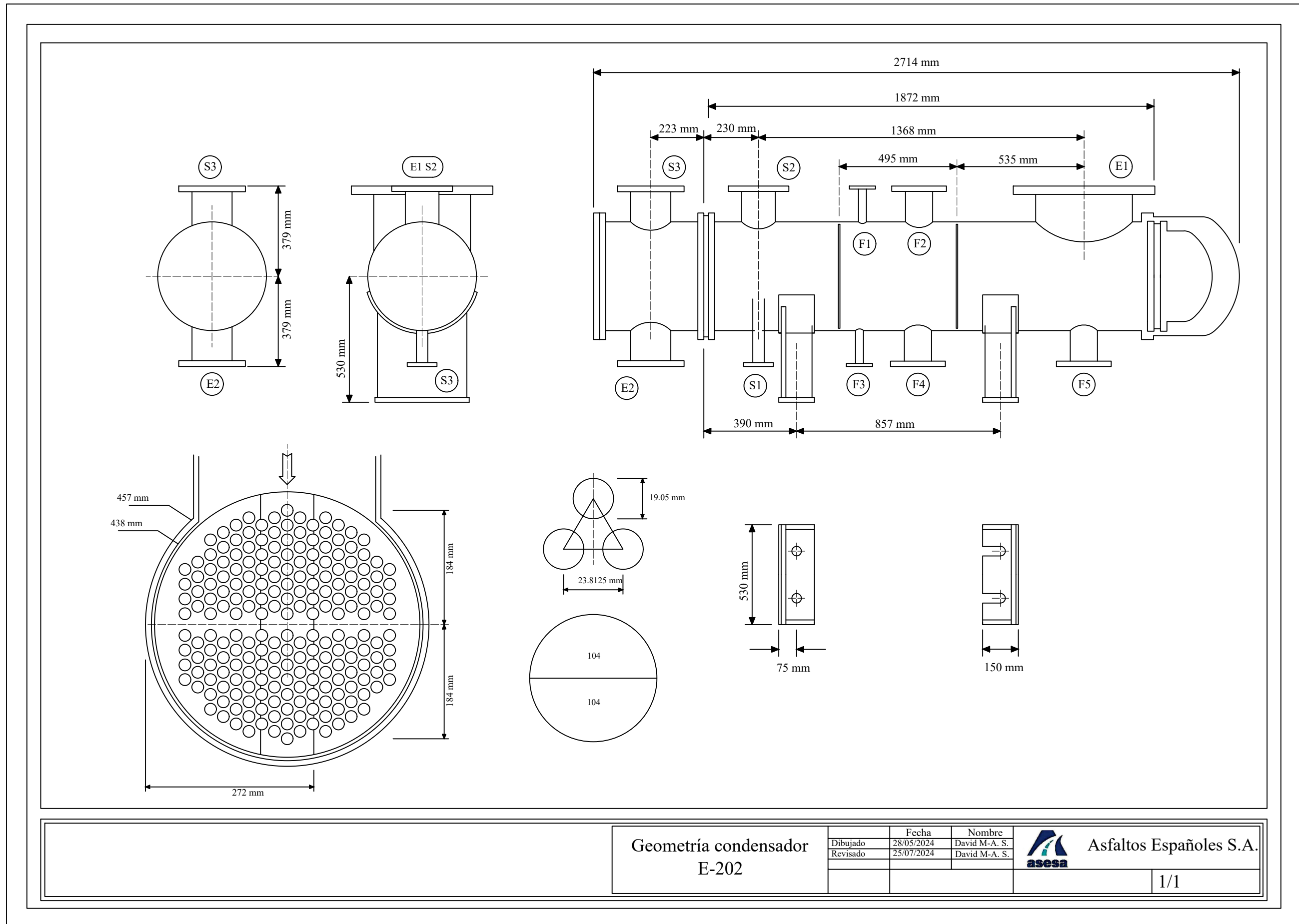
Geometría condensador E-201	Dibujado	Fecha	Nombre	 Asfaltos Españoles S.A.
	Revisado	20/05/2024	David M-A. S.	
		24/07/2024	David M-A. S.	1/1

Figura 4.22: Hoja de geometría intercambiador E-201.




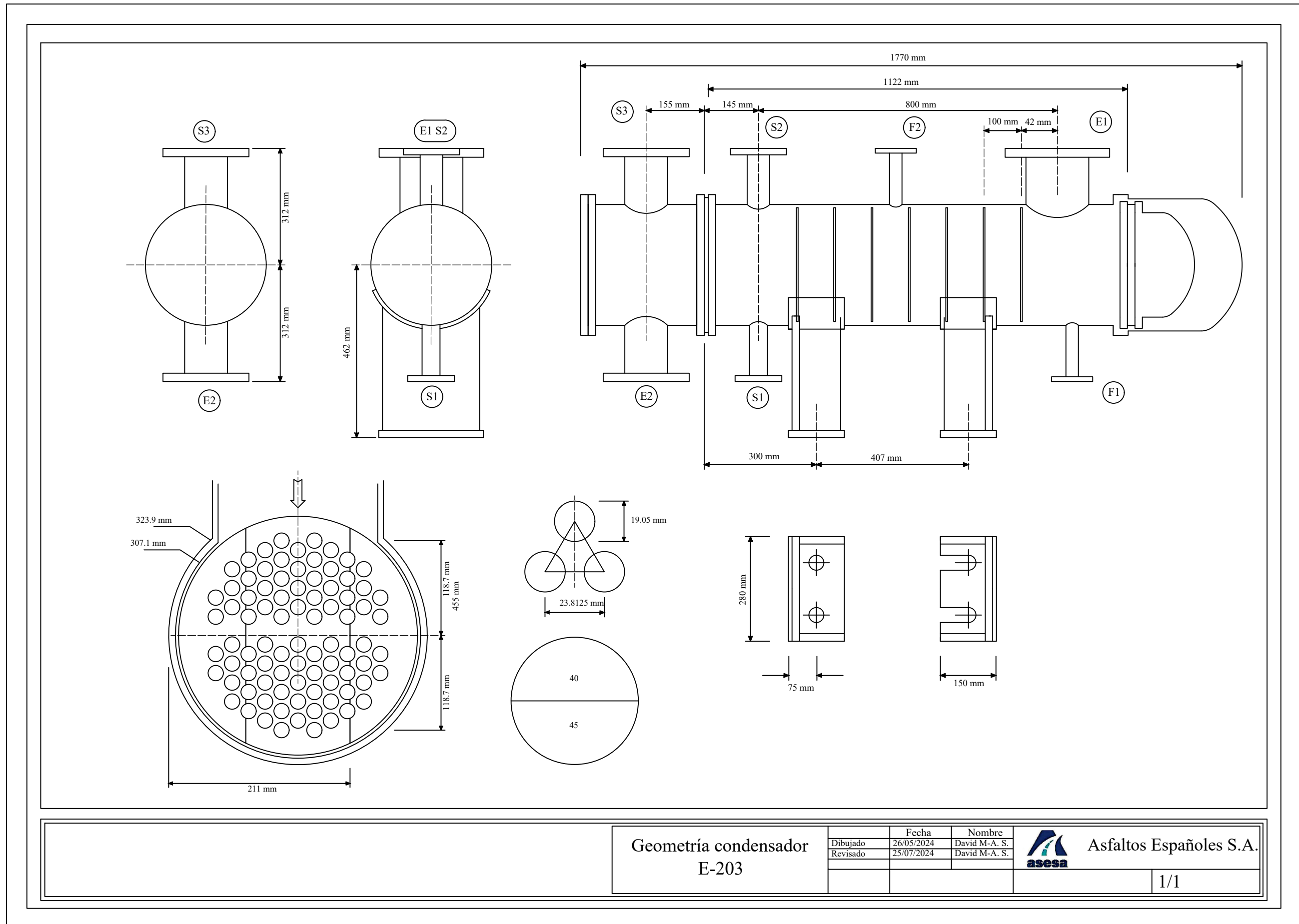
Geometría condensador E-202	Dibujado	Fecha	Nombre	 Asfaltos Españoles S.A.
	Revisado	28/05/2024	David M-A. S.	
		25/07/2024	David M-A. S.	1/1

Figura 4.23: Hoja de geometría intercambiador E-202.




Geometría condensador E-203	Dibujado	Fecha	Nombre	 Asfaltos Españoles S.A.
	Revisado	26/05/2024	David M-A. S.	
		25/07/2024	David M-A. S.	1/1

Figura 4.24: Hoja de geometría intercambiador E-203.

4.7.3 Hoja de especificación del decantador D-301.


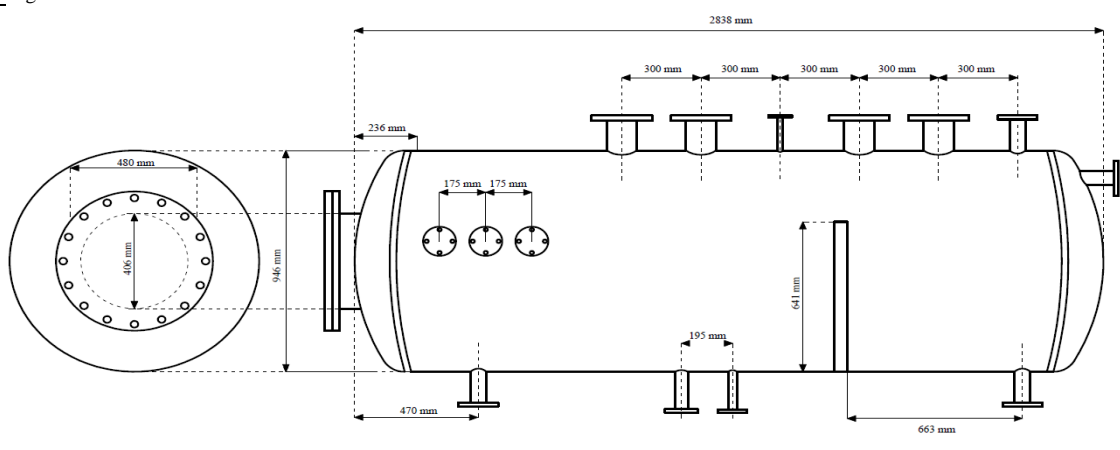
1	Información General					
2	Fabricante	-				
3	Modelo	-				
4	Nº Unidades	1	Fecha	05/07/2024	Hoja Nº	
5	Beneficiario	ASESA	Revisado	31/07/2024		
6	Item	D-301	Aprobado		1/1	
7	Datos de operación					
8	Descripción	Separador de líquidos				
9	Producto	Mezcla VDU				
10	Parámetro	Valor			Unidad	
11	Presión	1.07			bar	
12	Presión hidrostática	5.6			kPa	
13	Temperatura	50			°C	
14	Densidad	966.65			kg/m³	
15	Caudal	2753.17 / 0.00079			kg/h / m³/s	
16	Construcción					
17	Código de diseño	Dimensiones				
18	ASME (BPVC) Section VIII			Longitud	2.84	m
19	ASME B16.5			Ancho	0.95	m
20	Materiales			Altura	0.95	m
21	Cuerpo principal			Espesor		
22	Acero al carbon SA106 Grado C			Corrosión	3	mm
23				Total	4.8	mm
24	Boquillas entradas y salidas			Volumen/Peso total del tanque		
25	Acero al carbon SA106 Grado C			Total	2.1	m³
26				Total	400	kg
27	Condiciones de diseño					
28	Presión de diseño	5.73	bar	Prueba hidráulica	15.74	bar
29	Temperatura	150	°C	MAWP	12.11	bar
30	Densidad material	7.84	g/cm³	Presión externa admisible	6.65	bar
31	Conexiones					
32	MARCA	SERVICIO	Nº	NPS	MARCA	SERVICIO
33	E1	Entrada desde E-201	1	1.5"	L1	Indicador de nivel
34	E2	Entrada desde E-202	1	1.5"	L2	Indicador de nivel
35	E3	Entrada desde E-203	1	1.5"	L3	Indicador de presión
36	E4	Salida líquidos pesados	1	1.5"	L4	Indicador de nivel
37	S1	Entrada recirculación pesados	1	1"	L5	Indicador de nivel
38	S2	Salida líquidos liegos	1	2"	L6	Salida tratamiento gases
39	S3	Rebosadero	1	2"		
40	Accesorios y Opciones					
41	Boca de hombre	480 x 370 mm				
42						
43						
44	Esquemas gráficos					
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63	Notas adicionales					
64						
65						
66						

Figura 4.25: Hoja de especificación decantador.

4.7.4 Hoja de especificación de la bomba P-301 A/B

CENTRIFUGAL PUMP DATA SHEET					
1	GENERAL	Manufacturer :			
2		Type: CR 3-7 A-A-E-HQQE Model: -			
3		Item No.: Bajo pedido	No. of pumps required: 2	Code: Bajo pedido	
5	OPERATING CONDITIONS	Liquid pumped: Agua ácida			
6		Pumping Temp.(P.T) : 50 °C			
7		Density at P.T. : 967 kg/m ³			
8		Vapor Press. at P.T.: 0.13 kg/cm ² g			
9		Viscosity at P.T. : 1 cP			
10		Capacity			
11		Normal	2.85 m ³ /h		
12	Max.	4.80 m ³ /h			
13	Suction Pressure (eff.) :		1.11 kg/cm ² g		
14	Discharge Pressure (eff.)		4.13 kg/cm ² g		
15	Differential Pressure		3.03 kg/cm ²		
16	Differential Head		1.11 m.l.c.		
17	N.P.S.H.Avail.		10.26 m		
18	Design Temperature		-20/120 °C		
19	Max.Allow.working press.(eff)		16 kg/cm ² g		
20	N.P.S.H.Req.(water)		1.41 m		
21	Rot.freq.		50 s ⁻¹		
22	Power at Shaft		0.55 kW		
23	Efficiency		45.8 %		
24	Min.Cont.flow		1.20 m ³ /h		
25	CONSTRUCTION DETAILS	Arrangement	Horiz.	X Vert	
26		Impeller diameter		3 mm	
27		Number of Stages		3	
28		Cooling consumption:		m ³ /s	
29		Bearings			
30		Type	SIC		
31		Lubrication			
32		Coupl.			
33		Type			
34		Lubr.:			
35	Nozzles	Mark	Nº	Dia.	Rating
36	Suction		1	1 "	PN 16
37	Discharge		1	1 "	PN 16
38	Vents/Drains				
39	Water Cooling				
40	SHAFT SEALING	Mechanical Seal			
41		Manufr.			
42		Type N° HQQE			
43		Classification code acc. API:			
44		Stuffing box packing			
45	Stuffing box pressure (eff.)		kg/cm ² g		
46	Lip Seal				
47	MATERIALS	Casing and Covers ASTM A48-25B			
48		Shaft AISI 304			
49		Impeller AISI 304			
50		Shaft sleeves			
51		Casing / Impeller Wear Rings			
52	DRIVER	E-motor			
53		Installed Power	0.55 kW		
54		Rot.freq.	50 s ⁻¹		
55		Turbine			
56	Connection				
57	TESTS	Hidrostatic test		kg/cm ² g	
58		NPSH test		m.w.c	
59	MISC.				
60		Weight of Pump	19.6 kg		
61		Driver weight	22.4 kg		
62	REMARKS				
63					
64					
65					
66					
0	REV.	DATE	PREP.	APPR.	

Figura 4.26: Hoja de especificaciones bombas P-301 A/B.

4.8. Diseño de la instrumentación y del control

En este apartado, se presenta la selección de los rangos de operación, y los criterios asociados, en la tabla 4.5 se encuentran los rangos de medición de cada instrumento, que van desde 0 hasta el valor máximo asociado.

Las alarmas se han implementado en aquellos transmisores donde existe un riesgo para la seguridad. Los transmisores que tienen una función de control están dotados de *set points* específicos, mientras que aquellos que no tienen una función de control únicamente presentan rangos de operación.

Para las alarmas de presión superior, se ha establecido un criterio de activación cuando la presión alcanza un valor igual al 90% de la presión de diseño (P_d). Por otro lado, las alarmas de presión inferior se activan cuando la presión desciende al 85% de la presión operativa (P_o), esta alarma tan solo se ha implementado en la línea de vapor, ya que está conectada directamente con el rack de este y con las tuberías de proceso, previniendo así la posible contaminación de este. En cuanto a los indicadores, los de presión superior se configuran para activarse al 110% de la presión operativa, y los de presión inferior al 90% de la presión operativa.

Respecto a los rangos de temperatura en el vapor, tanto los rangos de operación superior como inferior se han definido en un $\pm 10\%$ de la temperatura operativa (T_o). En el caso de la temperatura de entrada del agua al sistema de condensación, los rangos superior e inferior se han fijado en 28°C y 20°C respectivamente, siguiendo las especificaciones indicadas en la Tabla 3.2.

Para la temperatura de salida de los condensadores, el rango superior se ha determinado en 38°C , basado en la máxima diferencia de temperatura (ΔT) de las torres de refrigeración de 10°C , y considerando que la temperatura máxima de salida de agua de las torres de refrigeración es de 28°C . El rango inferior se ha establecido en 20°C , suponiendo que, en ausencia de transferencia de energía, la temperatura mínima de entrada es de 20°C . Las alarmas de temperatura se han configurado añadiendo 2°C al rango de operación superior, bajo la suposición de que, al combinarse en el rack con otras aguas, la temperatura desciende a la máxima permitida para la entrada a la torre de refrigeración.

El rango de operación de los caudalímetros se ha configurado de manera que, se asigne una señal de 4 mA al caudal 0 y una señal de 20 mA al caudal máximo. Aunque los transmisores de caudal pueden operar técnicamente sin un límite superior definido, se ha establecido un caudal máximo específico el cual se ha obtenido con la siguiente ecuación:

$$W_{\text{máx}}(\text{t/h}) = A_{i,\text{tubería}}(\text{m}^2) \cdot V_{\text{máx,fluido en tubería}}(\text{m/h}) \cdot \rho(\text{t/m}^3) \quad (\text{E.4.1})$$

Finalmente, las alarmas y los indicadores de nivel se han establecido conforme al diseño del decantador, asegurando así que estos parámetros sean adecuados y seguros para la operación del sistema.

4.8.1 P&ID 101

El sistema, compuesto por tres etapas de eyectores (J-101, J-102, J-103, cada etapa con cuatro eyectores en paralelo A/B/C/D), permite generar un vacío igual o inferior a 12 mmHg en la columna de destilación. El vapor de alimentación, controlado por la válvula automática de globo VAG-101, ingresa al sistema con un caudal de 2.73 t/h a 3.6 bar y 160°C, estas condiciones operativas se monitorean mediante los instrumentos FIT-101, PIT-102 y TIT-101, respectivamente. Este vapor se distribuye a través de las tres etapas de eyectores, donde al pasar por las boquillas, se acelera creando una zona de baja presión que succiona los gases y vapores desde la columna.

En la primera etapa, el vapor succionado proviene directamente de la cabeza de la columna de la VDU, con la presión controlada por el transmisor PIT-101. Si la presión en la VDU cae por debajo del diseño mínimo, se abre la válvula de control VCG-102, recirculando parte del flujo de salida del J-101 de vuelta a la succión. Este proceso de recirculación es controlado por la retroalimentación del transmisor de presión absoluta PIT-101, que ajusta la posición de la válvula VCG-102 en la línea de recirculación.

Siguiendo las recomendaciones de Graham, es fundamental garantizar que la línea de recirculación esté adecuadamente dimensionada y conectada de forma precisa desde la descarga del evector de la primera etapa hasta la succión del mismo. Esto evita que la carga recirculada, que puede incluir gases no condensables, sobrecargue los eyectores de las etapas posteriores, lo que podría causar inestabilidad en el sistema de vacío. Graham también sugiere que, para optimizar el rendimiento y la estabilidad del sistema, se realicen inspecciones regulares de la línea de recirculación y de la válvula VCG-102, asegurando así un funcionamiento eficiente y seguro del sistema de recirculación, incluso bajo diferentes condiciones de carga^[14].

Además, el P&ID incluye una red de nitrógeno que se activa durante la puesta en marcha o la parada del sistema mediante la válvula automática de bola VAB-101. Esta red está equipada con un disco de ruptura monitorizado por el transmisor de presión PT-103, seguido de una válvula de seguridad PSV, así como el transmisor PIT-104 para monitorear continuamente la presión en la línea.

Tabla 4.13: Rangos de alarma y de operación máximos y mínimos de cada indicador del P&ID 101.

Transmisores e indicadores	Rangos de operación		Set point	Alarma		Unidades
	Baja	Alta		Baja	Alta	
PIT-101	—	—	<12	—	—	mmHg
PIT-102	3.26	3.99	—	3.08	5.15	bar
PT-103	0.91	1.04	—	—	1.13	bar
PIT-104	3.26	3.99	—	—	5.15	bar
TIT-101	144	176	—	—	—	°C
FIT-101	0	2.98	—	—	—	t/h

4.8.2 P&ID 201

El sistema de condensadores detallado en el P&ID 201 está compuesto por tres intercambiadores (E-201, E-202 y E-203). Cada intercambiador recibe agua de refrigeración proveniente del rack, cuya entrada está regulada por la válvula automática de globo VAG-201, la temperatura y la presión se monitoriza mediante TIT-201 y PIT-201. El agua de refrigeración se distribuye a cada intercambiador, y su caudal se ajusta

mediante las válvulas manuales VM-205, VM-209 y VM-213. El flujo de entrada es indicado por los medidores FI-201, FI-202 y FI-203, y se ajusta para asegurar que la temperatura de salida del agua de refrigeración no supere los 38°C, controlada por los transmisores de temperatura TIT-202, TIT-204 y TIT-206.

Además, se han instalado indicadores de presión en la salida de agua de refrigeración de cada intercambiador, proporcionando información sobre posibles obstrucciones en los tubos internos. Para proteger el sistema contra daños estructurales por expansión térmica del agua, se han colocado válvulas de seguridad (PSV-201, PSV-202 y PSV-203) en la salida de cada intercambiador.

Finalmente, se han instalado indicadores de temperatura (TI-203, TI-205 y TI-207) en la salida del condensado de cada intercambiador para monitorear la temperatura en esa etapa del proceso.

Tabla 4.14: Rangos de alarma y de operación máximos y mínimos de cada indicador del P&ID 201.

Transmisores e indicadores	Rangos de operación		Set point	Alarma		Unidades
	Baja	Alta		Baja	Alta	
PIT-201	3.15	3.85	—	—	—	bar
PI-202	3.15	3.85	—	—	—	bar
PI-203	3.15	3.85	—	—	—	bar
PI-204	3.15	3.85	—	—	—	bar
TIT-201	20	28	—	—	—	°C
TIT-202	20	38	—	—	40	°C
TI-203	20	38	—	—	—	°C
TIT-204	20	38	—	—	40	°C
TI-205	20	38	—	—	—	°C
TIT-206	20	38	—	—	40	°C
TI-207	20	38	—	—	—	°C
FI-201	0	67.79	—	—	—	t/h
FI-202	0	97.62	—	—	—	t/h
FI-203	0	43.39	—	—	—	t/h

4.8.3 P&ID 301

El equipo D-301 se plantea como una separación de fases líquidas por decantación, separando así la fase ligera, hidrocarburos, de la pesada, agua ácida. Este proceso se realiza en un depósito cilíndrico y horizontal, el cual se divide en dos mediante un separador, por el cual rebosará la parte ligera, acumulándose así, en una sección del depósito. Por otro lado, la fase pesada se vaciará en continuo mediante bombeo.

El funcionamiento del decantador es controlado mediante diferentes señales y programas PLC. Una de las principales variables a controlar es la interfase, ya que esta debe encontrarse entre dos puntos dados, para evitar la succión de la fase contraria. Para ello se utilizará una válvula controladora de globo en la impulsión de las bombas VG-301 y la potencia de las bombas, ambas recibirán las órdenes pertinentes en función de la medida de los transmisores de nivel (LIT-301 y 302).

Paralelamente, la fase ligera se acumulará en la segunda sección del equipo, cuando este alcance el nivel suficiente (LIT-303 y 304) se enviará una señal, para iniciar el proceso manual de descarga.

Por último, se instalan los transmisores de presión, PIT-303 indicando la presión del decantador y PI-301 y 302 indicando la presión de la impulsión de las bombas.

Tabla 4.15: Rangos de alarma y de operación máximos y mínimos de cada indicador del P&ID 301.

Transmisores e indicadores	Rangos de operación		Set point	Alarma		Unidades
	Baja	Alta		Baja	Alta	
PI-301	1	4.1	—	—	—	bar
PI-302	1	4.1	—	—	—	bar
PIT-303	—	1.1	—	—	—	bar
LIT-301	63	72	67	—	74	%
LIT-302	63	72	67	—	74	%
LIT-303	0	76	—	—	79	%
LIT-304	0	76	—	—	79	%

5. SEGURIDAD

5.1. Selección de dispositivos de seguridad

En este apartado se detallan los criterios seguidos para las presiones de tarado de las válvulas de seguridad de presión (PSV) y los discos de ruptura (RD), con base en API Standard 520, asegurando que estos dispositivos cumplen la normativa aplicable y las condiciones operativas del sistema.

5.1.1 PSV

Las PSV son fundamentales para la protección del sistema, liberando presión cuando esta supera los límites establecidos, evitando así daños a los equipos y tuberías. La presión de tarado de las PSV ha sido fijada en un 97% de la presión de diseño de las tuberías, lo que permite una respuesta adecuada ante situaciones de sobrepresión, manteniendo la integridad del sistema.

En el caso de las PSV que se encuentran en el P&ID 201, la presión de diseño de cálculo corresponde a la de los tubos de los intercambiadores de calor, ya que, es inferior que la de la tubería, asegurando en todo momento la integridad del equipo.

5.1.2 Disco de ruptura

El disco de ruptura se ha instalado en la línea de nitrógeno, aunque esta línea solo se conecta con la tubería de la VDU durante las fases de inicio y parada. Esta decisión se debe al riesgo de que, debido al contacto directo con una línea de proceso, la PSV del P&ID 101 pueda obstruirse con el tiempo por la polimerización de productos provenientes de la línea de proceso. La instalación del disco de ruptura antes de la PSV proporciona una capa adicional de protección, asegurando que la PSV funcione correctamente sin riesgo de obstrucción.

Para el disco de ruptura, se ha determinado que la presión de tarado sea un 90% de la presión de diseño de la tubería de nitrógeno.

5.2. Manual de seguridad

En este manual se presenta el *HAZOP* del proceso, una técnica de identificación de los riesgos suponiendo los posibles accidentes que se podrían producir como consecuencia de la variación de las condiciones de operación.

A continuación, se analizan las causas y las consecuencias que provocan un cambio de las variables del proceso.

Nodo: Zona eyector

Intención: El eyector se alimenta (succiona) una corriente proveniente de una VDU gracias a la línea de vapor.

Diagrama: P&ID 101.

Parámetro: Flujo.

Palabra Guía	Desviación	Causas	Consecuencias	C	F	R	Medidas preventivas	C	F	R
-No	-No caudal en la alimentación de vapor	101- Fallo de servicio (suministro de vapor).	101.1- El eyector no tiene rendimiento, no succiona el flujo secundario, acumulación de gases y subida de presión de la columna de vacío. No hay consecuencias para la seguridad.	—	—	—	101.1.1- Indicador de flujo bajo en FIT 101. 101.1.2- Alarma de bajo caudal conectada en FIT 101.	—	—	—
-Más	-Más flujo en la alimentación de vapor	102- <i>Same as</i> 101	102.1- Aumento del caudal de vapor, proporciona una subida de presión en la tubería de vapor ($P > P_d$) de entrada al eyector, la succión del flujo de proceso será mayor, da problemas a los instrumentos y las tuberías siguientes por subida de caudal de proceso. Posibilidad de ruptura catastrófica de las tuberías.	3	-2	B	102.1.1- Indicador de flujo alto en FIT 101. 102.1.2- Alarma de alto caudal conectada en FIT 101.	3	-5	D
-Menos	-Menos flujo en la alimentación de vapor	103- <i>Same as</i> 101	103.1- La succión del flujo secundario no es eficaz. No se dispone de caudal suficiente para succionar el flujo de proceso. No hay consecuencias para la seguridad, la columna de vacío dará lugar a más vacío	—	—	—	103.1.1- <i>Same as</i> 101.1.1 103.1.2- <i>Same as</i> 101.1.2	—	—	—
-Inverso	-Flujo inverso de vapor	104- Parada instantánea de la planta (fallo eléctrico de la planta).	-104.1 Se produce <i>back-flow</i> en la línea de vapor, entrando así los gases de la VDU que pueden dar lugar a un colapso de presión o de temperatura, contaminación de la red de vapor.	2	-1	C	104.1.1- Utilización de la válvula <i>check</i> VCH-101	2	-3	D

Nodo: Zona eyector

Intención: El eyector se alimenta (succiona) una corriente proveniente de una VDU gracias a la línea de vapor.

Diagrama: P&ID 101.

Parámetro: Presión.

Palabra Guía	Desviación	Causas	Consecuencias	C	F	R	Protección	C	F	R
-Más	-Más presión línea VDU	105- Fallo columna de vacío	105.1- No se produce el vacío suficiente, dificultades para aspirar los hidrocarburos al sistema. Aumento de la presión y temperatura de la tubería. Sin consecuencias relevantes para la seguridad.	—	—	—	105.1.1- Indicador de presión alta en PIT 101. 105.1.2- Alarma de alta presión conectada en PIT 101.	—	—	—
	- Más presión en línea de vapor	106- <i>Same as</i> 101	106.1- <i>Same as</i> 103.1	3	-2	B	106.1.1- Indicador de presión alta en PIT 102. 106.1.2- Alarma de alta presión conectada en PIT 102.	3	-5	D
-Menos	-Menos presión en línea VDU	107- Se produce más vacío del necesario.	107.1- No hay consecuencias para la seguridad	—	—	—	107.1.1- Sobre diseño de tuberías.	—	—	—
	-Menos presión en línea de vapor.	108- <i>Same as</i> 101	108.1- <i>Same as</i> 103.1	—	—	—	108.1.1- Indicador de presión bajo en PIT 102. 101.1.2- Alarma de baja presión conectada en PIT 102.	—	—	—
		109- Fallo suministro de vapor, presión de la línea de vapor menor que la presión del sistema	-109.1- <i>Same as</i> 104.1	2	-1	C	109.1.1- <i>Same as</i> 104.1.1	2	-3	D

Nodo: Zona eyector

Intención: El eyector se alimenta (succiona) una corriente proveniente de una VDU gracias a la línea de vapor.

Diagrama: P&ID 101.

Parámetro: Temperatura.

Palabra Guía	Desviación	Causas	Consecuencias	C	F	R	Protección	C	F	R
-Más	-Más temperatura en línea de vapor	110- Same as 101	110.1- No hay consecuencias de seguridad.	—	—	—	110.1.1- Indicador de temperatura alta en TIT 101. 110.1.2 - Alarma de alta temperatura conectada en TIT 102.	—	—	—
-Menos	-Menos temperatura en línea de vapor.	111- Reducción drástica temperatura externa	111.1- Se puede producir cambio de fase, condensación del vapor. Deterioro de los equipos, puede provocar corrosión. No hay consecuencias de seguridad	—	—	—	111.1.1- Indicador de temperatura bajo en TIT 101. 111.1.2- Alarma de baja temperatura conectada en TIT 102.	—	—	—

Nodo: Zona eyector

Intención: El eyector se alimenta (succiona) una corriente proveniente de una VDU gracias a la línea de vapor.

Diagrama: P&ID 101.

Parámetro: As well as.

Palabra Guía	Desviación	Causas	Consecuencias	C	F	R	Protección	C	F	R
- As well as	-As well as corrosión/erosión en eyector	112 -Corrosión bajo aislamiento	112.1.1- Fuga de producto inflamable al exterior.	2	-1	C	112.1.1- Programa de inspección en vigor.	2	-2	C
		113 -Erosión en tubos de vapor por choque directo del vapor de agua.	113.1.1- Rotura tubos y posible fuga de substancia inflamable.	2	-1	C	113.1.1- Programa de inspección en vigor.	2	-2	C

Nodo: Zona de condensadores.

Intención: El condensador, condensa los gases de VDU con un corriente de refrigeración y envía los no condensados al siguiente eyector.

Diagrama: P&ID 201.

Parámetro: Flujo.

Palabra Guía	Desviación	Causas	Consecuencias	C	F	R	Protección	C	F	R
- No	-No agua refrigeración	114- Fallo de servicio (suministro de agua de refrigeración)	114.1- Temperatura alta del fluido de proceso final, puede no producirse la condensación. No se produce el vacío. Envío de flujo de proceso a tratamiento de gases que podría producir sobre presurización de la línea, posible explosión, fuga y dilatación térmica.	4	-1	A	114.1.1- Indicador FI 201 marca bajo caudal. 114.1.2- Indicador FI 202 marca bajo caudal. 114.1.3- Indicador FI 203 marca bajo caudal.	3	-5	D
-Más	-Más flujo en la alimentación agua de refrigeración.	115- <i>Same as</i> 114	115.1- No hay consecuencias de seguridad.	—	—	—	115.1.1- Indicador FI 201 marca alto caudal. 115.1.2- Indicador FI 202 marca alto caudal. 115.1.3- Indicador FI 203 marca alto caudal.	—	—	—
-Menos	-Menos flujo agua de refrigeración	116- <i>Same as</i> 114	116.1- <i>Same as</i> 114.1	4	-1	A	116.1.1- <i>Same as</i> 114.1.1 116.1.2- <i>Same as</i> 114.1.2 116.1.3- <i>Same as</i> 114.1.3	3	-5	D
		117-Problemas de <i>fouling</i>	117.1-Pérdida de carga y aumento de temperatura por la acumulación de sustancias no deseadas en las superficies internas de los equipos, causando daños estructurales, fugas.	3	-3	C	117.1.1- <i>Same as</i> 114.1.1 117.1.2- <i>Same as</i> 114.1.2 117.1.3- <i>Same as</i> 114.1.3	3	-6	D

Nodo: Zona condensador

Intención: El condensador, condensa los gases de VDU con un corriente de refrigeración y envía los no condensados al siguiente eyector.

Diagrama: P&ID 201.

Parámetro: Presión.

Palabra Guía	Desviación	Causas	Consecuencias	C	F	R	Protección	C	F	R
-Más	-Más presión línea refrigeración	118- <i>Same as</i> 114	118.1- Aumento del caudal de agua, proporciona una subida de presión en la tubería de refrigeración.	3	-2	B	118.1.1- Indicador PIT 201 marca presión alta. 118.1.2- Alarma de alta presión en PIT 201. 118.1.3- Diseño de PSV 201/202/203 (4 IPL) (5.55 bar).	3	-5	D
-Menos	-Menos presión salida agua condensada intercambiador	119- Problemas de <i>fouling</i>	119.1- <i>Same as</i> 112.1	3	-3	C	119.1.1- <i>Same as</i> 114.1.1 119.1.2- <i>Same as</i> 114.1.2 119.1.3- <i>Same as</i> 114.1.3	3	-6	D

Nodo: Zona condensador

Intención: El condensador, condensa los gases de VDU con un corriente de refrigeración y envía los no condensados al siguiente eyector.

Diagrama: P&ID 201.

Parámetro: Temperatura.

Palabra Guía	Desviación	Causas	Consecuencias	C	F	R	Protección	C	F	R
-Más	-Más temperatura entrada línea refrigeración	120- <i>Same as</i> 114	120.1- <i>Same as</i> 114.1	4	-1	A	120.1.1- Indicador TIT 201/202/202/203 marca temperatura elevada. 120.1.2- Alarma de alta temperatura en TIT 201/202/202/203.	3	-5	D
-Menos	-Menos temperatura entrada línea de refrigeración	121- <i>Same as</i> 114	121.1- No hay consecuencias de seguridad	—	—	—	121.1.1- Indicador TIT 201/202/202/203 marca temperatura baja. 121.1.2- Alarma de baja temperatura en TIT 201/202/202/20.	—	—	—

Nodo: Zona de condensadores.

Intención: El condensador, condensa los gases de VDU con un corriente de refrigeración y envía los no condensados al siguiente evector.

Diagrama: P&ID 201.

Parámetro: *As well as* .

Palabra Guía	Desviación	Causas	Consecuencias	C	F	R	Protección	C	F	R
-As well as	-As well as corrosión en condensador	122- Corrosión bajo aislamiento (flujo de proceso) 123- Corrosión bajo aislamiento (agua refrigeración)	122.1- <i>Same as</i> 112.1 123.1- Fuga de agua al exterior. No hay consecuencias de seguridad.	2	-1	C	122.1.1- <i>Same as</i> 112.1.1 123.1.1- <i>Same as</i> 112.1.1	2	-2	C

Nodo: Zona de separación de líquidos

Intención: Decantador encargado de la separación de la fase ligera y pesada en la mezcla.

Diagrama: P&ID 301.

Parámetro: Nivel.

Palabra Guía	Desviación	Causas	Consecuencias	C	F	R	Protección	C	F	R
-Más	- Más nivel	124- Fallada de uno de los dos transmisores. 125- Avería motor bomba P-301.	124.1-Espacio insuficiente para el gas y acumulación a consecuencia que aumenta el nivel de D-301. Posible desbordamiento y rotura de este. 125.1-La interrupción del flujo causada por la bomba averiada podría provocar un aumento del nivel, desbordamiento del decantador y rotura de este.	2	-1	C	124.1.1- Se añade Indicador de alto nivel LIT 301/302/303/304 124.1.2 - Se añade alarma de alto nivel LIT 301/302/303/304. 124.1.3- Se añade un rebosadero. 125.1.1-Diseño e instalación de un <i>bypass</i> con bomba P-301 B. 125.1.2- Se añade Indicador de alto nivel LIT 301/302. 125.1.3- Se añade alarma de alto nivel LIT 301/302 125.1.4- <i>Same as</i> 124.1.3.	2	-3	D

-Menos	-Menos nivel	126- Fallada de uno de los dos transmisores	126.1- No hay consecuencias para la seguridad.	—	—	—	126.1.1- Indicador de bajo nivel LIT 301/302/303/304 126.1.2- Alarma de bajo nivel conectada en LIT 301/302/303/304.	—	—	—
--------	--------------	---	--	---	---	---	---	---	---	---

Nodo: Zona de separación de líquidos

Intención: Decantador encargado de la separación de la fase ligera y pesada en la mezcla.

Diagrama: P&ID 301.

Parámetro: Presión.

Palabra Guía	Desviación	Causas	Consecuencias	C	F	R	Protección	C	F	R
-Más	- Más presión en D-301	127- Fuego externo	127.1- Sobrecalentamiento de D-301. Aumento de la presión y temperatura en D-301 vaporizando los líquidos más rápido, acumulando gases, (estos se dirigen al tratamiento de gases). Posible rotura del tanque por aumento de presión	3	-1	B	127.1.1- Indicador de presión alta en PI 301. 127.1.2- Indicador de presión alta en PI 302. 127.1.3- Indicador de presión alta en PIT 303. 127.1.4- Poner alarma de alta presión PIT 303.	3	-5	D

Nodo: Zona de separación de líquidos

Intención: Decantador encargado de la separación de la fase ligera y pesada en la mezcla.

Diagrama: P&ID 301.

Parámetro: Temperatura.

Palabra Guía	Desviación	Causas	Consecuencias	C	F	R	Protección	C	F	R
-Más	- Más temperatura en D-301	128- <i>Same as</i> 127.	128.1- <i>Same as</i> 127.1	3	-1	B	128.1.1- <i>Same as</i> 127.1.1. 128.1.2- <i>Same as</i> 127.1.2. 128.1.3- <i>Same as</i> 127.1.3. 128.1.4- <i>Same as</i> 127.1.4. 129.1.1- <i>Same as</i> 127.1.1. 129.1.2- <i>Same as</i> 127.1.2.	3	-5	D
		129- No intercambio de calor en los condensadores	129.1- <i>Same as</i> 127.1	3	-1	B	129.1.3- <i>Same as</i> 127.1.3. 129.1.4- <i>Same as</i> 127.1.4. 129.1.5- <i>Same as</i> 127.1.5. 129.1.6- <i>Same as</i> 127.1.6.	3	-5	D
-Menos	-Menos temperatura	130- Reducción drástica temperatura externa.	130.1- No hay consecuencias de seguridad	—	—	—		—	—	—

Nodo: Zona de separación de líquidos

Intención: Decantador encargado de la separación de la fase ligera y pesada en la mezcla.

Diagrama: P&ID 301.

Parámetro: *As well as*.

Palabra Guía	Desviación	Causas	Consecuencias	C	F	R	Protección	C	F	R
- <i>As well as</i>	- <i>As well as</i> corrosión/erosión en D-301	131- Corrosión bajo aislamiento	131.1- Fuga de agua. No hay consecuencias de seguridad	—	—	—	131.1.1- <i>Same as</i> 112.1.1	—	—	—

5.3. Evaluación del ruido en los puestos de trabajo

En este apartado se evalúa el riesgo de exposición al ruido generado por el sistema eyector-condensador en la torre de destilación al vacío y se establecen medidas técnicas, organizativas y de protección individual para minimizar la exposición de los trabajadores al ruido, asegurando el cumplimiento de la legislación vigente. Según la Ley 37/2003 del Ruido y el Real Decreto 1367/2007, el nivel de exposición al ruido nunca debe exceder los 87 dBA durante una jornada laboral de 8 horas. Este procedimiento se aplicará en todos los puestos de trabajo involucrado en la operación, mantenimiento y supervisión del sistema eyector-condensador de ASESА.

5.3.1 Valores Límite de Exposición y Valores que dan Lugar a una Acción

Los siguientes valores límite de exposición y valores de exposición que dan lugar a una acción se aplican según el Artículo 5 del Reglamento de Exposición de los Trabajadores al Ruido.

Cabe destacar que, no se han tenido en cuenta los picos L_{pico} (nivel de ruido máximo en dBA recibido por un trabajador en cualquier instante) porque no se han tomado medidas sonoras, no obstante, mediante datos bibliográficos se ha hecho la suposición de que, el nivel de ruido aerodinámico del sistema será de 100 dBA a 1 metro de los eyectores [45].

Tabla 5.1: Valores límites de exposición y valores de exposición que dan lugar a una acción^[23].

	Nivel de exposición diaria (dBA)
Valores inferiores de exposición que dan lugar a una acción	80
Valores superiores de exposición que dan lugar a una acción	85
Valores límite de exposición	87

5.3.2 Diagrama de Flujo del Proceso de Evaluación del Ruido

El siguiente diagrama de flujo ilustra el proceso de evaluación del ruido en los puestos de trabajo, clasificando las responsabilidades de las acciones según el área de Salud Laboral, Seguridad y Responsable de la Unidad.

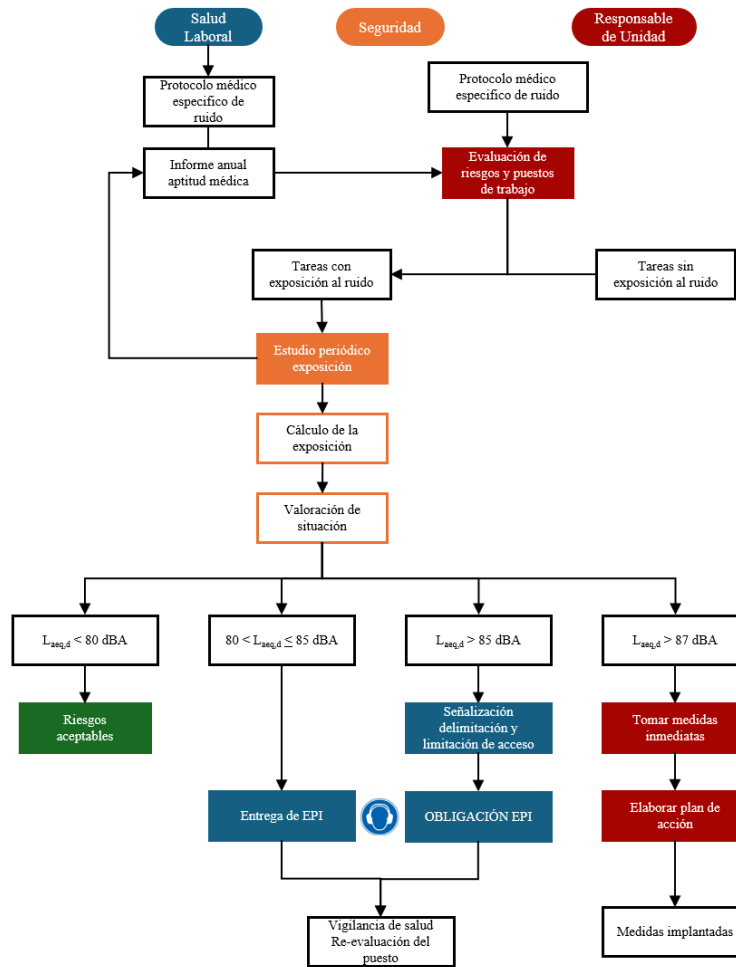


Figura 5.1: Diagrama de flujo de responsabilidades en la evaluación de riesgos^[23].

5.3.3 Proceso de evaluación del ruido en los puestos de trabajo

Cuando en la evaluación de riesgos de los puestos de trabajo se detecta algún puesto donde el nivel de ruido sea igual o supere los valores superiores de exposición, se planificará una evaluación del ruido siguiendo los criterios legales vigentes.

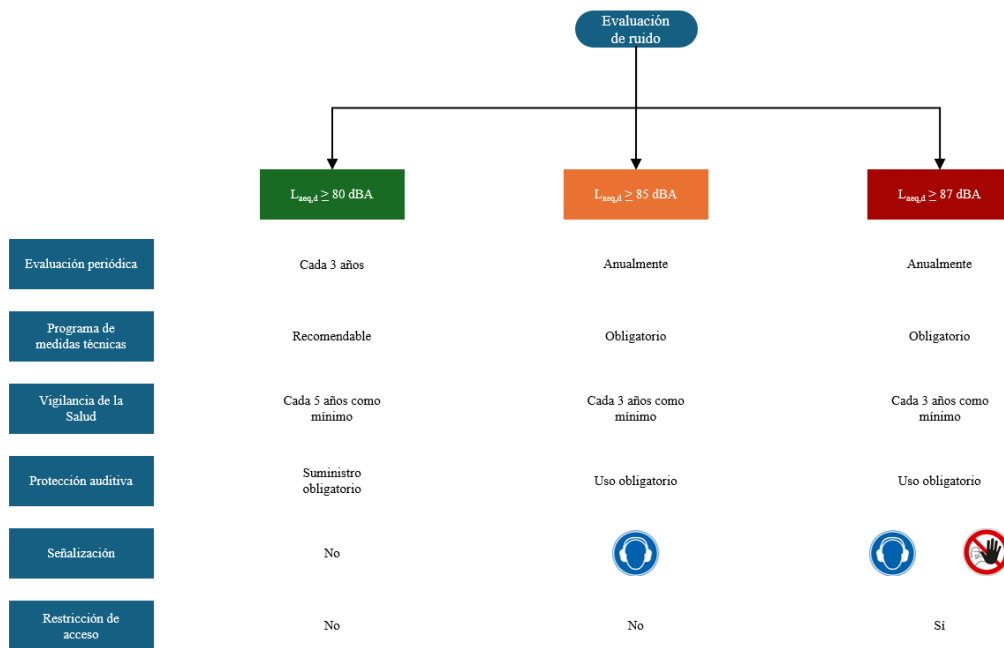


Figura 5.2: Proceso de evaluación del ruido en los puestos de trabajo^[23].

6. ESTUDIO MEDIOAMBIENTAL

Este estudio medioambiental se centra en la mitigación de la contaminación acústica y la evaluación de indicadores clave de rendimiento (*KPI's*) medioambientales. El objetivo de este estudio es asegurar que el proyecto de actualización del sistema eyector-condensador no solo cumpla con la normativa vigente, sino que también optimice la eficiencia de la planta y minimice su impacto ambiental.

6.1. Evaluación de la inmisión acústica

Para abordar la contaminación acústica, el estudio se ha centrado en los eyectores, dado que son una de las principales fuentes de ruido en la planta. A diferencia de las bombas y los condensadores, los eyectores operan a altas velocidades, lo que contribuye significativamente a la inmisión de ruido. Se ha supuesto un nivel de ruido aerodinámico de 100 dBA a 1 metro de los eyectores ^[45], lo que excede el límite permitido por la normativa vigente, para la inmisión de ruido ambiental fuera de las instalaciones.

Se ha realizado un mapa acústico considerando únicamente los eyectores como foco de emisión de ruido. Este análisis se lleva a cabo para evaluar si es necesario implementar medidas adicionales como la instalación de silenciadores, y aislantes acústicos, o si los trabajadores requieren de protección auditiva. Evaluando estas medidas se pretende garantizar que el nivel de ruido en las instalaciones se mantenga dentro de los límites establecidos por la normativa vigente.

El cálculo de la propagación de ruido en la planta se ha hecho con la siguiente ecuación:

$$L_2 = L_1 - 20 \cdot \log_{10} \left(\frac{d_2}{d_1} \right) \quad (\text{E.6.1})$$

Siendo, L_1 el nivel de presión sonora inicial a la distancia d_1 , L_2 el nivel de presión sonora inicial a la distancia d_2 , d_1 la distancia inicial desde la fuente y d_2 la nueva distancia desde la fuente.

A continuación, se presenta el mapa sonoro de las instalaciones de ASESА para el sistema eyector-condensador, cabe destacar que en el mapa sonoro no se ha tenido en cuenta el efecto de apantallamiento de las diferentes estructuras, por lo que, el caso del mapa acústico es el más crítico.

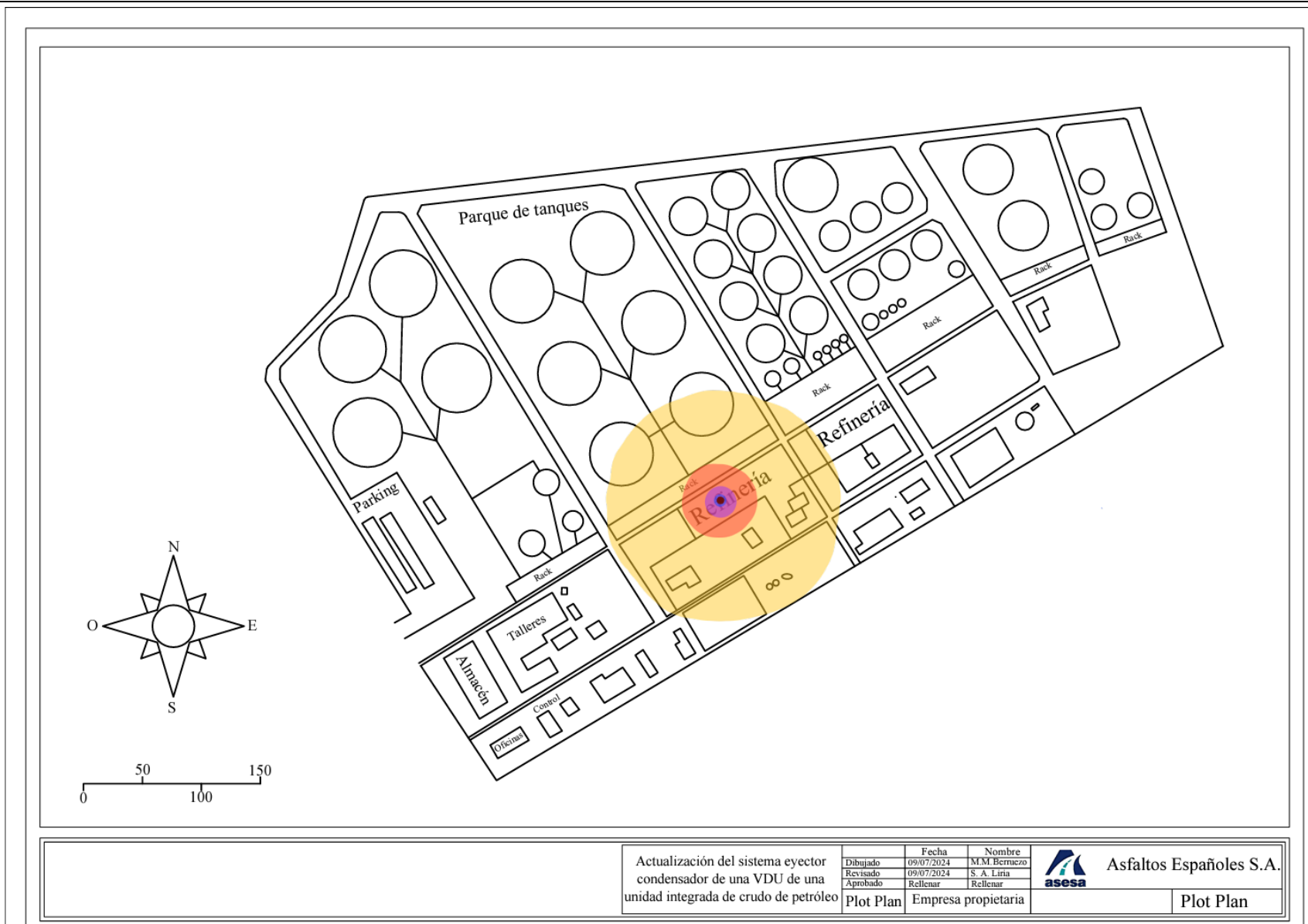


Figura 6.1: Mapa sonoro de las instalaciones de ASES A con una emisión de 100 dBA a 1 metro de los eyectores. Azul 87 dBA, morado 80 dBA, naranja 70 dBA y amarillo 60 dBA. Escala del mapa sonoro en metros.

Tal y como se observa en el mapa acústico de las instalaciones de ASESА, no es necesario instalar silenciadores en la salida de estores, ya que, según la Deposición Final Primera del Decreto 176/2009 de 10 de noviembre, y de acuerdo con el Anexo A, el límite de ruido en la planta de ASESА es de 70 dBA, ya que se considera zona industrial, a excepción de la zona perimetral del parking que se considera área de uso residencial, la cual tiene un límite de inmisión de 65 dBA. Por lo que el nivel sonoro en la valla perimetral de ASESА no supera los valores límites de inmisión establecidos por la normativa vigente. No obstante, se debe instalar aislamiento acústico en las tuberías para asegurar que el ruido se mantenga concentrado en el sistema evector-condensador y no se propague en forma de vibraciones a través de las tuberías.

6.2. KPI’s Medioambientales Asociados al Proyecto

Además de la contaminación acústica, se han identificado y evaluado varios KPI’s medioambientales críticos para el proyecto. Estos KPI’s proporcionan una visión clara de cómo las operaciones de la planta afectan al medio ambiente y facilitan la identificación de áreas de mejora. Los indicadores de mejora de proceso evaluados en este proyecto incluyen las emisiones de CO2 debido al consumo de gas natural de la planta de cogeneración de ciclo combinado para generar vapor, así como el consumo de agua adicional. Esto se debe a las pérdidas por evaporación y arrastre en la torre de refrigeración, que requiere un aporte contante para mantener el funcionamiento del sistema, además del agua necesaria para generar vapor para los eyectores.

Finalmente, con la renovación de la autorización ambiental, ASESА implementó dos unidades de carbón activo. Estas unidades operan en paralelo y siempre alineadas. Esta medida se tomó porque, con la actualización de la autorización ambiental, el valor máximo permitido de hidrocarburos en agua se redujo de 15 mg/L a 2 mg/L. Para cumplir con esta nueva normativa, ASESА instaló este sistema, con el que ha logrado reducir la concentración de hidrocarburos en agua hasta 0.1 mg/L.

A continuación, se observa la gráfica en la que se comparan los indicadores medioambientales asociados en el proyecto con los del sistema implementado de ASESА. En el anexo: A.3. *Cálculo de indicadores medioambientales* se pueden encontrar los cálculos con los que se han obtenido los resultados de la figura 6.2.

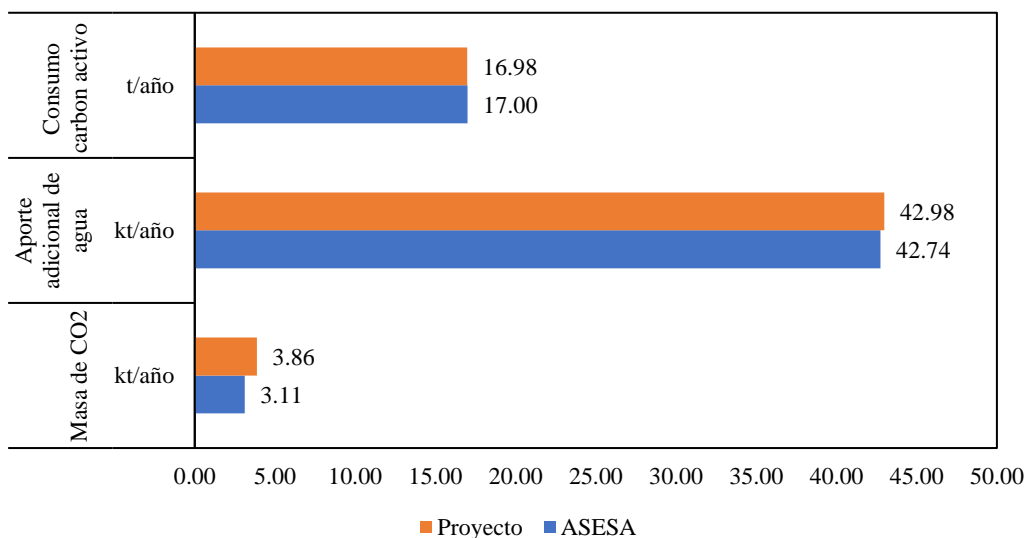


Figura 6.2: KPI’s medioambientales asociados al proyecto.

Los resultados observados en la figura anterior sugieren que la implementación del proyecto de actualización del sistema eyector-condensador sigue un enfoque diferente al del sistema de ASESА, con el objetivo de lograr una mayor eficiencia y una capacidad superior para generar vacío. Si bien esto implica un mayor consumo de vapor, es relevante destacar que el diseño del proyecto, que incluye un eyector adicional en cada etapa (cuatro en paralelo en lugar de tres como en ASESА), podría ser necesario para alcanzar la capacidad de vacío requerida. Esta mejora en la capacidad de vacío podría compensar el incremento en el consumo de vapor, reduciendo así el consumo de combustible en los hornos.

El sistema desarrollado es capaz de alcanzar un vacío máximo de 7 mmHg, en contraste con los 12 mmHg que alcanza el sistema de ASESА. Aunque el sistema propuesto tiene un mayor consumo de vapor, la capacidad para generar un vacío más profundo se traduce en una mayor eficiencia en términos de consumo de combustible, con un ahorro estimado de 30 mil euros por cada mmHg de vacío adicional.

Por otro lado, se observa un mayor aporte de agua adicional en el proyecto en comparación con ASESА, debido a varias razones. En este caso, el vapor de agua condensado se contamina con hidrocarburos, lo que requiere un tratamiento antes de poder reutilizarlo en el sistema de refrigeración. Este proceso implica un mayor consumo de agua, ya que, además de reponer las pérdidas por evaporación y arrastre en las torres de refrigeración, es necesario aportar agua desmineralizada para generar el vapor que requieren los eyectores. Como se utiliza más vapor y, por lo tanto, se debe reponer más agua desmineralizada, el aporte de agua global es superior al de ASESА.

En cuanto al consumo de carbón activo, se esperaba que el proyecto mostrara una ventaja. Pese a manejar un flujo de vapor de 600 kg/h superior al de ASESА, el carbón activo no se redujo de manera significativa, manteniéndose en niveles comparables en ambos sistemas. Esto sugiere que, pese al aumento en el consumo de vapor, otros factores podrían estar influyendo en la eficiencia de la absorción de hidrocarburos.

La figura subraya la importancia de considerar métodos actuales y optimizados para la actualización de sistemas en plantas químicas. Aunque el proyecto presenta un mayor consumo de ciertos recursos, los beneficios operativos y la capacidad mejorada para generar vacío podrían justificar estas diferencias, asegurando que el sistema propuesto cumpla con las normativas medioambientales y mejore la eficiencia operativa en la planta.

7. PLAN DE MANTENIMIENTO PREVENTIVO

El mantenimiento del sistema de vacío requiere un enfoque estructurado que considere las especificaciones técnicas de cada componente. Un plan de mantenimiento bien definido no solo asegura la prolongación de la vida útil de los equipos, sino que también minimiza los riesgos asociados a posibles fallos operativos. Para facilitar su comprensión se presenta una tabla resumen del mantenimiento preventivo, basada en las recomendaciones de los fabricantes.

La tabla está organizada por tipos de equipo, detallando las actividades específicas de mantenimiento necesarias, como inspecciones, limpiezas y reemplazo de componentes. Se especifica la frecuencia de cada tarea, incluyendo aquellas que solo pueden realizarse durante la parada de planta que ASESА lleva a cabo cada 3 años. Cada actividad se describe claramente para asegurar que todos los involucrados comprendan lo que se espera en cada intervención. Además, se asignan responsables y se listan las herramientas necesarias para realizar el trabajo correctamente. La tabla también incluye un apartado que detalla las piezas de repuesto necesarias, considerando la cantidad total de equipos en el sistema.

Tabla 7.1: Plan de mantenimiento preventivo, calibración e inspecciones legales.

Equipo	Actividad	Frecuencia	Descripción	Responsable	Instrumentos necesarios	Piezas en Stock
Eyectores ^[15]	Inspección de los componentes internos	Anual	Revisión y limpieza de boquillas y difusores, verificar desgaste en cada evector	Mantenimiento	Micrómetro, equipo de limpieza por ultrasonidos	Boquillas de vapor Motriz* (12 uds) Extensiones de Boquillas Motriz (12 uds) Entrada Difusor* (12 uds) Salida Difusor* (12 uds)
	Reemplazo de juntas	Cada 2 años	Sustitución de juntas deterioradas	Mantenimiento	Herramientas manuales	Juntas de caja de succión (24 uds) Juntas de Garganta del Difusor (12 uds)
Condensadores ^[15]	Limpieza interna de tubos y carcasa	Cada 3 años	Limpieza de la carcasa y los tubos para evitar obstrucciones	Mantenimiento	Equipo de limpieza por chorro de agua a alta presión	—
	Evaluación de estado de los tubos	Cada 3 años	Prueba de corrientes parásitas para detectar adelgazamiento	Mantenimiento	Equipo de prueba de corrientes parásitas	Tubos de condensador (67 uds)
	Evaluación de la carcasa y cajas de agua	Cada 3 años	Revisión de corrosión en las cajas de agua y reemplazo de los ánodos de sacrificio	Mantenimiento	Cámaras de inspección, multímetro	Juntas de caja de agua (3 uds) Juntas del puerto de inspección (3 uds) Tiras de sellado (3 uds) Ánodos de sacrificio (3 uds)
Decantador	Limpieza del decantador ^[34]	Cada 3 años	Retirar residuos y sedimentos	Mantenimiento	Equipo de succión	—
	Inspección de corrosión y desgaste ^[34]	Cada 3 años	Revisión de integridad estructural, incluyendo zonas alrededor de las conexiones y las superficies internas para detectar grietas o desgaste	Mantenimiento	Cámara de inspección	—
	Prueba hidráulica ^[34] _[35]	Cada 3 años	Verificación de posibles fugas y evaluación de resistencia estructural	Mantenimiento	Línea auxiliar de agua	—

Tabla 7.1: Plan de mantenimiento preventivo, calibración e inspecciones legales. (Continuación).

Equipo	Actividad	Frecuencia	Descripción	Responsable	Instrumentos necesarios	Piezas en Stock
Bomba ^[16] [13]	Inspección visual	1 vez al día	Revisión de fugas, vibraciones anómalas y temperaturas inusuales	Operador	Inspección visual	—
	Verificar lubricación	1 vez al mes	Verificar que todos los cojinetes estén lubricados	Mantenimiento	Lubricante	Lubricante
	Verificar cojinetes	Anual	Inspeccionar cojinetes y correas de transmisión para detectar desgaste.	Mantenimiento	Herramientas de inspección	—
	Evaluación de la eficiencia del motor	Anual	Pruebas de rendimiento del motor para verificar su eficiencia energética y operativa	Mantenimiento	Analizador de eficiencia energético, multímetro	—
	Reemplazo de piezas de desgaste	Cada 2 años	Prevenir fallos mecánicos debido al desgaste de los componentes	Mantenimiento	Herramientas básicas	Kit de piezas de desgaste (2 uds) ^[17]
	Reemplazo de cierre mecánico	Cada 2 años	Evitar fugas y garantizar la estanqueidad del sistema	Mantenimiento	Herramientas básicas	Kit de cierre mecánico (2 uds) ^[18]
	Reemplazo de juntas	Cada 2 años	Mantener la estanqueidad y evitar fugas provocadas por el deterioro de las juntas	Mantenimiento	Herramientas básicas	Kit de juntas (2 uds) ^[19]
	Reemplazo de kit hidráulico	Cada 5 años	Para asegurar la eficiencia hidráulica y prevenir fallos debido al desgaste de los componentes hidráulicos	Mantenimiento	Herramientas básicas	Kit paquete hidráulico (2 uds) ^[20]
	Reemplazo de cojinetes de motor	Cada 5 años	Prevención de vibraciones anómalas, ruido excesivo o fallo de motor provocado por el desgaste de los cojinetes	Mantenimiento	Herramientas básicas	Cojinetes de motor (2 uds) ^[21]
Arqueta	Inspección de la arqueta	1 vez al día	Revisión del estado de las arquetas	Operador	Visual	—
PSV ^[24]	Inspección visual externa	Anual	Revisar la corrosión, daños físicos, acumulación de residuos y fugas visibles	Mantenimiento	Inspección visual	—
	Desmontaje e inspección interna	Anual	Desmontar completamente la válvula para inspeccionar el muelle, asiento y disco de cierre. Limpiar cualquier acumulación de moho, incrustaciones o sustancias extrañas y verificar que los componentes internos estén en buen estado.	Mantenimiento	Herramientas de desmontaje	Juego de juntas de repuesto
	Prueba de disparo	Anual	Probar la válvula para asegurarse de que se dispara correctamente a la presión de tarado. Esta prueba debe realizarse en condiciones operativas o en un banco de pruebas.	Mantenimiento	Banco de pruebas, manómetro calibrado	—
	Ajuste de la presión de tarado	Cada 3 años	Ajustar la presión de tarado si es necesario, especialmente después de las inspecciones. Precintar la válvula después del ajuste para evitar manipulaciones no autorizadas.	Mantenimiento	Manómetro calibrado, herramientas de ajuste y herramientas de precintado	Precintado de seguridad
Disco de ruptura ^[25]	Inspección del disco de rotura	Anual	Sustitución del disco de rotura si se detecta cualquier daño durante la inspección	Mantenimiento	Herramientas de desmontaje	Disco de rotura (1 uds)

Tabla 7.1: Plan de mantenimiento preventivo, calibración e inspecciones legales. (Continuación).

Equipo	Actividad	Frecuencia	Descripción	Responsable	Instrumentos necesarios	Piezas en Stock
Válvulas controladoras y automáticas	Test funcional	Anual	Probar la válvula desde panel para asegurar el funcionamiento correcto de esta	Mantenimiento	Herramientas de ajuste	—
	Test de señal	Anual	Se verifica la señal de posición real de la válvula enviada al sistema de control.	Mantenimiento	Calibrador de señal	—
	Prueba de respuesta	Anual	Verifica que la válvula se mueve a lo largo de todo su rango de operación en respuesta a una señal de retroalimentación	Mantenimiento	Herramientas de ajuste	—
	Prueba de tiempo de respuesta	Anual	Mide el tiempo de respuesta que tarda la válvula en responder a una señal de control	Mantenimiento	Herramientas de ajuste y cronometro	—
Instrumentos de medición y transmisores	Calibración	Anual	Verificación y ajuste de la exactitud de los instrumentos	Mantenimiento	Calibrador de proceso	—
	Prueba de funcionalidad	Anual	Verificación del correcto funcionamiento operativo de los instrumentos	Mantenimiento	Equipo de prueba de señales	—
	Reemplazo de componentes	Anual	Sustitución de componentes que presenten desgaste o fallas	Mantenimiento	Herramientas básicas	—

* Las boquillas y difusores deben reemplazarse cuando el aumento del área de la garganta exceda el 7%^[15]

1. Eyectores y Condensadores

Para los eyectores y condensadores, se siguen las recomendaciones proporcionadas por *Graham Corporation*, que sugiere disponer de la siguiente lista de repuestos por eyector y condensador.

- **Stock de repuestos por eyector:** 1 boquilla de vapor motriz, 1 extensión de boquillas motriz, 1 entrada difusor, 1 salida difusor, 2 juntas de caja de succión y 1 junta de garganta de difusor.
- **Stock de repuestos por condensador:** 10% de los tubos del condensador^[37], 1 juntas de caja de agua, 1 juntas del puerto de inspección, 1 tiras de sellado, 2% del área del intercambiador en 1 ánodo de sacrificio.

2. Bombas

Para las bombas centrífugas, se sigue las recomendaciones del fabricante, *Grundfos*, que proporciona al detalle la lista de repuestos recomendada para la bomba seleccionada.

- **Stock de repuestos por bomba (2 años de funcionamiento):** 1 kit cierre mecánico, 1 kit de juntas y 1 kit de piezas de desgaste.
- **Stock de repuestos por bomba (5 años de funcionamiento):** 2 kit de cierre mecánico, 2 kit de juntas, 1 kit de piezas de desgaste, 1 kit de paquete hidráulico y 1 kit de cojinetes de motor.

8. MANUAL DE OPERACIÓN

8.1. Puesta en marcha del sistema

8.1.1 Consideraciones previas.

- Asegurar que las líneas del sistema no disponen de discos ciegos ni ONIS en posición ciego.
- Comprobar que se dispone de los suministros necesarios; vapor de media, suministro eléctrico, agua de refrigeración y nitrógeno.
- Comprobar el correcto funcionamiento de las bombas P-301 A y B. Además de asegurar que no disponen de ningún enclavamiento eléctrico.
- Comprobar la medida de los transmisores e indicadores.
- Comprobar el estado de los lazos de control del sistema. (admisión de gases de la torre de vacío e interfase en el tanque D-301)
- Comprobar funcionamiento de las válvulas de actuación remota.
- Comprobar que los sistemas de purga y venteo están libres de mangueras o accesorios que dificulten su uso. En caso de encontrarse alguna válvula abierta, debe ser cerrada
- Comprobar que el sifón del tanque D-301 se encuentra cerrado. (Para evitar salida de gases a atmosfera).
- Asegurar el alineado de tratamiento de gases y líquidos.

8.1.2 Inertizado del sistema.

En caso de haber realizado tareas de mantenimiento en los equipos del sistema, estos dispondrán de aire en su interior, por ello, deben ser inertizados antes de alinear el sistema con gases de proceso. Evitando así:

- I. Autoignición en contacto con hidrocarburos a temperatura superiores al punto de autoignición.
- II. Retroceso de llama en el colector de antorcha.

En el apartado 8.3.2 se explica con más detalle la operativa.

Cabe destacar que la inertización del sistema de vacío puede realizarse en conjunto con la torre de destilación, en este caso se utilizaría una línea de nitrógeno ya existe en el proceso.

8.1.3 Maniobra

Una vez realizado, en caso de ser necesario, el inertizado de los equipos y haber comprobado las consideraciones previas, se procede a la puesta en marcha del sistema

- I. Restablecer el agua de refrigeración en los inter condensadores E-201, E-202 y E-203. Para ello se debe asegurar que los drenajes estén cerrados y los purgadores abiertos.
- II. Restablecer el vapor de media a los eyectores, para ello se debe drenar los condensados de la línea y comprobar el correcto funcionamiento de los purgadores. Se pondrá en servicio un juego de eyectores, J-101/102/103 A. A su vez, se asegurará que la temperatura del vapor es adecuada, ya que podría causar problemas de condensación y vacío.
- III. Con la aspiración de las bombas cerradas y bombas paradas se debe comprobar la acumulación de líquidos en el D-301.

- IV. Con nivel en el D-301 se encenderá la bomba P-301 A o B, abriendo el paso a la línea de tratamiento. En este momento debe normalizarse el control de la interfase y abrir el sifón. (rebosadero a arqueta)
- V. En caso de ser necesario, se realizará la prueba de vacío en la torre de destilación, bloqueando entradas y alineando el sistema. Una vez superada la prueba se dejará un caudal mínimo de nitrógeno durante la puesta en marcha de la unidad.
- VI. De no ser necesaria la prueba, se alineará el sistema de vacío a la cabeza de la torre.

8.1.4 Normalización del sistema

Para normalizar el sistema de vacío se deben poner en servicio los diferentes juegos de eyectores hasta conseguir el vacío deseado. Esta maniobra debe realizarse progresivamente, calentando los equipos y purgando los condensados que puedan quedar en los equipos.

8.2. Operación del sistema

8.2.1 Consideraciones sobre el funcionamiento.

- El sistema de vacío propuesto no dispone de control automático sobre el vapor o la activación de eyectores, por lo que estos ajustes se deben realizar manualmente por el operario.
- Durante la operación de estos, es posible cerrar el paso de alguno de los eyectores, si su uso no fuese necesario o causase algún tipo de desventaja o peligro para las instalaciones.
- El sistema de vacío cuenta con un reciclo de gases a la línea de torre, este reciclo se actúa mediante la válvula VCG-102 que en modo automático controlará la presión de la torre.
- Los condensados deben ser decantados en el equipo D-301, la interfase será controlada mediante la válvula VCG-301. La fase ligera se irá acumulando en el segundo compartimento del depósito.

8.2.2 Vaciado del D-301.

El depósito D-301, está destinado a separar la fase ligera del agua. La fase ligera es mínima, por ello es necesaria su acumulación. Se prevé que el segundo compartimento alcance una altura de 73 cm cada 30 días. El vaciado del equipo debe realizarse periódicamente de forma manual.

El vaciado del equipo se realizará mediante el purgador del compartimento, VM-316, y aportando nitrógeno por uno de los venteos del equipo.

8.3. Parada del sistema

8.3.1 Procedimiento.

- I. Detener progresivamente los eyectores hasta dejar un solo juego en servicio. Para ello, se empezará por los eyectores de J-101, J-102 y finalmente los J-103, de esta manera, se asegura el arrastre de los gases. Los eyectores deben quedar alineados, permitiendo el paso de gas, por lo que solo se cerrarán las entradas de vapor.
- II. Se despuntará el reciclo mínimo de la bomba P-301 A o B activa.

- III. Abrir el reciclo de gases a línea de torre mediante la válvula VCG-102, de tal forma que se perderá el vacío en la torre y por ende la entrada de gases al sistema.
- IV. Se cerrará por completo la salida de gases de la torre, quedando desalineada.
- V. Se esperará un tiempo prudencial para asegurar el arrastre de gases en las líneas y equipos del sistema, antes de detener el último juego de eyectores.
- VI. Se detendrá la bomba P-301 A o B que esté activa.
- VII. Una vez se haya enfriado el sistema, se cierra el paso de agua de refrigeración por los condensadores.
- VIII. Finalmente, se debe vaciar ambos compartimentos del decantador utilizando las purgas del equipo y aportando nitrógeno mediante la línea de nitrógeno propuesta en este proyecto o una auxiliar. Compensando el vacío creado por la condensación del vapor.
- IX. Una vez inertizados los equipos, se bloquean y los suministros. Para ello se cerrarán y bloquearán las válvulas correspondientes, además de instalar los correspondientes discos ciegos.

8.3.2 Inertización de los equipos.

La inertización del sistema de vacío puede realizarse de varias formas y de forma independiente o conjunta a la torre de vacío. En el caso de realizarse de forma independiente se puede realizar mediante barrido con nitrógeno o vaporización.

- Si se desea barrer con nitrógeno una vez detenidas las bombas P-301 (paso VI.) se alineará la línea de nitrógeno del sistema, haciendo correr el nitrógeno por todo el sistema de vacío y desalojándolo por la línea de tratamiento de gases. Para asegurar que el barrido se realiza correctamente, se puede abrir y cerrar los diferentes juegos de eyectores y el reflujo, forzando a pasar nitrógeno por cada una de las líneas del sistema.
- Si se desea vaporizar el sistema se realizará una vez detenidas las bombas P-301 (paso VI.) y el paso de agua de refrigeración se abrirá el vapor de uno de los eyectores. Se utilizará la misma estrategia que con el barrido de nitrógeno. Una vez realizada la vaporización se compensará el vacío creado por la condensación del vapor adicionado nitrógeno al sistema.

9. ESTUDIO ECONÓMICO

En el ámbito del refinado de petróleo, la optimización de los procesos es crucial para mejorar la eficiencia y la rentabilidad operativa.

En el análisis económico se consideran tanto los ingresos, beneficios e inversiones generales. Cada parte de la instalación contribuye a la actividad general de manera distinta, y se les asigna un porcentaje específico del beneficio total para reflejar su importancia relativa en el sistema. Este se encontrará a un 20% para la torre de vacío y la mitad de este para los eyectores (10%).

El análisis económico se hace en base a la parte indicada para los eyectores.

9.1. Estimación de costes de compra

Se determinará el costo de cada equipo, junto con estimaciones de fabricación e instalación, utilizando el libro *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes* [39]. Los precios de los equipos y los instrumentos que se utilizan se encuentran en el anexo A.4.1.

La inversión inicial requerida para implementar el sistema es de 1.78 M€. Esta suma cubre en su totalidad los costos relativos a la adquisición e instalación de los nuevos equipos, incluidos el decantador, intercambiadores de calor, eyectores, bombas y demás componentes esenciales. Adicionalmente, esta inversión incorpora los costes asociados a la ingeniería, supervisión, construcción y las contingencias.

9.2. Beneficios

9.2.1 Beneficios por mejora en el vacío.

El sistema de vacío propuesto está compuesto por tres etapas de eyectores (J-101, J-102 y J-103), cada una equipada con cuatro eyectores en paralelo (A/B/C/D). Esta configuración avanzada permite alcanzar y mantener un vacío de 12 mmHg en la columna de destilación, optimizando así el proceso de destilación al vacío. Este representa una mejora significativa respecto al método actual que opera a un vacío máximo de 22 mmHg.

Disminuir la presión en la cabeza de torre directamente reduce la cantidad de energía necesaria para mantener las operaciones, lo que, a su vez, genera un ahorro significativo en el consumo de combustible. Por cada 1 mmHg de reducción adicional, se estima un ahorro de 30,000 € anuales en combustible. Con una disminución total de 10 mmHg (de 22 a 12 mmHg), el ahorro proyectado es de 300,000 € anuales.

9.2.2 Beneficios dados de la producción

Para obtener beneficios del refinado de petróleo, es crucial considerar el margen de refino, ya que este indicador muestra la diferencia entre los ingresos generados por la venta de productos refinados, y los egresos. El margen de refino nos permite evaluar la rentabilidad de las operaciones de refino. Durante el segundo trimestre de 2024 el margen de refino de petróleo por barril se sitúa en 6.4 \$ (5.8 €)^[48].

Si se destila 1.4 Mt/año de crudo, 10.44 millones de barriles, y se aplica el margen de refino, se obtiene un beneficio de 5.8 € por barril más, es decir, si el barril supone 71.24€, los beneficios que se obtienen por barril son de 77.04 €.

Los beneficios obtenidos anualmente por la venta del producto, relacionando el porcentaje que le corresponde a los eyectores (10%) se obtiene que el beneficio es de anuales.

9.3. Período de recuperación de la inversión (*Payback*)

La inversión en la mejora del sistema de vacío y otros equipos de la planta se recupera en un período de aproximadamente 18 meses. Un *payback* tan breve es indicativo de una serie de elementos positivos. En primer lugar, sugiere una alta rentabilidad del proyecto, ya que el capital invertido retorna a los inversores en menos de dos años. Por otro lado, también refleja la eficiencia operativa conseguida por las mejoras tecnológicas implementadas, como los nuevos eyectores, que optimizan el uso de energía y refuerzan la capacidad de producción.

10. CONCLUSIONES

La motivación de este proyecto radica en la importancia que presenta la destilación al vacío dentro de una unidad de refino para la producción de betún asfáltico. El proyecto se centra en la actualización del sistema de vacío de la torre de destilación, específicamente, en la implementación de un nuevo sistema de eyectores y condensadores. Esta actualización debe dar respuesta a la composición de los nuevos crudos de la manera más eficiente posible, optimizando recursos y manteniendo un equilibrio óptimo entre operabilidad y la sostenibilidad.

En una primera fase, se llevó a cabo una amplia búsqueda de alternativas existentes, optando por los eyectores, debido a su combinación de bajo coste inicial, simplicidad operativa y requerimientos mínimos de mantenimiento. Esto condujo a un análisis detallado de su funcionamiento y requisitos específicos. El sistema requería de varios eyectores para alcanzar un vacío de 12 mmHg, absorbiendo un caudal de gases de 250 kg/h de los cuales 200 kg son incondensables. Mediante referencias bibliográficas, se ha escogido la configuración de 4 eyectores de 3 etapas, dado que es, de las posibles, la que menos vapor requiere 2,732kg ($10.9 \text{ kg}_{\text{vap}}/\text{kg}_{\text{abs}}$). Las etapas del sistema requieren condensación intermedia, por lo cual se han diseñado 3 condensadores. Además, se planteó la separación de los condensados ligeros y pesados.

En cuanto al diseño de los equipos, se siguieron los códigos y normativas de diseño vigentes. Los eyectores se han diseñado en términos de consumos de vapor, aproximando la geometría, ya que su diseño es en gran parte confidencial, lo que ha dificultado encontrar información fiable y completa sobre su dimensionamiento.

En estos sistemas, es habitual el uso de condensadores especiales con eyectores y acumuladores integrados. Dada la complejidad de diseño de estos equipos, se optó por la normalización TEMA. El diseño se ha realizado mediante el *software* Aspen EDR. Los condensadores toman forma AES (E-202/3) y AIS (E-201, mayor caudal volumétrico), evitando problemas a medio-largo plazo por fatiga, vibraciones y resistencia del material. Se aseguró un sobredimensionamiento suficiente para evitar problemas de *fouling*, requiriendo un total de 160.42 t/h de agua de refrigeración.

Finalmente, se ha diseñado un decantador capaz de separar los condensados del agua y evacuar la parte pesada de forma continua, mientras que la ligera se acumulará en el equipo hasta su retirada, dado que el caudal de esta es mínimo.

El sistema se ha dotado de diferentes indicadores y transmisores, elementos de seguridad y de control, respondiendo a las necesidades en cuanto a operabilidad, mantenimiento y seguridad. Estos elementos se reflejan en los diferentes diagramas de instrumentación y tuberías, que han sido retroalimentados mediante un análisis exhaustivo de riesgos del proceso (HAZOP). Este análisis ha permitido identificar posibles desviaciones operativas y sus consecuencias, asegurando que el diseño del sistema minimice los riesgos y optimice la seguridad en todas las etapas del proceso.

En el ámbito medioambiental, se ha realizado un exhaustivo estudio centrado en la mitigación de la contaminación acústica y la evaluación de indicadores clave de rendimiento (*KPI's*) medioambientales. El análisis de la inmisión acústica ha revelado que, aunque los eyectores son una fuente significativa de ruido, no es necesario instalar silenciadores, ya que el nivel de ruido se encuentra dentro de los límites permitidos por

la normativa para zonas industriales. Sin embargo, se recomienda la instalación de aislamiento acústico en las tuberías para evitar la propagación de vibraciones. En cuanto a los *KPI's* medioambientales, se ha constatado que, aunque el nuevo sistema aumenta el consumo de vapor, su capacidad para generar un vacío más profundo mejora la eficiencia en el consumo de combustible, compensando el mayor uso de recursos. Además, la implementación de unidades de carbón activo ha sido efectiva para reducir la concentración de hidrocarburos en agua, cumpliendo con la normativa vigente.

La inversión inicial de 1.78 M€ abarca la adquisición e instalación del sistema. Los precios se han obtenido mediante la referencia bibliográfica, *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes* de *Richard Turton*, y los catálogos de *Schutte & Koerting* (eyectores). Esta inversión representa un salto cualitativo en la capacidad tecnológica, permitiendo alcanzar un vacío de 12 mmHg, una mejora significativa de 10 mmHg respecto el vacío actual. Esta optimización se traduce en una sustancial mejora de los procesos y en un ahorro anual de 300,000 € en costes de combustible. Los ingresos atribuibles al sistema de eyectores son de 6,057,520€ representado un 10% de los beneficios totales de la refinería. El período de recuperación de la inversión se calcula en aproximadamente 18 meses, un indicador favorable que destaca la sólida rentabilidad del proyecto. Un retorno de inversión rápido combinado con una mejora operativa sustancial hacen que el sistema que se ha diseñado sea una opción altamente recomendable.

En resumen, el proyecto no solo ha cumplido con los objetivos y el alcance inicial, sino que lo ha superado con ideas de valor, como la separación de los condensados. Este cumple con los códigos y normas de diseño actuales garantizando la seguridad, eficiencia y sostenibilidad del sistema. Estas mejoras no solo optimizan la operabilidad actual, sino que también preparan la unidad para refinar de manera más efectiva. El éxito de los resultados reafirma el valor de las decisiones tomadas y su contribución a la continuidad y el progreso en la producción de betún asfáltico.

11. BIBLIOGRAFÍA

- [1]: Ernest. E. Ludwig. En: *Ejectors and Mechanical Vacuum Systems Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*. 3ª ed. Estados Unidos de América: Butterworth-Heinemann; 1999.
- [2]: Emerson. *Fisher D y DA válvulas*. <https://www.emerson.com/es-es/catalog/automation-solutions--1003/fisher-d-and-da-es-mx> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [3]: Emerson. *Fisher V300 válvula segmentada*. <https://www.emerson.com/es-es/catalog/automation-solutions/valves/segmented-ball-valves--5/fisher-v300-es-es?fetchFacets=true#facet:-70000000000000057336599101114111329710832999711498111110111,-70000000000000058747880833252> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [4]: Emerson. *Guía de Válvulas de Control*. (6ª ed). Marshalltown, Iowa: Fisher Controls International LLC; 2023. <https://www.emerson.com/documents/automation/gu%EDa-de-v%E1lvulas-de%A0control-control-valve-handbook-spanish-es-5459932.pdf> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [5]: Emerson. *Rosemount 3051 In-line pressure transmitter*. <https://www.emerson.com/es-es/catalog/rosemount-sku-3051-in-line-pressure-transmitter-es-es?fetchFacets=true#facet:&partsFacet:&modelsFacet:&facetLimit:&searchTerm:&partSearchTerm:&modelsSearchTerm:&productBeginIndex:0&partsBeginIndex:0&modelsBeginIndex:0&orderBy:&partsOrderBy:&modelsOrderBy:&pageView:list&minPrice:&maxPrice:&pageSize:&facetRange:&> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [6]: Emerson. *Rosemount 3051SFC orifice plate flow meter*. <https://www.emerson.com/es-es/catalog/rosemount-sku-3051sfc-orifice-plate-flow-meter-es-es> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [7]: Emerson. *Rosemount PKG 214C sensor, 3144P transmitter and 114C thermowell*. <https://www.emerson.com/es-es/catalog/rosemount-pkg-214c-sensor-3144p-transmitter-and-114c-thermowell-es-es> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [8]: Emerson. *Rosemount 5408 non-contacting radar transmitter*. <https://www.emerson.com/es-es/catalog/rosemount-sku-5408-non-contacting-radar-transmitter-es-es?fetchFacets=true#facet:&partsFacet:&modelsFacet:&facetLimit:&searchTerm:&partSearchTerm:&modelsSearchTerm:&productBeginIndex:0&partsBeginIndex:0&modelsBeginIndex:0&orderBy:&partsOrderBy:&modelsOrderBy:&pageView:list&minPrice:&maxPrice:&pageSize:&facetRange:&> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [9]: Emerson. *Rosemount 306 In-line manifold*. <https://www.emerson.com/es-es/catalog/rosemount-306-in-line-manifold-es-es?fetchFacets=true#facet:&partsFacet:&modelsFacet:&facetLimit:&searchTerm:&partSearchTerm:&modelsSearchTerm:&productBeginIndex:0&partsBeginIndex:0&modelsBeginIndex:0&orderBy:&partsOrderBy:&modelsOrderBy:&pageView:list&minPrice:&maxPrice:&pageSize:&facetRange:&> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [10]: Emerson. *Rosemount 8800 Vortex*. <https://www.emerson.com/es-es/catalog/rosemount-8800-vortex-es-es?fetchFacets=true#facet:&partsFacet:&modelsFacet:&facetLimit:&searchTerm:&partSearchTerm:&modelsSearchTerm:&productBeginIndex:0&partsBeginIndex:0&modelsBeginIndex:0&orderBy:&partsOrderBy:&modelsOrderBy:&pageView:list&minPrice:&maxPrice:&pageSize:&facetRange:&> (último acceso 29 de agosto de 2024)

- [11]: Ferguson. Pipe & tubing. <https://www.ferguson.com/category/pipe-tubing/> (último acceso 30 de agosto de 2024.)
- [12]: Trident Steel. Carbon steel pipe price list. <https://www.tridentsteel.co.in/carbon-steel-pipe-price-list.html> (último acceso 27 de agosto de 2024)
- [13]: Gargil. *Plan de mantenimiento para una bomba centrífuga*. https://gargil.es/plan-de-mantenimiento-para-una-bomba-centrifuga/#Como_preparar_un_plan_de_mantenimiento_para_una_bomba_centrifuga (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [14]: Graham Corporation. Control de vacío del evector. 2019. <https://myemail.constantcontact.com/Graham-Corporation-Technical-Article--Ejector-Vacuum-Control.html?soid=1130222917333&aid=TBIdVVQ0Jsg> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [15]: Graham Corporation. Sistemas de vacío con eyectores: piezas de repuesto y mantenimiento preventivo. 2020. <https://myemail.constantcontact.com/Graham-Corporation-Technical-Article--Ejector-Vacuum-Systems---Spare-Parts-and-Preventative-Maintenance.html?soid=1130222917333&aid=fnEha-ogPgw> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [16]: Grundfos. *CR 3-7 bomba*. <https://product-selection.grundfos.com/es/products/cr-cre-cri-crie-crn-crne-crt-crte/cr/cr-3-7-96516594?pumpsystemid=2436905988&tab=variant-sizing-results> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [17]: Grundfos. *Kit Wear Part 96455095*. <https://product-selection.grundfos.com/es/products/service-partkit/kit-wear-part-96455095?productnumber=96455095> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [18]: Grundfos. *Kit Shaft Seal 96455086*. <https://product-selection.grundfos.com/es/products/service-partkit/kit-shaft-seal-96455086?productnumber=96455086&pumpsystemid=2413987486&tab=variant-specifications> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [19]: Grundfos. *Kit Gasket 96455090*. <https://product-selection.grundfos.com/es/products/service-partkit/kit-gasket-96455090?productnumber=96455090&pumpsystemid=2434103204&tab=variant-specifications> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [20]: Grundfos. *Kit Chamber Stack 96453534*. <https://product-selection.grundfos.com/es/products/service-partkit/kit-chamber-stack-96453534?productnumber=96453534&pumpsystemid=2435219068&tab=variant-specifications> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [21]: Grundfos. *Recommended spare parts: CR, CRI, CRN 1 to 150*
- [22]: H. Renon, J.M. Prausnitz "Local compositions in thermodynamic excess functions for liquid mixtures" *AICHEJ.* 14, 135-144 (1968).
- [23]: Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo (INSHT). Guía Técnica para la Evaluación y Prevención de los Riesgos Relacionados con la Exposición de los Trabajadores al Ruido. *Boletín del Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo*; 2006. (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [24]: Instituto Nacional de Seguridad y Salud en el Trabajo (INSHT). NTP 342: Válvula de seguridad (I): características técnicas. *Boletín del Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo*; 1999. https://www.insst.es/documents/94886/326853/ntp_342.pdf/30201ad7-fba7-4bbd-b979-15e1ed147417?version=2.1&t=1684237121744 (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [25]: Instituto Nacional de Seguridad y Salud en el Trabajo (INSHT). NTP 456: Discos de ruptura (I): características. *Boletín del Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo*

- Trabajo; 1999. https://www.insst.es/documents/94886/326853/ntp_456.pdf/05f82d46-df39-4b36-ab78-944901b9c3c4?version=2.1&t=1680164576459 (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [26]: ISOVER TECH: Aislamiento de Tuberías. Soluciones Aislamiento con Lana Mineral (2018)
- [27]: J. M. Smith, H. C. Van Ness, M. M. Abbott. Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química (5.a ed). México: McGraw-Hill; 1997.
- [28]: NIBCO. *T-176-SS gate valve*. <https://www.nibco.com/nibco-products/valves/gate-valves/t-176-ss> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [29]: NIBCO. *F-535-CS-F-66-FS ball valve*. <https://www.nibco.com/nibco-products/valves/ball-valves/f-535-cs-f-66-fs/> (último acceso 1 de septiembre de 2024)
- [30]: NIBCO. *F-617-13 gate valve*. <https://www.nibco.com/nibco-products/valves/gate-valves/f-617-13> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [31]: NIBCO. *NP-F620-EP gate valve*. <https://www.nibco.com/nibco-products/valves/gate-valves/np-f620-ep/> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [32]: Nouva Fima. *MGS 18*. <https://www.nuovafima.com/es/prodotti/mgs18-dn100-150-es/> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [33]: Perry, R. *Chemical engineer's Hand-book*. Mc. Graw-Hill, 1973, 6th Edition.
- [34]: Poly Processing Company. *PPC Operation and Maintenance Manual*. Monroe, Louisiana: Poly Processing Company. <https://tanks.polyprocessing.com/hubfs/PPC%20Operation%20and%20Maintenance%20Manual.pdf> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [35]: Real Decreto 809/2021, de 21 de septiembre, por el que se establece el régimen jurídico de las Entidades de Inspección y Control Industrial. *Boletín Oficial del Estado*, 22 de septiembre de 2013, núm. 227. <https://www.boe.es/eli/es/rd/2021/09/21/809> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [36]: Regaber. *ER-V13-331-S14 válvula de retención de bola bridada*. <https://regaber.com/download/er-v13-331-s14-valvula-de-retencion-de-bola-bridada-pn10-pn16/> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [37]: ResearchGate. *How to calculate weight and number of sacrificial anodes in cathodic protection* https://www.researchgate.net/post/How_to_calculate_weight_and_number_of_sacrificial_anode_in_cathodic_protection (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [38]: Revki R. Nazarudding S. Study of Liquid Ring Vacuum Pump's Capacity to Reduce Motive Steam Consumption of Gas Removal System in Indonesia's Geothermal Power Plant 117 MW. *International Journal of Innovative Science and Research Technology* 2023; 8(4). https://www.researchgate.net/publication/370636510_Study_of_Liquid_Ring_Vacuum_Pump's_Capacity_to_Reduce_Motive_Steam_Consumption_of_Gas_Removal_System_in_Indonesia's_Geothermal_Power_Plant_117_MW (último acceso 6 de julio de 2024).
- [39]: Richard Turton , Joseph Shaeiwitz, Debangsu Bhattacharyya, Wallace Whiting. *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes (5th Edition)*
- [40]: Schutte & Koerting. (2023, 21 julio). *History*. Schutte & Koerting. <https://www.s-k.com/history/> (último acceso 1 de septiembre de 2024)
- [41]: Schutte & Koerting. (2024). *Steam Jet Ejectors* (Bulletin-5EH).
- [42]: Tecofi. *CB 6450 Dual Plate Check Valve*. Corbas, Francia; 2019.
- [43]: Tecofi. *CB 6140 Swing Check Valve*. Corbas, Francia; 2013.
- [44]: Teval. *Válvula de doble bloqueo y purga DBB-02*. <https://tecval.es/valvulas-de-doble-bloqueo-y-purga/dbb-02> (último acceso 29 de agosto de 2024)

- [45]: Transvac. *noise and vibration control solutions*. <https://www.transvac.co.uk/noise/> (último acceso 17 de julio de 2024).
- [46]: Tubos y Bidas. *ASTM A106B tuberías de acero al carbono* <https://www.tubos-bridas.com/astm-a106-gr-b-tuberias-de-acero-al-carbono.html> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [47]: Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., Shaeiwitz, J. A., & Bhattacharyya, D. (2018). *Analysis, synthesis, and design of chemical processes* (5th ed.). Prentice Hall.
- [48]: Virginia G. Repsol achaca en bolsa la caída significativa en los márgenes de refino. *El País*. 11 de julio de 2024. <https://cincodias.elpais.com/mercados-financieros/2024-07-11/repsol-achaca-en-bolsa-la-caida-significativa-en-los-margenes-de-refino.html> (último acceso 1 de agosto de 2024)
- [49]: WIKA. *Manómetro con contacto modelo PGT23*. https://www.wika.com/es-es/pgt23_100_pgt23_160.WIKA (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [50]: WIKA. *Manómetro modelo 910.11*. https://shop.wika.com/es-es/910_11.WIKA (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [51]: WIKA. *Termómetro bimetalico modelo TG54*. <https://www.wika.com/es-es/tg54.WIKA> (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [52]: WIKA. *Transmisor de presión modelo S-20*. https://www.wika.com/es-es/s_20.WIKA (último acceso 29 de agosto de 2024)
- [53]: *W.Y Svrcek, W. M. (2004). Design Two phase Separator within the right limits Fluids Handling*

ANEXOS

A.1. DESARROLLO DE LA INGENIERÍA BÁSICA

A.1.1. Dimensionamiento energético del sistema de eyectores.

A.1.1.1. Modelo de cálculo

A continuación, se muestra el modelo utilizado para cada una de las etapas.

El vapor requerido por cada etapa viene dado relacionando el caudal de gas y su naturaleza con la relación de compresión y descompresión realizadas en el evector. Generalmente, a este flujo se incrementa en un 10%, por seguridad.

$$W_m = W_{DAE,tot} \cdot R_3 \cdot R_{mw} \cdot R_{T,vap} \quad (A.E.1.1)$$

Donde, W_m es el flujo de vapor motriz, $W_{DAE,tot}$ flujo total de aire equivalente, R_3 relación entre vapor y vapor saturado, R_{mw} corrección para el peso molecular y $R_{T,vap}$ corrección para temperatura para el vapor.

El flujo total de aire equivalente viene dado de la suma del aire equivalente en referencia a los gases y en referencia al vapor presente en la mezcla, tal que:

$$W_{DAE,tot} = W_{DAE,gas} + W_{DAE,vap} \quad (A.E.1.2)$$

Estos valores vienen dados de corregir los flujos máscicos para la masa molecular y la temperatura, según la siguiente expresión:

$$W_{DAE,n} = \frac{W_n}{R_{mw,n} \cdot R_{T,n}} \quad (A.E.1.3)$$

Los valores de R_{mw} y $R_{T,n}$, vienen dados por las Figura A.1 y Figura A.2, donde $R_{mw,vap}$ es 0.81. Cabe mencionar que la fracción de condensables (gasoil ligero) se ha corregido para $R_{T,gas}$.

La relación entre el vapor y el vapor saturado viene dada por la Figura A.3: **Obtención de R_3 en relación con R_1 y R_2 .**, donde se relacionan R_1 y R_2 . Tal que R_1 es la relación de expansión del vapor motriz, y R_2 la relación de expansión del gas de succión.

$$R_1 = \frac{P_{vap,motriz}}{P_{succión}} \quad (A.E.1.4)$$

$$R_2 = \frac{P_{salida}}{P_{succión}} \quad (A.E.1.5)$$

Finalmente, mediante la Figura A.3 se obtiene el valor de R_3 .

A.1.1.2. Obtención de valores gráficos.

El modelo utilizado para el dimensionamiento energético hace uso de factores multiplicadores. Estos factores son R_{mw} , R_t y R_3 , y son función de la masa molecular, la temperatura y las presiones de operación. A continuación, se encuentran los gráficos de los cuales se han extraído los datos utilizados en el cálculo definitivo.

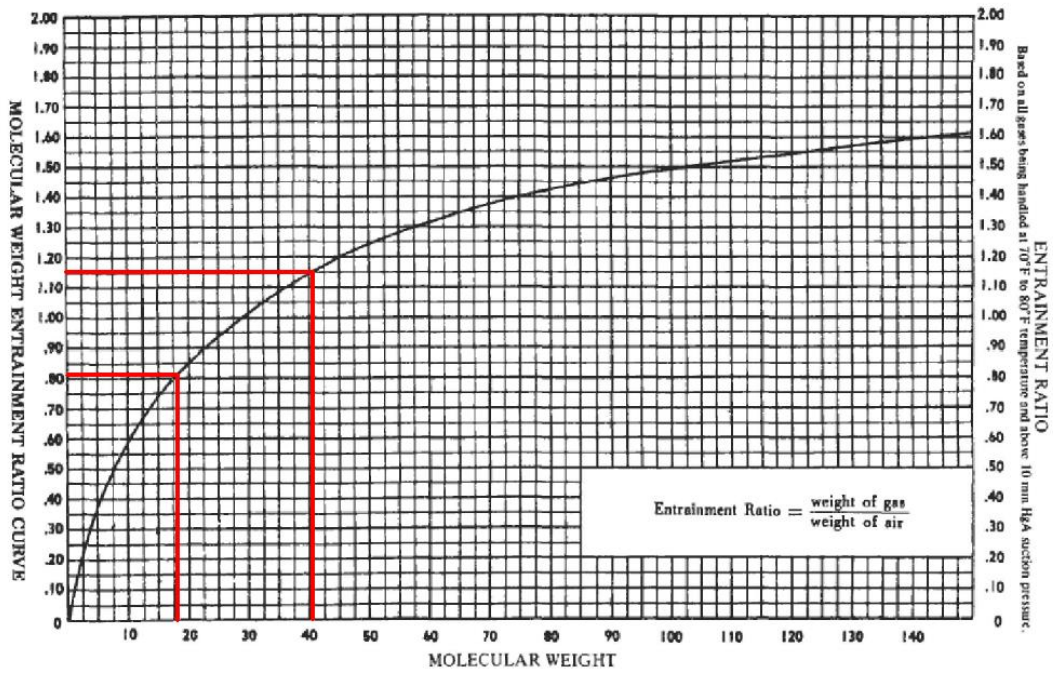


Figura A.1: Curva del Ratio para la masa molecular.

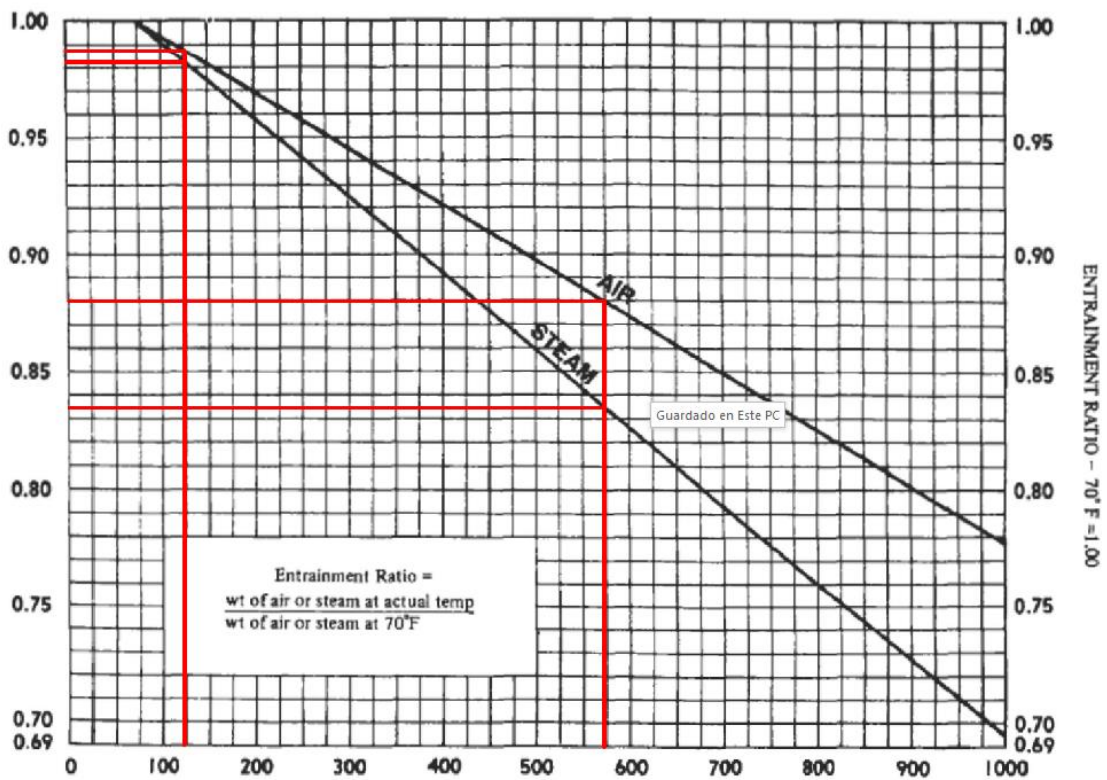


Figura A.2: Relación de Ratio para la temperatura.

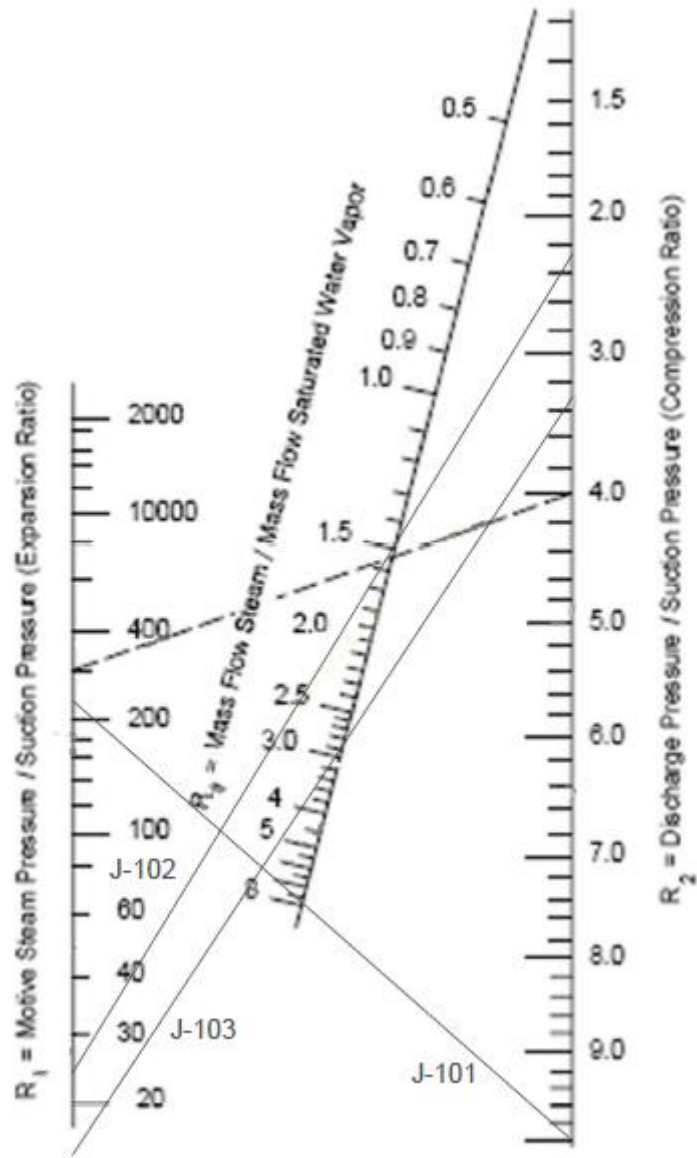


Figura A.3: Obtención de R_3 en relación con R_1 y R_2 .

A.1.2. Selección de grados de fuga de las válvulas de control

Una selección de grado de fuga adecuada para una válvula de control es un aspecto fundamental para asegurar un funcionamiento seguro eficiente y confiable en un sistema de control de flujo. Fugas excesivas pueden provocar pérdidas de producto, emisiones nocivas e incluso riesgos para la seguridad del equipo en planta. Es por esto que Emerson, como proveedor líder de válvulas de control, presenta esta tabla como una herramienta valiosa para seleccionar los grados de fuga adecuados para cada válvula del proyecto.

Tabla A.1: Selección de grado de fuga de las válvulas^[4].

Designación de la Clase de Fuga	Fuga Máxima Permitida	Medio de Prueba	Presión de Prueba	Procedimientos de Prueba Requeridos para Establecer la Clasificación
I	No se requiere prueba si el usuario y el proveedor así lo acuerdan	—	—	—
II	0.5% de la capacidad nominal	Aire o agua a 10-52°C	3-4 bar o la presión diferencial máxima de operación, lo que sea menor	Se aplica presión a la entrada de la válvula, con la salida abierta a la atmósfera o conectada a un dispositivo de medición de baja pérdida de carga. Se proporciona el empuje de cierre normal completo por el actuador.
III	0.1% de la capacidad nominal	“ ”	“ ”	“ ”
IV	0.01% de la capacidad nominal	“ ”	“ ”	“ ”
V	0.0005 ml por minuto de agua por pulgada de diámetro del orificio por psi de diferencial (5 x 10 ⁻³ m³ por segundo de agua por mm de diámetro del orificio por bar de diferencial)	Agua a 10-52°C	Presión máxima de caída de servicio a través del tapón de la válvula, que no exceda la clasificación del cuerpo ANSI o una presión menor por acuerdo.	Se aplica presión a la entrada de la válvula después de llenar toda la cavidad del cuerpo y la tubería conectada con agua y cerrar el obturador de la válvula. Utilice la fuerza de empuje máxima neta del actuador especificado, pero no más, incluso si hay una fuerza mayor disponible durante la prueba. Permita que el flujo de fuga se establezca.
VI	No exceda las cantidades indicadas en la siguiente tabla en función del diámetro del puerto.	Aire o nitrógeno a 10-52°C	3.5 bar o la presión diferencial máxima nominal a través del tapón de la válvula, lo que sea menor.	Se aplica presión a la entrada de la válvula. El actuador debe ajustarse a las condiciones de funcionamiento especificadas con el empuje de cierre normal completo aplicado al asiento del tapón de la válvula. Permita que el flujo de fuga se establezca y use un dispositivo de medición adecuado.

Tabla A.2: Selección de grado de fuga de las válvulas 2.

TAG	NPS (“)	Descripción y tipo de válvula	Aplicación	Modelo	Grado de fuga existentes	Grado de fuga seleccionado	Justificación
VAG-101	6	Válvula automática de globo	A/C paso del flujo de vapor de agua	D y DA Fisher™	III, IV, VI	VI	Se requiere un sello hermético para evitar fugas de vapor de agua. Se requiere un sello mas restrictivo para prevenir la entrada de oxígeno al sistema de vacío de la VDU.
VCG-102	1.5	Válvula controladora de globo	Controla la presión de la VDU	D y DA Fisher™	III, IV, VI	VI	Se requiere un sello confiable, minimizando las fugas. Al ser un gas inerte no representa un peligro significativo en caso de fuga.
VAB-101	2	Válvula automática de bola	A/C paso del flujo de nitrógeno	Vee-Ball™ V300 Fisher™	IV, V	IV	Un grado de fuga más restrictivo no sería necesario ni rentables en este caso. Al ser agua líquida no representa un riesgo significativo.
VAB-201	8	Válvula automática de bola	A/C paso del flujo de agua de refrigeración	Vee-Ball™ V300 Fisher™	III, IV, VI	III	Se requiere un sello restrictivo para prevenir la fuga de producto
VCG-301	2	Válvula controladora de globo	Controla el nivel de la interfase en D-301	D y DA Fisher™	III, IV, VI	IV	

A.1.3. Diseño de eyectores

El dimensionamiento de los eyectores se ha realizado mediante datos tabulados. Albergando un total de ocho dimensiones diferentes comprimidas entre admisiones de 1” y 6”, dado que los equipos J-101 y J-102 requieren de admisiones de 10” y 8” respectivamente. Por ello, se ha estudiado la linealidad de las ocho dimensiones tabuladas, obteniendo así, la siguiente tabla.

Tabla A.3: Regresión lineal.

	B	C	D	Peso Neto
Regresión lineal	231.09x - 13.829	37.949x + 22.922	24.197x + 46.077	37.676x - 57.684
R ²	1	0.998	0.987	0.846

Observando los datos anteriores se aprecia como los valores de B y C obtienen buenos resultados de R² mientras que D, obtiene mayor desviación. Por último, el peso es el parámetro menos lineal al dar como resultado una R² inferior a 0.98.

Finalmente, se concluye que dimensionar los eyectores mediante aproximación lineal es suficiente para cumplir con el alcance del proyecto.

A.1.4. Diseño del decantador

Para poder comenzar con el diseño del decantador primero se ha de obtener las propiedades físicas de la mezcla independientemente.

Tabla A.4: Propiedades físicas del agua y del gasoil ligero.

Variable	Nomenclatura	Valor
Viscosidad agua (50°C)	μ _H	0.546 mN·s/m ²
Densidad agua (50°C)	ρ _H	966.74 kg/m ³
Viscosidad gasoil ligero (50°C)	μ _L	0.173 mN·s/m ²
Densidad gasoil ligero (50°C)	ρ _L	727.08 kg/m ³
Caudal de agua	Q _H	0.00079 m ³ /s
Caudal gasoil ligero	Q _L	2.05e ⁻⁷ m ³ /s

Para poder comenzar con el diseño del decantador se ha de conocer qué fase es la dispersa y cuál es la continua. Para ello se utiliza una correlación para predecir cuál será la fase dispersa, basada en las relaciones de cabal, densidad y viscosidad de cada fase. La correlación se expresa de la siguiente manera:

$$X = \frac{Q_L}{Q_H} \cdot \left(\frac{\rho_L \cdot \mu_H}{\rho_H \cdot \mu_L} \right)^{0.3} \tag{A.E.1.6}$$

Donde:

- Q_L: caudal volumétrico fase ligera (m³/s).
- Q_H: caudal volumétrico fase pesada (m³/s).
- ρ_L: densidad fase ligera (kg/m³).
- ρ_H: densidad fase pesada (kg/m³).
- μ_L: viscosidad fase ligera (mN·s/m³).
- μ_H: viscosidad fase pesada (mN·s/m³).

Tabla A.5: Resultados para identificar la fase dispersa.

X	Resultado
< 0.3	Fase ligera siempre dispersa.
0.3 – 0.5	Fase ligera probablemente dispersa.
0.5 – 2.0	Inversión de fases posible; diseñar para el peor caso.
2.0 – 3.3	Fase pesada probablemente dispersa.
> 3.3	Fase pesada siempre dispersa.

El siguiente paso crucial para continuar con el cálculo de la geometría de los decantadores es determinar la velocidad de sedimentación. Para calcularla, se empleará la siguiente fórmula:

$$V_g = \frac{d^2 \cdot (\Delta\rho) \cdot g}{18 \cdot \mu_c \cdot 10^{-3}} = -0.0018 \text{ m/s} \tag{A.E.1.7}$$

Donde:

- d: Es el diámetro de la gota más desfavorable (0.0001 m).
- g: Fuerza de la gravedad (9.8 m/s²).
- μ_c: viscosidad de la fase continua (mN·s/m³).

Si el signo de velocidad es negativo significa que la gota está ascendiendo dentro del medio continuo moviéndose en la dirección opuesta a la fuerza gravitacional.

Para determinar cada uno de los diámetros, tanto de la fase ligera como la pesada se utilizan diferentes ecuaciones y sustituciones:

Área transversal y volumen de la fase ligera:

$$A_L = \frac{\pi \cdot D_L}{8} \tag{A.E.1.8}$$

$$V_L = \frac{Q_L}{A_L} \tag{A.E.1.9}$$

La ecuación del área transversal se sustituye en la fórmula de volumen:

$$V_L = \frac{8 \cdot Q_L}{\pi^2 \cdot D_L} \tag{A.E.1.10}$$

Para poder calcular el diámetro, primero se ha de calcular el radio hidráulico que permite relacionar el área transversal con el perímetro mojado, este a continuación se sustituye juntamente con la ecuación del volumen, en el cálculo del número de Reynolds, para así adaptar la ecuación a la geometría específica del sistema.

$$R_{h(L)} = \frac{\pi \cdot \frac{D_L}{4}}{2 + \pi} \tag{A.E.1.11}$$

$$R_{e(L)} = \frac{4 \cdot R_{h(L)} \cdot \rho_L \cdot Q_L}{\mu_L} \tag{A.E.1.12}$$

Sustituido:

$$R_{e(L)} = \frac{8 \cdot \rho_L \cdot Q_L}{(2 + \pi) \cdot \mu_L \cdot D_L} \tag{A.E.1.13}$$

Se despeja la variable que interesa, en este caso es el diámetro total del decantador es

$$D_L = 0.946 \text{ m}$$

Donde:

- D_L : Diámetro calculado de la fase ligera (m).

Se seguirán los mismos pasos anteriores para el cálculo del diámetro de la fase pesada, utilizando los cabales, viscosidades y densidades propias de la fase pesada. Se escogerá el mayor diámetro de los dos como el diámetro adecuado para la geometría del decantador.

Para que la separación de las fases sea óptima se ha de diseñar un sistema que pueda operar con un número de Reynolds que proporcione un flujo laminar es decir a $Re \leq 2300$, para ello se ha de escoger el caso más desfavorable de número laminar, el que más cerca este de flujo de transición.

Con el diámetro obtenido se puede calcular la longitud del cuerpo y las cabezas y la altura de la banda de dispersión gracias a las relaciones indicadas en el libro de *Perry, R H. and D. Green, Chemical Engineers Handbook*.

Para tanques horizontales que tengan una presión menor a 250 psi se puede utilizar la correlación $L/D = 2.5$, dando como resultado una longitud de 2.365 m.

Dado que el diseño del decantador se ha considerado como un cilindro, y dado que los tanques comerciales suelen estar equipados con cabezales, en este caso, semielípticos, dichas cabezas se deben incluir en la longitud total del tanque cilíndrico.

$$L_c = 2 \cdot \left(\frac{D}{4}\right) \tag{A.E.1.14}$$

$$L_c = 0.472 \text{ m} \tag{A.E.1.15}$$

$$L_T = 2.365 + 0.472 = 2.837 \tag{A.E.1.16}$$

Las bandas de dispersión:

$$H_D = 0.1 \cdot D \tag{A.E.1.17}$$

$$H_D = 0.09 \text{ m} \tag{A.E.1.18}$$

Se saca el tiempo de residencia de la gota, esta suele variar entre 30 segundos y 3 minutos.

$$H_D / V_g \tag{A.E.1.19}$$

$$\frac{H_D}{V_g} = 52.16 \text{ s} \tag{A.E.1.20}$$

La interfase se establece a un pie por debajo de la parte superior del decantador, para evitar que no pueda llegar a la salida de tratamiento de gases, determinando así la altura máxima permitida para asegurar que la pared interna del decantador efectivamente separe la fase ligera de la fase pesada.

$$h = 0.64 \text{ m} \tag{A.E.1.21}$$

El último paso para saber si se ha realizado un buen diseño del decantador es verificar el nivel de turbulencia de la fase continua, utilizando el número de Reynolds (para fase continua), calculando antes el área de la fase continua y la velocidad transversal.

$$v = \frac{Q_c}{A_c} \tag{A.E.1.22}$$

$$A_c = \pi \cdot R_i^2 - A_D \tag{A.E.1.23}$$

$$N_{Re} = \frac{v \cdot D_H \cdot \rho_L}{\mu_c} = 2,510 \tag{A.E.1.24}$$

Donde:

- A_D : Área de la fase dispersa (m²).

Con la siguiente tabla se puede observar si el decantador es adecuado:

Tabla A.6: Tabla informativa para una decantación exitosa.

X	Resultado
< 5,000	No problema
5,000-20,000	Ligero problema
20,000- 50,000	Un problema mayor puede existir
Por encima de 50,000	Separación pobre

El decantador utilizado no tendría problemas y realizaría la decantación de manera exitosa.

**A.1.5. Diseño detallado del espesor del decantador por ASME VIII
División 1**

En este apartado se determinará el espesor requerido para las partes del cuerpo del tanque, de tal forma que soporten el esfuerzo debido a la presión interna y externa.

Por lo tanto, la presión hidrostática, a la altura máxima posible del líquido, se calcula con la siguiente ecuación:

$$P_s = 9.81 \cdot H_L \cdot SG \tag{A.E.1.25}$$

$$P_s = 5.6 \text{ kPa} \tag{A.E.1.26}$$

Donde:

- H_L : Altura máxima del líquido.
- SG: Gravedad específica.

El espesor de diseño del cuerpo del decantador (cilíndrico) por presión interna se calcula con la siguiente ecuación, sacada del ASME VIII División 1, siempre que los cálculos se realicen en condiciones de corrosión.

$$t = \frac{P_d \cdot R_i}{S \cdot E - 0.6 \cdot P_d} \tag{A.E.1.27}$$

$$t_d = t + 3 = 4.09 \text{ mm} \tag{A.E.1.28}$$

Donde:

- P_d : Presión de diseño (kPa).
- R_i : Radio decantador (mm).
- S: Tensión máxima admisible (Mpa).
- E: Eficiencia de la junta.
- t: Espesor de la pared sin corrosión (mm).

Por lo tanto, de la ecuación anterior se obtiene que el espesor diseñado para el cilindro por presión interna, suponiendo un grosor de corrosión de 3mm, no obstante, se escogerá un espesor comercial más cercano al dado en la ecuación, en este caso será 4.80 mm.

A continuación, se establece la máxima presión de trabajo permisible (con sus siglas en inglés, MAWP), así mismo en estado corroído, con la ecuación A.E.1.27, se aísla la Pd, y se obtiene la MAWP utilizando como espesor, el espesor comercial.

$$MAWP = 12.11 \text{ bar} \tag{A.E.1.29}$$

Una vez se ha definido la MAWP, se calcula la presión de prueba hidráulica, la cual es 1.3 veces la máxima presión de trabajo permisible.

$$\text{Prueba hidráulica} = MAWP \cdot 1.3 = 15.74 \text{ bar} \tag{A.E.1.30}$$

Una de las causas de falla en los tanques, es por el vacío, por lo tanto, es importante verificar el espesor de diseño por cargas debido a la presión externa. Por consiguiente, se han de seguir distintos pasos:

- 1- Utilizar el espesor inicial y calcular la longitud no arriostrada, los cálculos se realizan en estado corrosivo:

$$L_A = L + \left(\frac{D}{3}\right) \cdot 2 \tag{A.E.1.31}$$

Donde:

- L: Longitud del recipiente tangente a tangente (m).
- D: Diámetro del recipiente (m).

- 2- Calcular el factor A y B

$$A = \left(\frac{0.125 \cdot t_d}{R_i}\right) \cdot 2 = 0.00108 \tag{A.E.1.32}$$

Cuando se obtiene el valor de A se busca en la siguiente tabla el factor B a la temperatura de diseño, esta se establece a 150 °C, ya que a temperaturas menores (75°C) no se encuentran datos más precisos a nivel académico.

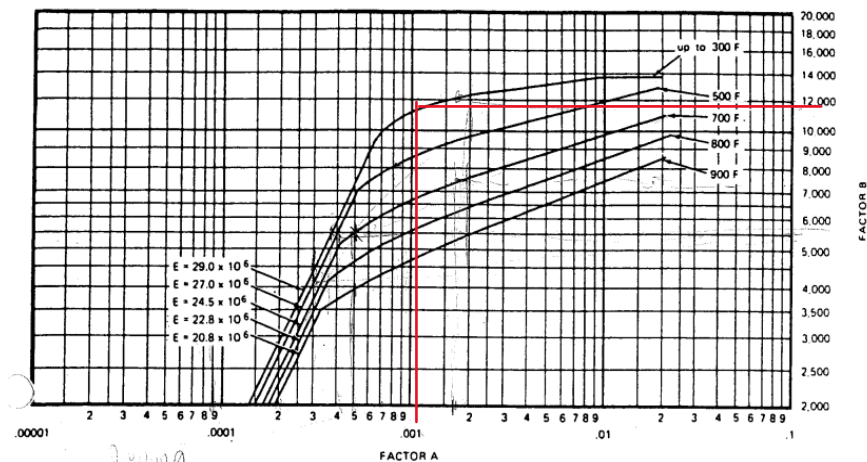


Figura A.4: Curvas Factor B para aceros al carbono con tensión admisible máxima por encima de 30000 psi.

El factor B obtenido a 150 °C = 11,000 psi.

- 3- Calcular la presión externa permisible P_{max}.

$$P_{\max} = \left(\frac{B \cdot t_d \cdot 0.07}{R_i} \right) = 6.65 \text{ bar} \quad (\text{A.E.1.33})$$

Al resolver la ecuación con el espesor que se obtiene anteriormente, la presión ha de ser mayor que la presión atmosférica para que el decantador no pueda sufrir aboyados.

El espesor de diseño de cabezales por presión interna se calculará con la siguiente ecuación, sacada del ASME VIII División 1, siempre que los cálculos se realicen en condiciones de corrosión.

$$t = \frac{P_d \cdot R_i}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P_d} \quad (\text{A.E.1.34})$$

$$t_d = t + 3 = 4.08 \text{ mm} \quad (\text{A.E.1.35})$$

Por lo tanto, de la ecuación anterior se obtiene que el espesor diseñado para el cilindro por presión interna, suponiendo un grosor de corrosión de 3mm, no obstante, se escogerá un espesor comercial más cercano al dado en la ecuación (4.80 mm).

Se calcula la MAWP, de la misma manera que con el cuerpo. Una vez se ha definido la MAWP, se calcula la presión de prueba, la cual es 1.3 veces la máxima presión de trabajo permisible. La MAWP del equipo será la mínima presión de trabajo posible de todos los componentes.

Dado que el grosor requerido para los cabezales para resistir la presión de diseño es inferior al grosor necesario para el cuerpo del tanque, se ha decidido utilizar el grosor del cuerpo determinado por la presión interna para todo el decantador. Esto se debe a que el espesor calculado para los cabezales no es suficiente para brindar la resistencia necesaria al cuerpo del decantador.

A.1.6. Diseño de bombas

En este anexo se encuentran los diversos criterios de diseño involucrado en la selección de bombas, donde los cálculos para determinar las propiedades de la bomba hasta la selección de la bomba.

A.1.6.1. Cálculos

La pérdida de fricción es la pérdida de presión o de “carga” que ocurre en las tuberías debido al efecto de la viscosidad del fluido cerca de la superficie de la tubería u otros elementos que se pueden encontrar a lo largo de ella.

Hay dos pérdidas de fricción: mayor (h_f) y menor (h_{\min}). La pérdida mayor es la pérdida de energía derivada de la fricción entre el fluido en movimiento y la tubería, mientras que la pérdida menor es la pérdida de energía adicional en la tubería causada por los complementos que tiene instalados.

Primero, es necesario calcular el número de Reynolds (Re) de la línea de aspiración e impulsión. Se calculará con la siguiente fórmula:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \quad (\text{A.E.1.36})$$

Donde ρ es la densidad del fluido en kg/m^3 , v es la velocidad real del flujo en m/s , D es el diámetro comercial de la tubería en m , y μ es la viscosidad dinámica del fluido en $\text{Pa}\cdot\text{s}$.

Una vez conocido el número de Reynolds, se puede calcular el factor de corrosión para las pérdidas por fricción (f) con la siguiente expresión:

$$f = \frac{0.25}{\left[\log\left[\frac{\varepsilon/D}{3.7} + \frac{5.74}{\text{Re}^{0.9}}\right]\right]^2} \quad (\text{A.E.1.37})$$

Donde ε es la rugosidad de la tubería en m , d es el diámetro comercial en m y Re es el número de Reynolds.

Las tuberías de SA106B tienen un valor de rugosidad de $8 \cdot 10^{-5} \text{ m}^{[46]}$.

Una vez conocido el factor de corrección, se pueden calcular las pérdidas mayores y menores para ambas líneas de aspiración e impulsión.

Las pérdidas mayores (en m) se pueden calcular como:

$$h_f = \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \cdot f \quad (\text{A.E.1.38})$$

Donde L es la longitud de la tubería en m , D el diámetro comercial en m , v es la velocidad real en m/s , g es la fuerza de gravedad (9.81 m/s^2) y f el factor de corrección.

Mientras que las pérdidas menores (en m) se pueden calcular como:

$$h_{\text{min}} = k \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \quad (\text{A.E.1.39})$$

Donde k es un factor que depende del accesorio, v es el valor de la velocidad real en m/s y g la fuerza de la gravedad (9.81 m/s^2)

El valor de k se puede calcular con la siguiente expresión:

$$k = f \cdot \frac{L_e}{D} \quad (\text{A.E.1.40})$$

Donde f es el factor corrector y L_e/D la longitud equivalente en diámetro de tubería. Los valores de L_e/D dependen del complemento y se pueden encontrar en la tabla a continuación.

Tabla A.7: Longitud equivalente en diámetro de tubería^[46].

Complemento	Le/D	Componente	Le/D
Válvula bola (completamente abierta)	150	Codo estándar 90°	30
Válvula compuerta (completamente abierta)	8	Codo de radio largo 90°	20
Válvula compuerta (3/4 abierta)	35	Codo de rosca 90°	50
Válvula compuerta (1/2 abierta)	160	Codo estándar 45°	16
Válvula compuerta (1/4 abierta)	900	Codo roscado 45°	26

Tabla A.7: Longitud equivalente en diámetro de tubería^[46]. (Continuación).

Complemento	Le/D	Componente	Le/D
Válvula mariposa (completamente abierta de 2 a 8 inch)	45	Válvula cerrada	50
Válvula mariposa (10 a 14 inch)	35	T estándar con flujo directo	20
Válvula mariposa (16 a 24 inch)	25	T estándar con flujo en ramal	60
Válvula globo (completamente abierta)	340		

A continuación, se indican los diferentes cálculos paso a paso que se han realizado para determinar la altura de cada bomba, así como su potencia y NSPH disponible.

A.1.6.2. Altura de la bomba

Una vez conocida la perdida por fricción, la altura de la bomba se puede calcular gracias al balance de energía de la ecuación de Bernoulli entre las líneas de aspiración (asp) e impulsión (imp):

$$h_{\text{bomba}} = \left(\frac{P_{\text{imp}}}{g \cdot \rho_{\text{imp}}} - \frac{P_{\text{asp}}}{g \cdot \rho_{\text{asp}}} \right) + \left(\frac{v_{\text{imp}}^2 - v_{\text{asp}}^2}{2 \cdot g} \right) + (z_{\text{imp}} - z_{\text{asp}}) + h_f + h_{\text{min}} \quad (\text{A.E.1.41})$$

Donde P es la presión absoluta en Pa, ρ la densidad del fluido en kg/m³, g la fuerza de la gravedad (9.81 m/s²), v el valor de velocidad real en m/s, z la altura en m y h_f la perdida por fracción en m.

A.1.6.3. NSPH disponible

Finalmente, el NSPH disponible (altura neta positiva de succión) se puede calcular con las condiciones de la línea de aspiración.

$$\text{NSPH}_d = \frac{P_{\text{asp}}}{g \cdot \rho_{\text{asp}}} + \frac{v_{\text{asp}}^2}{2 \cdot g} - \frac{P_{\text{vap}}}{g \cdot \rho} \quad (\text{A.E.1.42})$$

Donde P_{asp} es la presión absoluta en Pa, ρ la densidad del fluido en kg/m³, g la fuerza de la gravedad (9.81 m/s²), v la velocidad del fluido en m/s y P_{vap} la presión de vapor del fluido en Pa.

La presión de vapor se puede calcular con la ecuación de Antonie.

$$P_{\text{vap}} = 10^{A - \frac{B}{T+C}} \quad (\text{A.E.1.43})$$

Donde T es la temperatura del fluido en grados Celsius (°C), y A, B y C son las constantes de Antonie para una determinada sustancia bajo ciertas condiciones.

Como fluido del sistema es agua ácida se calculará haciendo la suposición de que la presión de vapor es equivalente a la del agua.

Tabla A.8: Constantes de Antonie del agua^[33].

Fluido	A	B	C
Agua (0°C-60°C)	8.10765	1750.286	235

La importancia del $NSPH_d$ disponible radica en que muestra como cuán cerca está el fluido de causar cavitación en la bomba, ya que la cavitación ocurre cuando la presión en algún punto del circuito es inferior a la presión de vapor del líquido, y este fenómeno puede dañar la bomba.

Una vez conocido este valor, debe compararse con el $NSPH_r$ requerido de la bomba seleccionada, ya que el valor límite para evitar que la bomba cavite. La cavitación ocurre cuando $NSPH_d < NSPH_r$.

A.2. MANUAL DE SEGURIDAD

A.2.1. Metodología HAZOP

Tabla A.9: Tabla cualitativa de categorización de nivel de consecuencia.

Nivel 1	Nivel 2	Nivel 3	Nivel 4	Nivel 5
Personas: Sin consecuencias o herida menos sin baja. Ligero efecto sobre la salud (disconfort, irritación menor).	Personas: Herida no severa con posible baja. Efecto menor y reversible sobre la salud (restricción reversible del desempeño).	Personas: Una o más heridas severas con baja. Daño mayor e irreversible sobre la salud (restricción irreversible del desempeño).	Personas: De 1 a 3 muertes o deshabilitación permanente.	Personas: Incidente mayor con amplias implicaciones, incluido muertes múltiples.
Comunidad: Sin efecto o molestia al público.	Comunidad: Heridas menores.	Comunidad: Heridas menores.	Comunidad: heridas mayores.	
Medio Ambiente: Incidente que no implique la notificación a las Autoridades o violación de la Licencia Ambiental.	Medio ambiente: Incidente que implique notificación a las autoridades o violación de la Licencia Ambiental.	Medio Ambiente: Fuga de sustancias que puedan poner en riesgo la salud/seguridad del público.	Medio ambiente: Fuga que implique: la evacuación o paro de instalaciones no-Basell, restricciones en la circulación, o afectación al suministro de agua potable.	Medio ambiente: Fuga causante de daños permanentes y severos al medio ambiente externo a las instalaciones.
Reputación: Limitado efecto local.	Reputación: Efecto adverso sobre la opinión pública.	Reputación: Efecto adverso sobre la opinión pública nacional o sobre la modificación de licencias ambientales.	Reputación: Efecto adverso sobre la opinión pública internacional o sobre la concesión de nuevas licencias ambientales.	
Equipos: Daño (incl. fuego) mínimo con coste estimado de €35,000 - €350,000.	Equipos: Daño (incl. fuego) medio con coste estimado de €350,000 – € 3,500,000.	Equipos: Daño (incl. fuego) medio con coste estimado de €3,5MM – € 35MM.	Equipos: gran/ total destrucción de un área de reproducción con un coste estimado superior a € 35MM.	

Después de seleccionar la consecuencia y definir la frecuencia de ocurrencia del evento, se utilizará la siguiente matriz de riesgo, con la cual se hará una clasificación cuantitativa.

Tabla A.10: Matriz de riesgos semicuantitativa.

Consecuencia \ Frecuencia (Año ⁻¹)	Nivel 1	Nivel 2	Nivel 3	Nivel 4	Nivel 5
10 ⁰	Green	Yellow	Red	Red	Red
10 ⁻¹	Green	Cyan	Yellow	Red	A
10 ⁻²	Green	Cyan	Yellow	B	Red
10 ⁻³	Green	Green	C	Yellow	Yellow
10 ⁻⁴	Green	D	Cyan	Cyan	Yellow
10 ⁻⁵	Green	Green	Green	Cyan	Cyan
10 ⁻⁶	Green	Green	Green	Green	Cyan

Donde podemos observar:

A: Mitigación instantánea a B o parada de la planta.

B: Tomar urgentemente las medidas necesarias para asegurar operación estable.

C: Tomar tan rápido como sea posible las medidas necesarias para asegurar una operación estable.

D: No hacer nada.

A.3. CÁLCULO INDICADORES MEDIOAMBIENTALES

A.3.1. Indicador de emisión de CO₂ por consumo de vapor

Para evaluar el impacto ambiental y energético de vapor en el proyecto, se ha calculado el consumo de gas natural y las emisiones de CO₂ asociadas a este a la producción de 2.73 t/h de vapor sobrecalentado a 160°C y 3.63 bar.

La energía térmica necesaria para producir 2.73 t/h de vapor sobrecalentado se calculará a partir de la entalpía del vapor a las condiciones dadas. Consultando las tablas de vapor, la entalpía del vapor sobrecalentado a 160°C y 3.63 bar es aproximadamente de 2776 kJ/kg.

$$\text{Energía térmica (kJ/h)} = \text{caudal de vapor (kg/h)} \cdot 2,776 \text{ kJ/kg} \tag{A.E.3.1}$$

Asumiendo una eficiencia típica de la caldera de 85%, la energía total necesaria, considerado las perdidas de eficiencia energética se calcularía con esta fórmula:

$$\text{Energía total necesaria (MJ/h)} = \frac{\text{Energía térmica (MJ/h)}}{0.85} \tag{A.E.3.2}$$

Utilizando la entalpia de combustión del gas natural la de combustión del metano, que es el principal componente del gas natural

$$n_{\text{CH}_4} (\text{mol/h}) = \frac{\text{Energía total necesaria (kJ/h)}}{890 \text{ kJ/mol}} \quad (\text{A.E.3.3})$$

Teniendo en cuenta que en condiciones estándar un mol de gas ocupa 22.4 L.

$$\text{Volumen de metano } \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right) = n_{\text{CH}_4} (\text{mol/h}) \cdot 22.4 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{mol} \quad (\text{A.E.3.4})$$

Cada mol de metano produce un mol de CO₂. Utilizando el factor de emisión basado en la estequiometría y suponiendo una conversión de 100% en la reacción de combustión.



$$\text{Masa de CO}_2 (\text{kg/h}) = \frac{\text{mol metano (mol/h)}}{1 \text{ mol CO}_2} \cdot \frac{44 \cdot 10^{-3} \text{ kg CO}_2}{1 \text{ mol CO}_2} \quad (\text{A.E.3.5})$$

A.3.2. Indicador de aporte adicional de agua

El Indicador de aporte adicional de agua mide cuánta agua extra es necesaria para mantener el sistema en funcionamiento debido a las pérdidas que ocurren en las torres de refrigeración y el consumo de agua desmineralizada para generar vapor.

Se ha considerado que en ASESА, el vapor se condensa completamente en los condensadores, con un caudal de 2.20 t/h, mientras que en el proyecto, se condensa 2.72 t/h de un total de 2.73 t/h de vapor.

Para mantener la operación eficiente, es necesario compensar las pérdidas de agua en las torres de refrigeración, las cuales se estiman en un 3% del agua circulante, debido a evaporación, arrastres por viento y ventiladores, y otras pérdidas menores.

$$\text{Aporte perdida} = (W_{\text{CW,E-20X}} + W_{\text{vap. condensado}}) \cdot 3\% \quad (\text{A.E.3.6})$$

El aporte adicional de agua en las torres de refrigeración se ha calculado asumiendo que el consumo de CW en los intercambiadores de ASESА son iguales a los del proyecto.

$$\text{Aporte necesario} = W_{\text{CW,E-20X}} - (W_{\text{CW,E-20X}} + W_{\text{vap. condensado}} - \text{Agua perdida}) \quad (\text{A.E.3.7})$$

Con la ecuación A.E.3.7 se determina el aporte de agua necesario para garantizar que siempre haya suficiente agua de refrigeración en el sistema, resultando en 160.5 T/h.

Finalmente, se obtiene el aporte adicional de agua sumando el aporte necesario y la cantidad de agua desmineralizada requerida para producir el vapor de agua que utiliza el sistema.

A.3.3. Consumo anual de carbón activo para tratamiento de agua

Con la modificación de la autorización ambiental, la concentración permitida de hidrocarburos totales en el agua tratada se redujo de 15 mg/L a 2 mg/L. Dado un consumo anual de 8500 kg de carbón activo a un caudal de 35 m³/h, la masa de hidrocarburos disueltos en el agua a tratar se calcula utilizando la siguiente relación:

$$\text{Caudal de hidrocarburos } \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) = \text{Concentración } \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) \cdot \text{Volumen } \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right) \quad (\text{A.E.3.8})$$

El agua de tratamiento proviene del vapor condensado, que se asume tiene una densidad de 1 t/m³. Además, se recibe agua adicional de otras partes de la planta con un caudal de 32.8 m³/h. Con estos datos, se calcula la concentración de hidrocarburos en la entrada del tratamiento con carbón activo.

La concentración de hidrocarburos en la entrada del sistema se calcula como:

$$\text{Concentración } \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}}\right) = \frac{\text{Caudal total entrada sistema} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right)}{\text{Caudal de hidrocarburos} \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right)} \cdot 1000 \quad (\text{A.E.3.9})$$

Donde el caudal total incluye tanto el vapor condensado como el agua proveniente de otras partes de la planta

Se asume que la concentración de salida del sistema de tratamiento es de 0.1 mg/L. Utilizando esta información, y sabiendo que se consumen 8500 kg de carbón activo por año en cada unidad (con dos unidades operando en paralelo), se calcula la cantidad de hidrocarburos que cada unidad de carbón activo puede absorber antes de saturarse:

$$\text{Saturación del sistema (kg)} = \left[(2 \text{ mg/L} - 0.1 \text{ mg/L}) \cdot \frac{35 \text{ m}^3/\text{h}}{2} \right] \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} \cdot \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} \quad (\text{A.E.3.10})$$

Este cálculo proporciona la cantidad de hidrocarburos que el sistema necesita absorber para saturarse, considerando que ambas unidades de carbón activo se renuevan anualmente. En este caso, la cantidad calculada es de 291.27 kg de hidrocarburos.

Finalmente, se calcula la cantidad de hidrocarburos eliminados por año considerando el caudal y la concentración de entrada al sistema. Con estos datos, se determina la cantidad de carbón activo necesaria para saturar el sistema al año utilizando la siguiente fórmula:

$$\text{C activo necesario (kg)} = \frac{\text{Hidrocarburos eliminados (kg)}}{\text{Saturación del sistema (kg)}} \cdot 8,500 \text{ kg/estación} \cdot 2 \text{ estaciones} \quad (\text{A.E.3.11})$$

A.4. ESTUDIO ECONÓMICO

A.4.1. Inversiones iniciales

A.4.1.1. Coste equipos

Para obtener el coste de los equipos, en concreto de los intercambiadores, bombas y decantadores se utiliza el método *Turton*^[47], para eyectores y bombas se utilizan los precios de catálogo.

Tabla A.11: Datos sobre los equipos a utilizar (coeficientes y la capacidad), para cálculo de C_p^0 .

Equipo	K ₁	K ₂	K ₃	(A)
Decantador	3.5565	0.3776	0.0905	7.98m ³

Intercambiador	2.7652	0.7282	0.0783	67.8 m ² 21.7 m ² 5 m ²
----------------	--------	--------	--------	--

A partir de la anterior tabla podemos obtener el coste del material a condiciones estándar (C_p^0), gracias a la fórmula que se indica a continuación:

$$\log_{10} C_p^0 = K_1 + K_2 \log_{10} (A) + K_3 \cdot \log_{10}(A^2) \tag{A.E.4.1}$$

C_p^0 hace referencia al coste del material en condiciones estándar; K_1 , K_2 y K_3 son los coeficientes determinados por la bomba centrífuga; y A es la capacidad.

Después de obtener el valor C_p^0 se calculará el factor de presión F_P del equipo con la expresión que tenemos a continuación para el decantador y para los demás equipos se utilizará la tabla (A.11) con la ecuación (A.E.4.2).

$$F_P = \frac{\frac{PD}{2(850-0.6P)} + 0.00315}{0.0063} \tag{A.E.4.2}$$

$$\log_{10} F_P = C_1 + C_2 \log_{10} P + C_3 (\log_{10} P)^2 \tag{A.E.4.3}$$

Donde C_1 , C_2 y C_3 son las constantes y P hace referencia a la presión operacional en bar.

Tabla A.12: Valores de las constantes para F_P .

Equipo	C_1	C_2	C_3	Rango de presión
Intercambiador	0	0	0	$P < 5$ bar $5 < P < 140$ bar

Hay ciertos equipos que, si se encuentran en presiones más bajas de las establecidas en la tabla, no tienen presiones nominales, por tanto, los valores de C_1 - C_3 son igual a 0 y $F_P = 1$.

Tabla A.13: Valores de las constantes para B_1 y B_2 y el factor del material F_M .

Equipo	B_1	B_2	F_M
Decantador	1.49	1.52	1
Intercambiador	1.74	1.55	

A continuación, se saca el factor del material F_M , que este viene dado por las constantes B_1 y B_2 de la tabla anterior.

Con todos los pasos anteriores realizados se obtiene los costes directos e indirectes referidos en el CEPCI 2001. Para ello se utiliza la ecuación indicada a continuación:

$$C_{BM} = C_p^0 \cdot (B_1 + B_2 \cdot F_M \cdot F_P) \tag{A.E.4.4}$$

En este método los datos bibliográficos usados en el cálculo son del año 2001, no de 2024. Con la ecuación A.E.4.4 y conociendo el valor del CEPCI (*Chemical Plant Cost Index*), podemos calcular cual sería el coste de estos equipos en 2024. En la tabla se muestran los valores del CEPCI y de los costes, juntamente con la ecuación:

$$C_{BM(2024)} = C_{BM(2001)} \cdot \left(\frac{CEPCI_{2024}}{CEPCI_{2001}} \right) \tag{A.E.4.5}$$

A continuación, se indicarán los precios de los eyectores y las bombas, sacados del catálogo *Schutte & Koerting* en la sección de *Steam Ejectors* y de Grundfos la sección de bombas *CR (CR 3-7 A-A-A-E-HQQE)* :

Tabla A.14: Precios eyectores según su tamaño.

Instrumento	Precio (€)
J-101	100,000 €
J-102	70,000 €
J-103	20,000 €
P-301 A/B	1,918 € (3,836 €)

A.4.1.1.1. Tuberías

Tabla A.15: Precios de tubería SA106 por metro según su diámetro^[12].

NPS(“)	Longitud (m)	Precio/metro	Precio total
1”	2	1.78 €	3.56 €
1.5”	41.8	2.70 €	112.86 €
2”	23.1	3.62 €	83.62 €
3”	4.2	7.50 €	21.00 €
4”	31.4	10.53 €	330.64 €
5”	13.4	16.36 €	219.22 €
6”	3.5	20.58 €	102.9 €
8”	9.4	27.78 €	111.12 €
14”	5.7	56.32 €	394.24 €
16”	1.1	66.40 €	73.70 €
20”	20	91.5 €	1,830 €

Se destaca por igual aquellos tubos que se utilizan como acoples (codos o tes). Los precios de los accesorios varían de acuerdo con su diámetro nominal, se encuentran en el catálogo de *Ferguson Pipe and Supply Co*^[11].

Tabla A.16: Precios de los accesorios (SA106) según su diámetro.

NPS(“)	Unidades	Precio/unidad	Precio total
1.5”	2 Tes	19 €	38 €
1.5”	2 Codos	17 €	34 €
2.5”	2 Tes	26 €	52 €
3”	4 Codos	28 €	112 €
8”	4 Codos	108 €	432 €
10”	4 Codos	125 €	500 €
12”	4 Codos	156 €	624 €

A.4.1.2. Coste instrumentación

A.4.1.2.1. Válvulas

Los precios de cada válvula se obtienen según el tipo, diámetro nominal y material, extraídos directamente del catálogo. En la siguiente tabla se puede observar el precio de cada una de las válvulas junto a sus características:

Tabla A.17: Precios y características de las diferentes válvulas de la instalación.

Unidades	Tipo	Proveedor (Tipo)	NPS(“)	Precio/unidad	Precio total
1	Bola automática	Vee-Ball™ V300 Fisher™ Automatic	2	1,200 €	1,200 €
1	Globo automática	D y DA Fisher™	1.5	1,000 €	1,000 €
1	Globo automática	D y DA Fisher™	6	3,000 €	3,000€
1	Globo automática	D y DA Fisher™	8	3,500 €	3,500 €
26	Válvula de purga	NRGD Valves DBB	1	275 €	7,150 €
3	Bola	NIBCO F-535-CS-F-66-FS	1	230 €	690 €
3	Válvula de compuerta	NIBCO T-176-SS	1.5	275 €	825 €
7	Bola	NIBCO F-535-CS-F-66-FS	1.5	280 €	1,960 €
12	Válvula de compuerta	NIBCO F 617-13	2	300 €	3,600 €
2	Bola	NIBCO F-535-CS-F-66-FS	2	350 €	700 €
1	Válvula de compuerta	NIBCO F 617-13	3	400 €	400 €
3	Válvula de compuerta	NIBCO F 617-13	4	500 €	1,500 €
6	Válvula de compuerta	NIBCO NP-F620-EP	5	750 €	4,500 €
6	Válvula de compuerta	NIBCO F 617-13	6	1,000 €	6,000 €
5	Válvula de compuerta	NIBCO F 617-13	8	1,200 €	6,000€
1	Válvula de compuerta	NIBCO F 617-13	10	1,400 €	1,400€
1	Válvula de compuerta	NIBCO F 617-13	2	1,600 €	1,600 €
4	Válvula antirretorno	Tecofi CB 6140	1.5	120 €	480 €
2	Válvula antirretorno	Tecofi CB 6140	2	250 €	500 €
2	Válvula antirretorno	Tecofi CB 6140	6	700 €	1400 €
2	Válvula antirretorno	GAER ER-V13-331 (S14)	8	1,000 €	2,000 €
1	Manifold en línea	Emerson Rosemount™ 306	0.5	170 €	170 €
10	Válvula de cierre manométrico	WIKA AC09.02	0.5	100 €	1,000 €

A.4.1.2.2. Transmisores

Los precios de cada transmisor e indicador se obtienen según el tipo, diámetro nominal y material, extraídos directamente del catálogo. En la siguiente tabla se puede observar el precio de cada uno de los transmisores e indicadores junto a sus características:

Tabla A.18: Precios y características de las diferentes transmisores e indicadores de la instalación.

Unidades	Tipo	Proveedor (Tipo)	NPS(“)	Precio/unidad	Precio total
8	Transmisor e indicador de nivel	EMERSON Rosemount™ 5408	4	1,900 €	15,200 €
9	Transmisor e indicador de presión	IntelliGAUGE PGT23	0.5	800 €	7,200 €
7	Transmisor, indicador de temperatura y termopozo	EMERSON Rosemount™ 3144P, Rosemount™ 214C RTD y Rosemount™ 114C	0.25	450 €	3,150 €
3	Indicador de presión	NUOVA FIMA MGS18	0.5	240 €	720 €
2	Indicador de flujo	EMERSON Rosemount™ 3051SFC	5	2,200 €	4,400 €
2	Indicador de flujo	EMERSON Rosemount™ 3051SFC	6	2,500 €	5,000 €
2	Indicador de flujo	EMERSON Rosemount™ 3051SFC	4	1,900 €	3,800 €
5	Indicador de temperatura y termopozo	TG54 y TW25	0.25	150 €	750 €
1	Transmisor e indicador de presión	EMERSON Rosemount™ 3051	0.5	900 €	900 €

A.4.1.3. Factores multiplicadores.

Para determinar la inversión inicial total, se emplean diversos factores multiplicativos que se basan en datos reales. Se consideran aspectos como obra civil, ingeniería, supervisión y contingencias.

Tabla A.19: Factores multiplicadores para diferentes aspectos relacionados con la inversión inicial.

Inversiones	Factor multiplicador
Ingeniería y supervisión	0.30
Construcción y contratistas	0.25
Contingencias	0.10

A.4.2. Costes de operación

En el análisis de los costes variables, que varían directamente con el nivel de producción, se han considerado dos factores clave: las materias primas y las *utilities*.

Tabla A.20: Costes de operación variables relacionados con materias primas e *utilities*.

Materias primas / <i>utilities</i>	Precio (€/t)	Cantidad (t/año)	Precio total (€/año)
Petróleo (crudo)	71,24 €/barril	10,444,000 (barril/año)	744,030,560
Agua (intercambiadores)	1.97	19,049	37,526
Agua (cogeneración)	160	23,936	3,829,772*
Electricidad	0.2	20,000,000 (KW/h)	4,000,000
Gas Natural	92.17	56,813	5,236,660

* El aporte adicional de agua en las torres de refrigeración se ha calculado asumiendo que el consumo de CW en los intercambiadores de ASES A son iguales a los del proyecto

Los datos para obtener la cantidad de *utilities* al año son sacados de la Autorización ambiental de ASES A.

Para el cálculo de los precios de las *utilities* en relación con los eyectores, se ha de aplicar un margen del 10%. Este porcentaje viene de la atribución proporcional del beneficio del sistema global para las diferentes partes de la instalación.

Dentro de la torre de vacío que supondría un 20% del beneficio y la inversión total, se encuentran los eyectores que son los componentes óptimos para mantener el vacío, estos son responsables de la mitad de este porcentaje.

Alineando de esta manera los precios de las *utilities* con el margen de beneficio proporcional nos permite asegurar que la unidad que se está destacando ese valor de acuerdo con su contribución de la operación global.

Tabla A.21: Costes de operación variables relacionados con materias primas e *utilities* con el margen aplicado.

Materias primas / <i>utilities</i>	Precio global (€/año)	Precio en relación con el sistema (10%) (€/año)
Petróleo (crudo)	744,030,560	74,403,056
Electricidad	4,000,000	400,000
Gas Natural	5,236,660	523,666

A.4.2.1. Costes variables

Se debe considerar que la planta incurre anualmente en diversos costes asociados a salarios, reparaciones y mantenimiento. Para el presente análisis, se establece un salario medio anual de 30,000 € por empleado, con una estimación promedio de 100 trabajadores en la planta.

Asimismo, los costos de mantenimiento industrial se determinarán en función del 5% del precio inicial de los equipos.

A.4.3. Cálculo del retorno

Para calcular el retorno se utilizará el *Payback*, este permite seleccionar un determinado proyecto sobre la base de cuánto tiempo se tardará en recuperar la inversión inicial mediante los flujos de caja.

Para calcularlo se ha de tener en cuenta la inversión inicial y los flujos de caja anuales (costes de operación y variables).

$$\text{Payback} = \frac{\text{Inversión inicial}}{\text{CF}} = \frac{1,784,916}{1,177,307} = 18 \text{ meses} \quad (\text{A.E.4.6})$$

