





Diseño de una planta de producción de metanol a partir de hidrógeno verde y CO₂

Trabajo de final de grado

Identificador: TFGEQ_2411
Miembros: Nuria Jiménez López 
Alberto Escuder Raya 
Tutor: Mònica Rosell Trillas
Grado: Ingeniería Química

Tarragona, 21 de julio de 2024

Departament d'Enginyeria Química. Universitat Rovira i Virgili. Vist i plau pel lliurament i defensa del TFG del grau d'Enginyeria Química.	
TÍTOL DEL TFGEQ:Diseño de una planta de producción de metanol a partir de hidrógeno verde y CO2..... SUBTÍTOL	
AUTOR: Nuria Jiménez López y Alberto Escuder Raya	
CURS ACADÈMIC: 2023/2024.....	
VIST I PLAU DEL TUTOR ACADÈMIC	
En/Na .Mònica Rosell Trillas..... en la seva capacitat de tutor acadèmic fa constar que considera que el TFGEQ_2411 Si <input checked="" type="checkbox"/> és adequat i en conseqüència recomana la seva defensa <input type="checkbox"/> no en recomana la defensa per presentar les mancances exposades en el document annex	
Signatura:  <p>Monica Rosell-Trillas <small>Digitally signed by Monica Rosell-Trillas Date: 2024.07.20 14:21:12 +02'00'</small></p>	Data: 20/07/24
DECLARACIÓ D'ABSÈNCIA DE CONFLICTES DE CONFIDENCIALITAT	
En/Na Mònica Rosell Trillas....., 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 (*) Cas que el TFGEQ no sigui extern serà el professor tutor qui emplenarà aquesta secció	
Signatura:  <p>Monica Rosell-Trillas <small>Digitally signed by Monica Rosell-Trillas Date: 2024.07.20 14:21:26 +02'00'</small></p>	Data: 20/07/24

Índice

1. Introducción	7
2. Estudio preliminar	8
2.1. Alcance del proyecto	8
2.2. Descripción del proyecto	8
2.3. Metanol	8
2.3.1. Hidrogenación del CO ₂	9
2.4. Materia prima	10
2.4.1. Gas natural	10
2.4.2. Carbón	11
2.4.3. Hidrógeno	12
2.4.3.1. Agua	13
2.4.4. Comparación de alternativas de producción de hidrógeno	15
2.5. Dióxido de carbono	16
2.6. Comparación de los diferentes procesos de producción de metanol	17
3. Bases de diseño	19
3.1. Especificaciones	19
3.2. Capacidad operativa y factor de servicio	19
4. Ingeniería básica	20
4.1. Diagrama de bloques	20
4.2. Diagrama de proceso (PFD)	20
4.3. Simulación del proceso de producción del metanol	31
4.3.1. Zona de compresión	32
4.3.2. Zona de reacción y reciclaje	32
4.3.3. Zona de purificación del metanol	33
4.3.4. Inconvenientes de la simulación	34
4.4. Diagrama de líneas e instrumentación de proceso (P&ID)	34
4.5. Listado de líneas	42
4.6. Listado de instrumentos	45
4.7. Diseño del sistema de control	52
4.7.1. Control de la entrada de H ₂	52
4.7.2. Control de la presión de la zona de compresión de H ₂	52
4.7.3. Control de temperatura entre etapas de compresión de H ₂	52
4.7.4. Control de presión de E-101, E-102	53
4.7.5. Control de la entrada de CO ₂	53
4.7.6. Control de la presión de la zona de compresión de CO ₂	53

4.7.7. Control de temperatura entre etapas de compresión de CO ₂	53
4.7.8. Seguridad en E-201, E-202	54
4.7.9. Control de temperatura en E-301	54
4.7.10. Seguridad en E-301	54
4.7.11. Control de temperatura en R-301	54
4.7.12. Control de presión en R-301	54
4.7.13. Control de presión en la salida del reactor R-301	55
4.7.14. Control de temperatura en E-302	55
4.7.15. Seguridad en E-302	55
4.7.16. Control de temperatura de la salida de E-302	55
4.7.17. Control de presión en F-401 y F-402	55
4.7.18. Control de flujo de reciclo y purga	56
4.7.19. Control de la presión del reciclo en C-401	56
4.7.20. Control de nivel en F-401 y F-402	56
4.7.21. Control de la presión de salida del separador F-401	57
4.7.22. Control de la presión en D-501	57
4.7.23. Control de temperatura de D-501	57
4.7.24. Control del nivel de D-501	57
4.7.25. Control del caudal de salida de E-501-A/B	58
4.7.26. Control de reflujo de E-502-A/B	58
4.7.27. Control de temperatura de E-502-A/B	58
4.7.28. Seguridad en E-502-A/B	58
4.7.29. Control de presión en C-501	58
4.7.30. Control de temperatura de E-601	59
4.7.31. Control de presión de F-601	59
4.7.32. Control de temperatura de F-601	59
4.7.33. Control de nivel de F-601	59
4.7.34. Control de caudal de P-601	60
4.8. Diseño de equipos	60
4.8.1. Equipos de compresión	61
4.8.1.1. Compresión de H ₂ y CO ₂	61
4.8.1.2. Compresión del reciclo y de la corriente de entrada a E-601	63
4.8.2. Intercambiador E-101	63
4.8.3. Intercambiador E-102	64
4.8.4. Intercambiador E-201	65
4.8.5. Intercambiador E-202	66
4.8.6. Intercambiador E-301	67

4.8.7. Intercambiador E-302.....	67
4.8.8. Intercambiador E-501.....	68
4.8.9. Intercambiador E-502.....	69
4.8.10. Intercambiador E-601.....	70
4.8.11. Depósito F-401.....	71
4.8.12. Depósito F-402.....	71
4.8.13. Depósito F-601.....	72
4.8.14. Reactor R-301.....	73
4.8.15. Columna de destilación D-501.....	74
4.8.16. Válvula PV-403.....	74
4.8.17. Bomba de vacío P-602.....	74
4.8.18. Bomba P-601.....	75
5. Integración energética.....	76
6. Evaluación económica.....	77
6.1. Inversión inicial.....	77
6.2. Coste de operación anual.....	78
6.3. Ingreso anual de venta de producto.....	79
6.4. Flujo de caja.....	79
6.5. Valor actual neto, tasa interna de retorno y payback.....	82
7. Reducción del CO ₂ emitido.....	84
8. Conclusiones.....	85
9. Bibliografía.....	86
10. Anexos.....	90
A. Materiales.....	90
B. Listado de líneas.....	92
C. Cinética de reacción.....	93
D. Análisis de sensibilidad del reactor R-301.....	95
E. Análisis de sensibilidad del depósito F-601.....	99
F. Diseño de equipos.....	101
F.1. Diseño de la zona de compresión.....	101
F.2. Diseño de los depósitos.....	103
F.3. Diseño de la columna D-501.....	105
F.4. Grosor de los diferentes equipos.....	105
F.5. Peso de los equipos.....	109
G. Hoja de especificaciones de los diferentes equipos.....	110
G.1. C-101, C-102 y C-103.....	110
G.2. C-201, C-202 y C-203.....	111

G.3. C-401.....	112
G.4. C-501.....	113
G.5. E-101.....	114
G.6. E-102.....	115
G.7. E-201.....	116
G.8. E-202.....	117
G.9. E-301.....	118
G.10. E-302.....	119
G.11. E-501.....	120
G.12. E-502.....	121
G.13. E-601.....	122
G.14. F-401.....	123
G.15. F-402.....	124
G.16. F-601.....	125
G.17. R-301.....	126
G.18. D-501.....	127
G.19. PV-403.....	128
G.20. Bomba de vacío.....	129
G.21. Bomba centrífuga.....	130
H. Metodología CEPCI.....	131

1. INTRODUCCIÓN

El metanol consumido actualmente se produce en un alto porcentaje a partir de gas natural. Para combatir la problemática medioambiental, se estudia el reemplazo de las materias primas no renovables por materias primas renovables y así disminuir las emisiones de gases de efecto invernadero en la producción de metanol. También, se estudia la procedencia de las materias primas, las alternativas de producción y se diseña una planta de producción de metanol verde.

Durante el desarrollo del proyecto se realiza el diseño de la planta de producción y los equipos que la conforman. Se ha realizado el diseño del sistema de control instrumental, la reducción de emisiones de CO₂, un estudio de la integración energética de la planta y una evaluación económica del proyecto.

2. ESTUDIO PRELIMINAR

En el estudio preliminar realizado se expone la descripción del proyecto, la procedencia de las materias primas y el análisis de las alternativas de producción de metanol e hidrógeno.

La finalidad del estudio es seleccionar el diseño de producción de metanol más sostenible que servirá de base para realizar el diseño de la planta.

2.1. Alcance del proyecto

El alcance del proyecto consiste en el estudio y diseño de una planta de producción de metanol siguiendo los principios de la ingeniería básica y elaborando el diseño de los equipos que la componen. Además, se pretende realizar un estudio económico para estudiar la viabilidad del proceso de producción a partir de hidrógeno verde, CO₂ capturado y uso de energía renovable.

2.2. Descripción del proyecto

En este apartado se estudia la viabilidad de producir metanol a partir de hidrógeno verde y CO₂ capturado. A partir del estudio de alternativas de producción de metanol se escoge un proceso y se diseña en función de las necesidades del proceso. A continuación, se analizan los métodos de producción de metanol y de las materias primas del proceso. Se estudian las alternativas de proceso y se escoge el definitivo para diseñar la planta.

2.3. Metanol

El metanol es una sustancia química muy valiosa que tiene numerosos usos como combustible, reactivo inicial en la síntesis de otras sustancias químicas y disolvente.

El metanol se puede producir mediante bacterias o mediante CO₂ e hidrogeno. Para producir metanol mediante una fermentación, se utiliza la familia de bacterias llamada metanótrofos, los cuales utilizan metano como sustrato para producir metanol, pero aún está en fase de investigación (ref. 1, 2). Por ello, este proyecto se centra en la producción mediante CO₂ capturado e hidrogeno verde.

En la figura 2.3.1 se muestra el uso del metanol a nivel mundial.

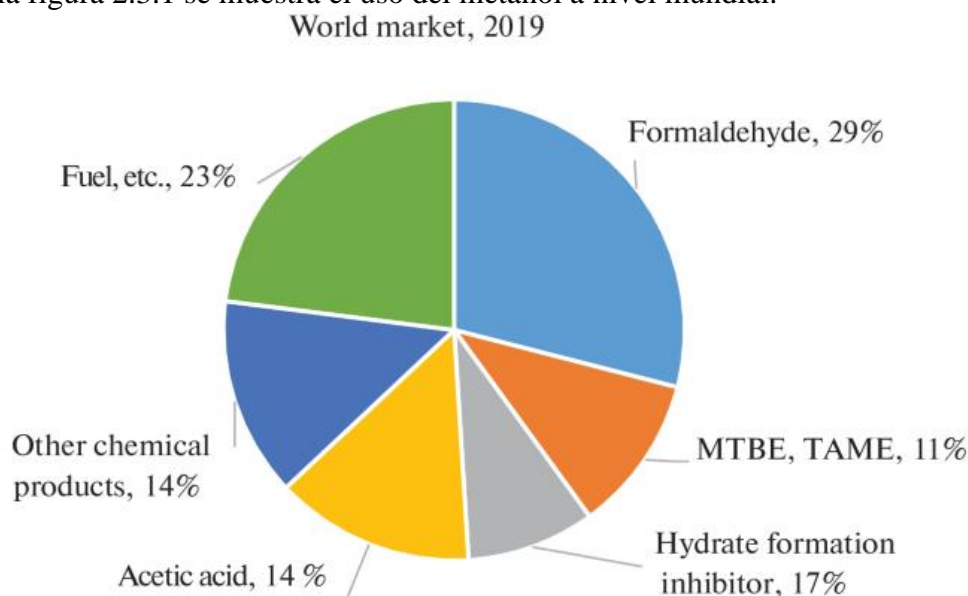


Figura 2.3.2.1 Usos del metanol a nivel mundial en el año 2019. (ref. 3)

Como se puede observar en el gráfico, el metanol se utiliza para producir diferentes derivados, entre ellos está la producción de ácido acético, metacrilato de metilo, silicona, olefinas y formaldehidos. Como combustible se utiliza para combustible de barcos, mezcla con gasolina o diesel, producción de bio-diesel, metil terc-butil éter (MTBE) y dimetilo éter.

Actualmente el 60% de la producción de metanol es mediante el reformado de gas natural, seguido de la producción mediante la gasificación del carbón y por último mediante energía renovables y biomasa. (ref. 3)

Con respecto a la producción de metanol, este se puede clasificar en tres diferentes grupos dependiendo del grado de sostenibilidad en su proceso de producción. (ref. 4)

- Metanol gris: Este se obtiene en la síntesis a partir del metano presente en el gas natural o mediante carbón.
- Metanol azul: Este, al igual que el metanol gris, se obtiene mediante la síntesis derivada del gas natural, pero incluye como parte del proceso la captura y almacenamiento del carbono generado durante su producción. De esta forma se convierte en un producto menos contaminante.
- Metanol verde: Este se obtiene utilizando únicamente fuentes de energía renovables en el proceso. Hay dos productos que se pueden clasificar como metanol verde: el biometanol que se produce a partir de la gasificación de fuentes sostenibles de biomasa y el e-metanol que se produce a partir de hidrogeno producido con electricidad renovable y dióxido de carbono capturado.

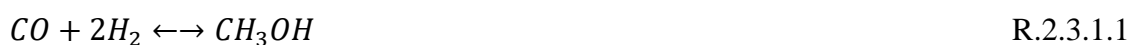
El proceso de producción del metanol es la hidrogenación del CO₂ el cual se explica a continuación.

2.3.1. Hidrogenación del CO₂

Todos los procesos de producción de metanol presentan la misma sistemática, que es conseguir un gas de síntesis (syngas), compuesto de una proporción distinta de H₂, CO₂ y CO.

Según Borisut y Nuchitprasittichai (ref. 5), una vez se tiene esta mezcla de gases, se comprime hasta tener una presión de 50-100 bares y se aumenta su temperatura hasta los 200-300°C.

A continuación, se introduce en el reactor con un catalizador de Cu-Zn-Al₂O₃ para que se lleve a cabo las distintas reacciones. Hay varias reacciones reversibles que ocurren en esta parte del proceso las cuales son la R. 2.3.1.1, R. 2.3.1.2 y R. 2.3.1.3.



Posteriormente, el hidrogeno y dióxido de carbono que no haya reaccionado, se separa de los productos químicos y se recircula de nuevo para aumentar la producción de metanol. Por último, el metanol se lleva a las columnas de separación para su purificación. Si el hidrogeno que se utiliza es verde, el metanol que se producirá también es verde.

En la figura 2.3.1.1 se muestra el diagrama de bloques del proceso.

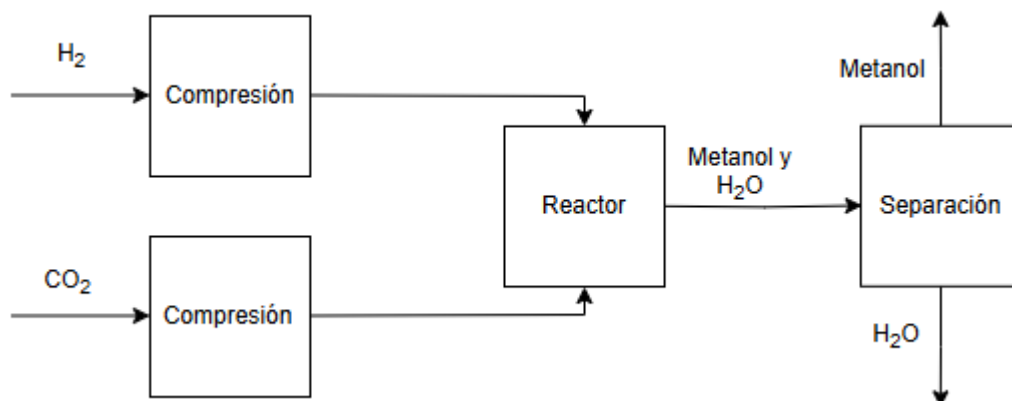


Figura 2.2.3.1.1 Diagrama de bloques del proceso de producción del metanol.

Este es el proceso general para producir metanol, pero dependiendo de la procedencia de la materia prima que se utiliza, ya sea gas natural, carbón o mediante fuentes renovables, el metanol obtenido tendrá una categoría de la sostenibilidad diferente. A continuación, se muestran las diferentes materias primas que se utilizan para obtener este gas de síntesis.

2.4. Materia prima

2.4.1. Gas natural

Según Yang et al. (ref. 6), en el proceso de producción de metanol a partir del gas natural, este empieza separando el oxígeno del aire mediante la separación criogénica. Durante el proceso, primeramente, el aire se comprime, después se limpia mediante un tamiz molecular y, por último, se introduce en una torre de separación. El siguiente paso es eliminar el azufre del gas natural. Esto se hace mediante diferentes catalizadores que reducen el contenido de azufre a 30 ppb (vol%). El tercer paso es el reformado del gas natural, la cual es una ruta técnica importante para la síntesis a gran escala de gas de síntesis o hidrógeno.

En la figura 2.4.1.1 se muestra el diagrama de bloques del proceso.

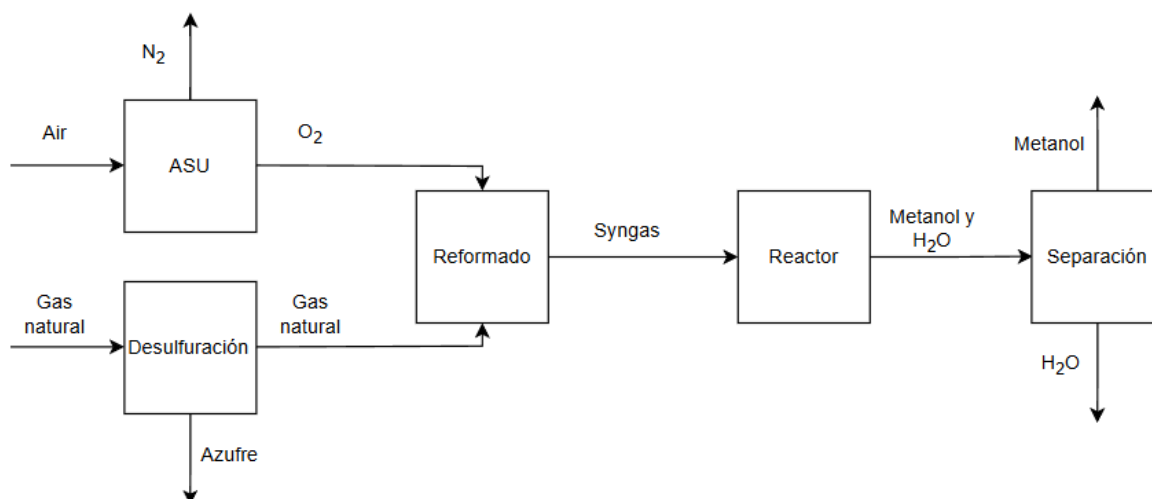


Figura 2.4.1.1 Diagrama de bloques del proceso de producción del metanol a partir de gas natural.

Hay tres diferentes reacciones que se llevan a cabo que son las ecuaciones R.2.4.1.1, R.2.4.1.2 y R.2.4.1.3.



De esta forma se consigue el gas de síntesis, pero se obtiene un metanol gris.

2.4.2. Carbón

Según Jeong et al. (ref. 7), en el proceso de producción de metanol a partir de carbón, el primer paso es tamizar el carbón hasta tener un tamaño de partícula de 0.6 a 3.35 mm. A continuación, se introduce el carbón junto a aire en el reactor de gasificación de lecho fluidizado. Este reactor se encuentra a una temperatura de 800 °C para que se produzca un gas limpio y tiene como catalizador carbón activo impregnado con hierro para reducir la cantidad de ácido sulfhídrico de la mezcla.

En la figura 2.4.2.1 se muestra el diagrama de bloques del proceso.

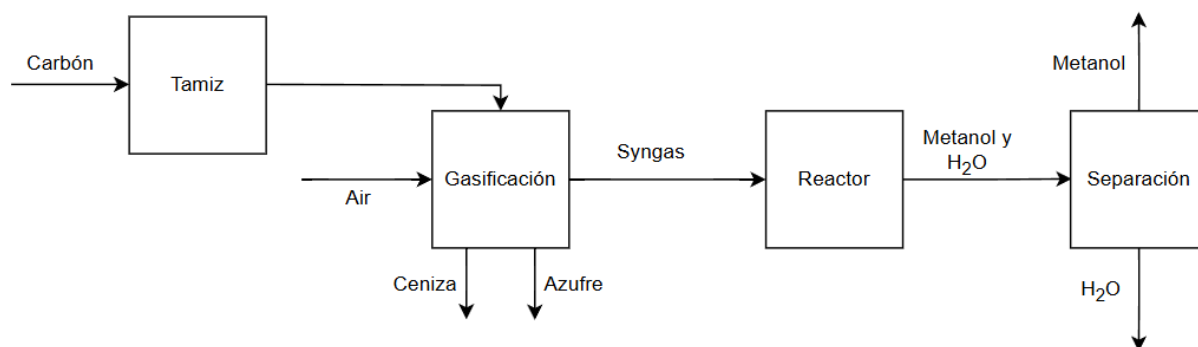
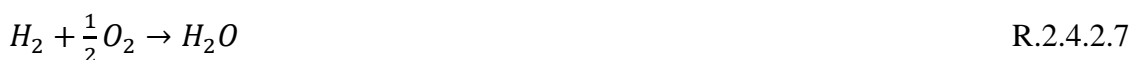
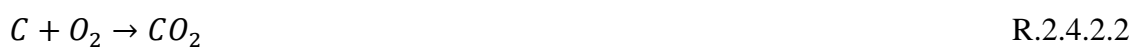


Figura 2.4.2.1 Diagrama de bloques del proceso de producción del metanol a partir de carbón.

A continuación, según Mallick et al. (ref. 8), se muestran las diferentes reacciones que se llevan a cabo en este reactor.





Una vez se tiene el gas de síntesis de la gasificación del carbón, se realiza la hidrogenación del CO₂, pero se obtiene un metanol gris debido a la materia prima utilizada de carácter no renovable.

2.4.3. Hidrógeno

A partir de la revolución industrial, las materias primas como el carbón, el petróleo y el gas han experimentado un auge importante en la producción de energía tanto para la sociedad como para el sector industrial. El uso de estas materias primas no renovables sin control ha creado un impacto negativo generando toneladas de emisiones nocivas para el medioambiente y con ello perjudiciales para las personas, los animales y las plantas.

En el siglo XXI, este hecho ha remarcado que se deben de buscar alternativas para producir energía de manera limpia y sostenible para poder cumplir con las expectativas marcadas por las instituciones de llegar al año 2050 con un nivel de cero emisiones de CO₂ a nivel global.

Numerosos estudios están centrando su atención en el hidrógeno gas como fuente de energía por su capacidad de combustión, aunque esta energía es limitada en términos de eficiencia y seguridad de almacenaje y transporte. Por estos problemas, muchos profesionales han estudiado la manera de hacer posible el uso de esta materia prima innovando técnicas de transporte y almacenaje seguras y estables para este gas.

El hidrógeno es un gas incoloro, inodoro e insípido pero muy inflamable. En la Figura 2.4.3.1 se pueden observar datos de los principales usos de este gas industrial en Europa.

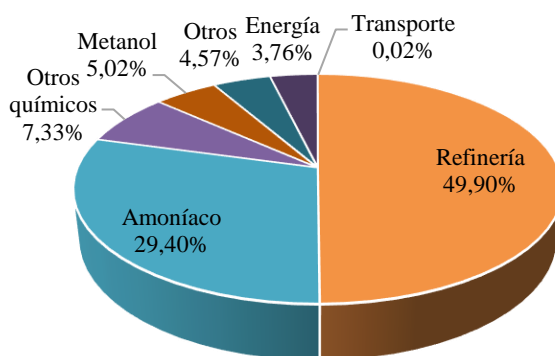


Figura 2.4.3.1. Usos del hidrógeno distribuido por sectores en el año 2020 (ref. 17).

En el anterior gráfico se observa que la mayor parte de hidrógeno se usa en refinería para producir derivados del petróleo como la gasolina, el diésel, nafta, queroseno y otros. El segundo mayor consumidor es la producción de amoníaco o producción de fertilizantes para agricultura. La industria química ocupa la tercera posición de consumo para usos como la producción de ácido clorhídrico, agua oxigenada o anilina. La posición de “otros” la ocupa el sector de la metalurgia para crear atmósferas protectoras e inertes de hornos de recocido de metales o la industria vidriera para la producción del vidrio plano donde se pule el material. En industrias alimentarias se usa para hidrogenar aceites y convertirlos en grasas. La producción de metanol es uno de sus fines también junto con la producción de energía.

El hidrógeno se clasifica según su producción y sus fuentes de energía en (ref. 35):

- **Hidrógeno gris:** producido por combustibles fósiles, principalmente gas natural y carbón, causando emisiones de CO₂ en el proceso.
- **Hidrógeno azul:** producido por combustibles fósiles en combinación con captura y almacenamiento de carbono, reduciendo las emisiones de gases de efecto invernadero del proceso.
- **Hidrógeno turquesa:** producido mediante pirólisis de combustibles fósiles, donde el subproducto es carbono sólido.
- **Hidrógeno verde:** producido por electrólisis utilizando electricidad generada a partir de fuentes de energía renovable.
- **Hidrógeno rosa:** producido por electrólisis utilizando electricidad de plantas de energía nuclear.
- **Hidrógeno amarillo:** producido por electrólisis utilizando electricidad de la red eléctrica.

Normalmente en la naturaleza el hidrogeno se encuentra en combinación con otros elementos, es por esto, que se tiene que separar inicialmente para poder usarlo.

El hidrógeno se puede producir mediante las metodologías comentadas en la producción de metanol, a partir de materias primas fósiles, o mediante tecnologías que usan materias primas renovables. Seguidamente se explican algunos de los métodos de producción mediante uso de materias primas renovables.

2.4.3.1. Agua

El agua es la materia prima más abundante de la Tierra y su estructura cuenta con dos moléculas de hidrógeno por cada molécula de oxígeno. Para poder obtener hidrógeno de las moléculas de agua, se debe de fraccionar esta aportándole energía. Este método es conocido como la electrólisis del agua. Esta técnica es conocida desde hace más de 200 años y consiste en colocar agua pura en una celda electroquímica como electrolito y dos electrodos conectados a una fuente de alimentación externa. Cuando se llega al voltaje crítico entre los dos electrodos se produce hidrógeno en el cátodo (parte negativa) y oxígeno en ánodo (parte positiva).

Las técnicas de electrólisis más avanzadas que pueden producir hidrógeno a gran escala son:

- **Electrolizador de membrana electrolítica polimérica (PEM)**

En esta tecnología, se emplea un electrolito de polímero ácido sólido para generar hidrógeno con una pureza del 99,99% en volumen. Su diseño es compacto y ofrece una respuesta rápida a las variaciones de carga y al funcionamiento dinámico.

La Figura 2.4.3.1 presenta un diseño simplificado del proceso, ilustrando los flujos de entrada y salida a través del sistema. El electrolizador PEM opera a temperaturas inferiores a 100 °C, por lo que el agua se mantiene en fase líquida en todo el sistema.

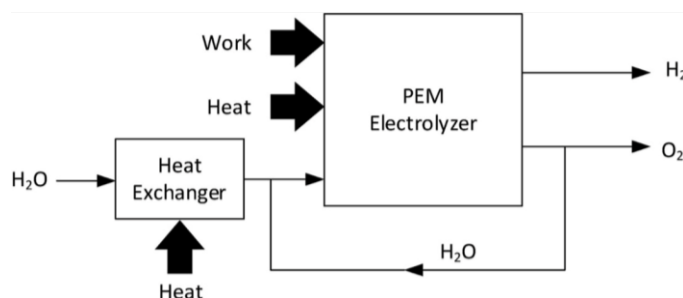


Figura 2.4.3.1.1 Diagrama de bloques del proceso de electrólisis (PEM)

- **Electrolizador alcalino (AE)**

Esta tecnología permite producir hidrógeno con una pureza del 99,9% en volumen. Los sistemas de electrolizadores alcalinos están disponibles con capacidades de producción de hidrógeno de hasta varios cientos de MW. La Figura 2.4.3.1.2 muestra un diseño general de un sistema de electrolizador alcalino. Este tipo de electrolizador consta de dos electrodos separados por un diafragma hermético al gas, el cual divide las zonas de reacción y evita la mezcla de gases. El diafragma permite el paso de iones de agua, pero es impermeable a los gases.

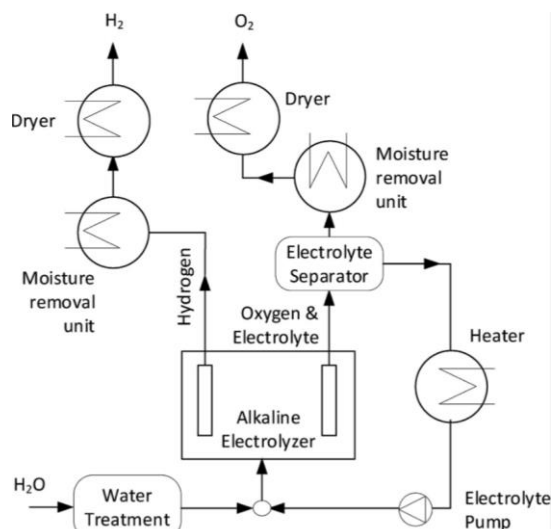


Figura 2.4.3.1.2. Diagrama de proceso simplificado del sistema de electrólisis alcalina.

- **Electrolizador de óxido sólido (SOE)**

Esta tecnología utiliza vapor de agua y opera a temperaturas superiores a 500 °C. A estas temperaturas, la energía eléctrica necesaria para mantener el proceso es considerablemente menor que en las tecnologías de baja temperatura. Esto permite una mayor eficiencia operativa, especialmente cuando se utilizan fuentes de energía térmica de bajo coste y calor residual recuperado.

La Figura 2.4.3.1.3. muestra un diseño simplificado del sistema de electrólisis de agua SOE. La investigación sobre esta tecnología en empresas de propiedad estatal está emergiendo, pero aún se encuentra en sus primeras etapas. Esta tecnología emplea conductores de protones cerámicos, que ofrecen una mayor conductividad iónica y una mayor eficiencia en un rango de temperaturas intermedias (500-700 °C).

Tabla 2.4.5.1 Comparación de producción de hidrógeno a partir de diferentes fuentes de energía y procesos (ref. 23).

Proceso	1-(PEM)	2-(PEM)	(PEM)	(HTSE)
Fuente de energía	Fotovoltaica	Fotovoltaica	Colector cilíndricoparabólico	Colector cilíndricoparabólico
Capacidad (t/día)	1,200	10	38.35	62.95
Coste de producción (\$/kg)	8.98	12.1	5.1	6.46
Impacto ambiental	Bajo	Bajo	Bajo	Bajo

Como se puede observar en la Tabla 2.4.5.1, no se utiliza la electrólisis 2-PEM con energía fotovoltaica ni de colector cilíndricoparabólico porque no aportan la suficiente producción necesaria para la planta, en este caso se necesitan 49 ton/día.

Se escoge trabajar con la forma de obtención de hidrógeno a partir de una planta de electrólisis a alta temperatura (HTSE) con electricidad de colector cilíndricoparabólico, ya que produce este sistema puede producir la necesidad diaria de hidrógeno al proceso y el precio comparado con la de tipo 1-(PEM) es reducido.

El precio del hidrógeno habitual que se obtiene del reformado de gas natural oscila entre los 1.8 y 3 \$/kg (ref. 23). Comparando este dato con el precio de producción del hidrógeno seleccionado, se observa un precio mayor al doble y asumible por la empresa para reducir el impacto medioambiental. Se estudiará la viabilidad de la planta con los precios mencionados.

Por otro lado, el uso de este hidrógeno verde en comparación del hidrógeno gris convencional generará menos impacto en el proceso y menos problemáticas de sanción medioambiental. La tasa de emisión de CO₂ en caso de la empresa no será necesaria pagarla, ya que el balance de CO₂ es negativo contando que es un CO₂ de proceso.

2.5. Dióxido de carbono

El CO₂ tiene numerosas aplicaciones industriales, incluida su participación en la síntesis de productos químicos, regulación de temperatura, neutralización de álcalis y limpieza de tejidos. En metalurgia, por ejemplo, ayuda a precipitar gases de escape y controla el flujo de agua en las minas y en la producción de papel, regula el pH y aumenta la eficiencia de las máquinas. Además, se utiliza en la soldadura, agricultura, medicina, productos farmacéuticos, refrigeración, limpieza, protección del medio ambiente, industria alimentaria, extinción de incendios, entre otros.

Recientemente, el CO₂ se está explorando como base para la producción de combustibles como el metanol, así como una fuente de energía geotérmica renovable para aumentar la producción de electricidad y reducir las emisiones de gases.

El dióxido de carbono gaseoso se produce y separa principalmente a partir de los humos industriales, especialmente los del petróleo. La separación de CO₂ se lleva a cabo principalmente a través de procesos de adsorción y purificación. Estos procesos son esenciales para obtener CO₂ de alta pureza, necesario para una amplia gama de aplicaciones industriales. Seguidamente se explica brevemente el proceso que sigue el CO₂ que se necesita como materia prima en la producción del metanol de la planta.

El primer paso en la separación del CO₂ es la adsorción, donde los gases de escape que contienen CO₂ se hacen pasar a través de un medio adsorbente. Se utilizan dos adsorbentes comunes: monoetanolamina y carbonato potásico.

Estos adsorbentes tienen una alta afinidad por el CO₂, lo que significa que tienden a retener el CO₂ mientras permiten que otros gases pasen a través de ellos. Esta etapa ayuda a concentrar el CO₂, separándolo de otros gases presentes en los humos industriales. Una vez que el CO₂ se ha adsorbido en el medio adecuado, se procede a la purificación para eliminar impurezas y obtener CO₂ de alta pureza. Este paso generalmente implica procesos de calentamiento o reducción de la presión para desorber el CO₂ del adsorbente. Este proceso libera el CO₂ puro, así como otros productos de descomposición, como amoníaco. Posteriormente, el CO₂ se recoge y se almacena en cilindros especiales para su uso. Estos cilindros están diseñados para contener el CO₂ de manera segura y eficiente hasta ser necesario para aplicaciones industriales o comerciales (ref. 21, 22).

Para lograr un cierto rendimiento, un proceso de PSA puede consistir en varios pasos, columnas, diferentes tiempos de ciclo, elección de los adsorbentes, longitud del lecho y composición de la mezcla de gases en la entrada de la columna. Uno de los procedimientos de configuración más básicos comprende cuatro pasos: presurización, alimentación, despresurización y purga. En la Figura 2.5.1 se observa la configuración habitual del proceso PSA que consta y corresponde a los pasos anteriormente mencionados.

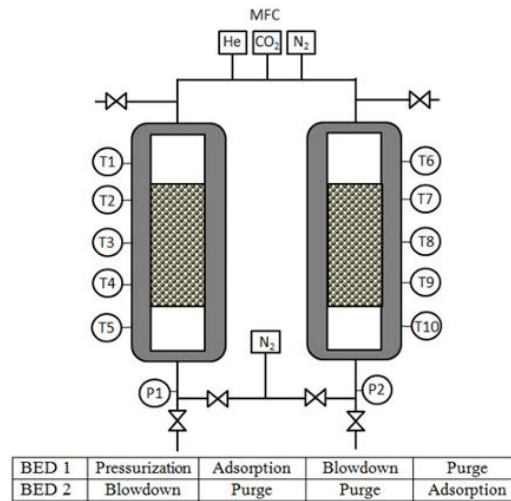


Figura 2.5.1. Diagrama del proceso de PSA (*Pressure Swing Adsorption*) (ref. 20).

Además de la adsorción, existen otros métodos de separación del CO₂, como la destilación y la membrana permeable al gas. Estos métodos pueden ser utilizados en diferentes situaciones industriales según las necesidades específicas de separación y purificación del CO₂.

2.6. Comparación de los diferentes procesos de producción de metanol

A continuación, según Kim et al. (ref. 9), se hizo un análisis económico para el coste de producir metanol a partir de diferentes materias primas. En la tabla 2.6.1 se muestra una comparación de los diferentes tipos de metanol.

Tabla 2.6.1 Comparación de las diferentes materias primas para producir metanol

Proceso	Gas natural	Hidrogenación del CO ₂	Gasificación del carbón
Tipo de metanol que se produce	Gris	Verde	Gris
Materia prima	Limitada	Ilimitada	Limitada
Precio de venta (\$/kg)	0.396	0.76-1.91	0.396
Impacto ambiental	Alto	Bajo	Alto

Como se puede observar el precio de venta del metanol mediante diferentes materias primas es más elevado utilizando la hidrogenación de CO₂ y la más económica es la comercial que incluye el producido mediante gas natural y carbón.

Con la hidrogenación del CO₂ es la única forma de conseguir un metanol verde que, debido al problema medioambiental que se está sufriendo, es el proceso que se estudiara, aunque sea el más caro de las tres opciones, además que su materia prima es ilimitada y por ello el suministro a largo plazo está garantizado.

3. BASES DE DISEÑO

3.1. Especificaciones

A continuación, se muestran las bases de diseño de este proyecto:

- Hidrógeno de origen verde con las condiciones que se observan en la Tabla 3.1
- Dióxido de carbono capturado de una industria con las condiciones que se observan en la Tabla 3.1.
- Producción de metanol con una pureza de 99.5%.

Tabla 3.1.1 Condiciones de entrada de los reactivos y salida de productos.

Parámetro	H ₂	CO ₂	Metanol
Fracción de vapor	1.00	1.00	0.00
Temperatura (°C)	40.0	40.0	50.0
Presión (barg)	2.00	6.00	2.24
Caudal molar (kgmol/h)	1,016	361	322.9
Caudal másico (kg/h)	2,048	15,259	10,323
Caudal volumétrico (m³/h)	29.3	18.8	13.79
Fracción molar			
H ₂	1.00	0.04	0.00
CO ₂	0.00	0.95	0.00
CO	0.00	0.01	0.00
H ₂ O	0.00	0.00	0.01
Metanol	0.00	0.00	0.99
Fracción másica			
H ₂	1.00	0.002	0.000
CO ₂	0.00	0.991	0.001
CO	0.00	0.007	0.000
H ₂ O	0.00	0.000	0.004
Metanol	0.00	0.000	0.995

Tabla 3.1.2 Parámetros de las diferentes utilities utilizadas.

Parámetro	Agua enfriada	Agua de refrigeración	Vapor de baja presión	Vapor de alta presión
Temperatura entrada (°C)	5	32	128.8	230
Temperatura salida (°C)	15	40	128.8	230
Presión (bar)	1.1	1.1	2.5	28
Fracción vapor entrada	0	0	1	1
Fracción vapor salida	0	0	0	0

3.2. Capacidad operativa y factor de servicio

Se considera un factor de servicio del 96%, es decir, un funcionamiento de unas 8400 horas equivalente a 350 días. Las horas restantes son las empleadas en la parada de la planta y mantenimiento. De esta forma se producen 86,713 ton/año de metanol con una pureza del 99.5%.

4. INGENIERÍA BÁSICA

4.1. Diagrama de bloques

Seguidamente se muestra el diagrama de bloques del proceso.

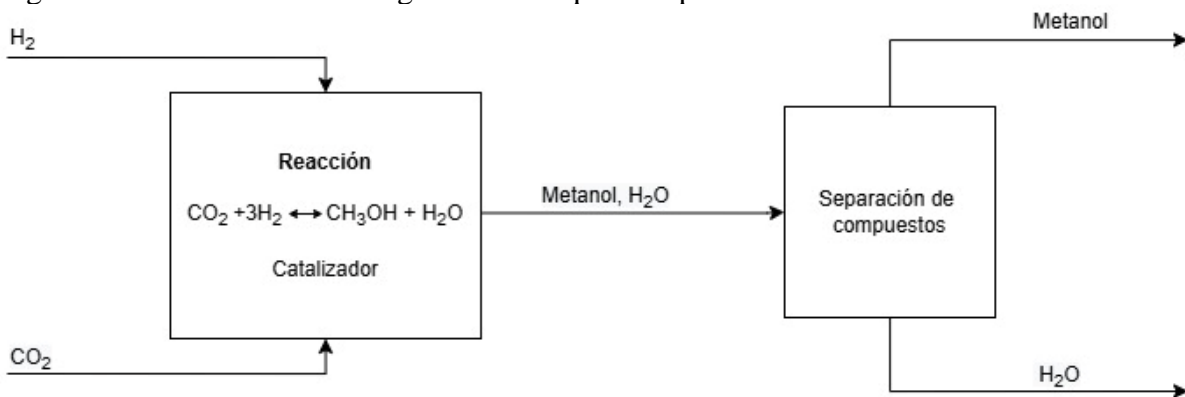


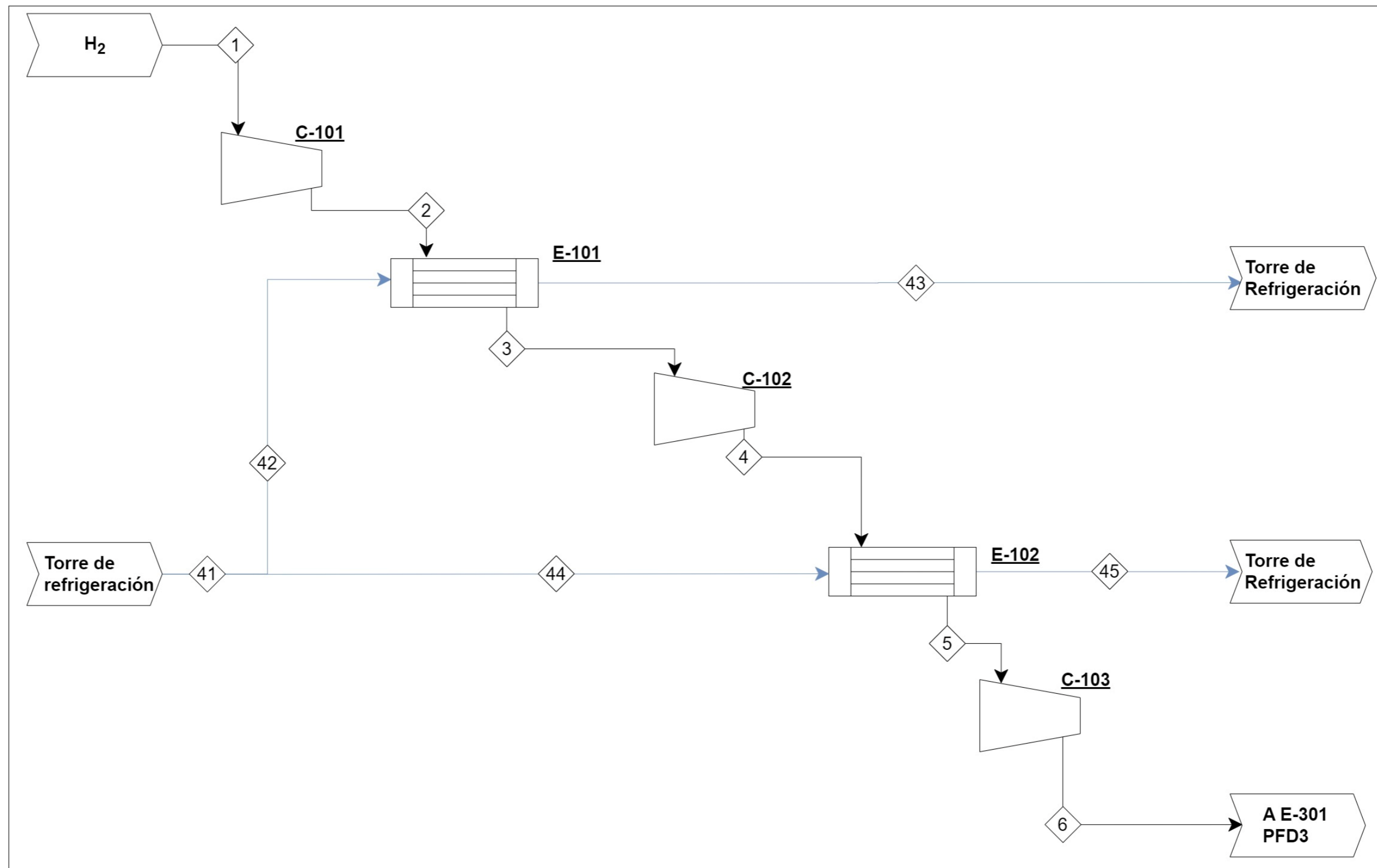
Figura 4.1.1. Diagrama de bloques del proceso.

Tal como muestra el diagrama de bloques del proceso, este se divide en dos partes principales. Una de ellas es la reacción entre el hidrógeno y el CO₂ para producir metanol que es el producto final de la empresa y seguidamente la separación de los compuestos para obtener el metanol con la mayor pureza para su posterior comercialización.

4.2. Diagrama de proceso (PFD)

Seguidamente se observa el diagrama de proceso de la planta y las tablas del balance de materia y las condiciones de operación por corrientes.

COMPRESOR CENTRÍFUGO		REACTOR DE FLUJO- PISTÓN MULTITUBULAR CON CATALIZADOR									
INTERCAMBIADOR KETTLER		VÁLVULA DESPRESURIZADORA									
BOMBA CENTRÍFUGA		INTERCAMBIADOR DE TUBOS Y CARCASA									
								COLUMNA DE DESTILACIÓN			
		BOMBA DE VACÍO DE ANILLO LÍQUIDO									
SEPARADOR VERTICAL		SEPARADOR HORIZONTAL						LEYENDA			
Nota	Aclaración	Por	Visto								
		Nuria J.	Alberto E.	08/04/2024							
		Nuria J.	Alberto E.	27/05/2024							
		Nuria J.	Alberto E.	03/06/2024							



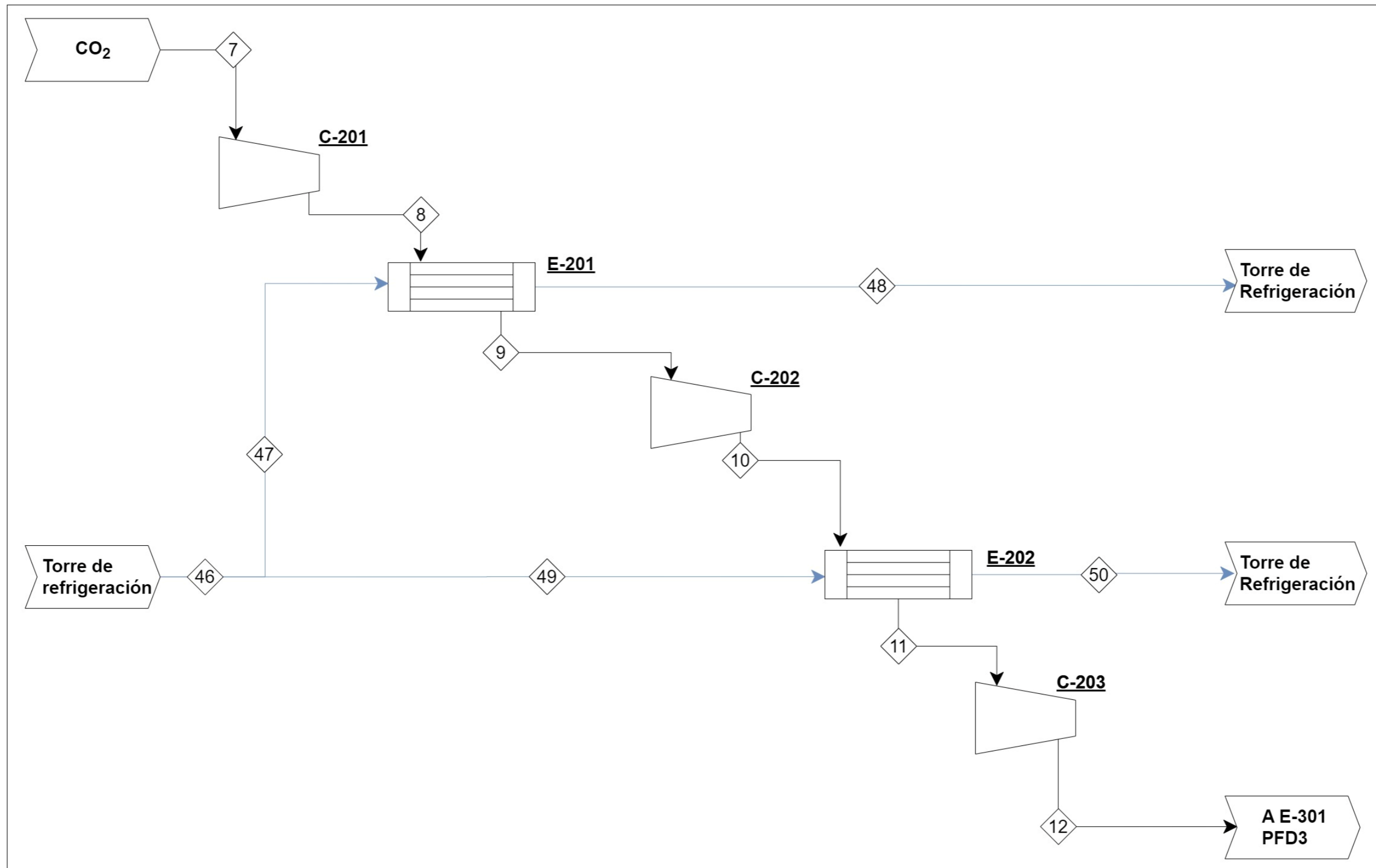
Nota	Aclaración	Por	Visto	Fecha	Comentarios de Revisión	Firma P	Firma R	UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGLI
		Nuria J.	Alberto E.	08/04/2024				PFD1
		Nuria J.	Alberto E.	27/05/2024				
		Nuria J.	Alberto E.	03/06/2024				
								1/6

Tabla 4.2.1 Condición y composición de las corrientes del PFD 1.

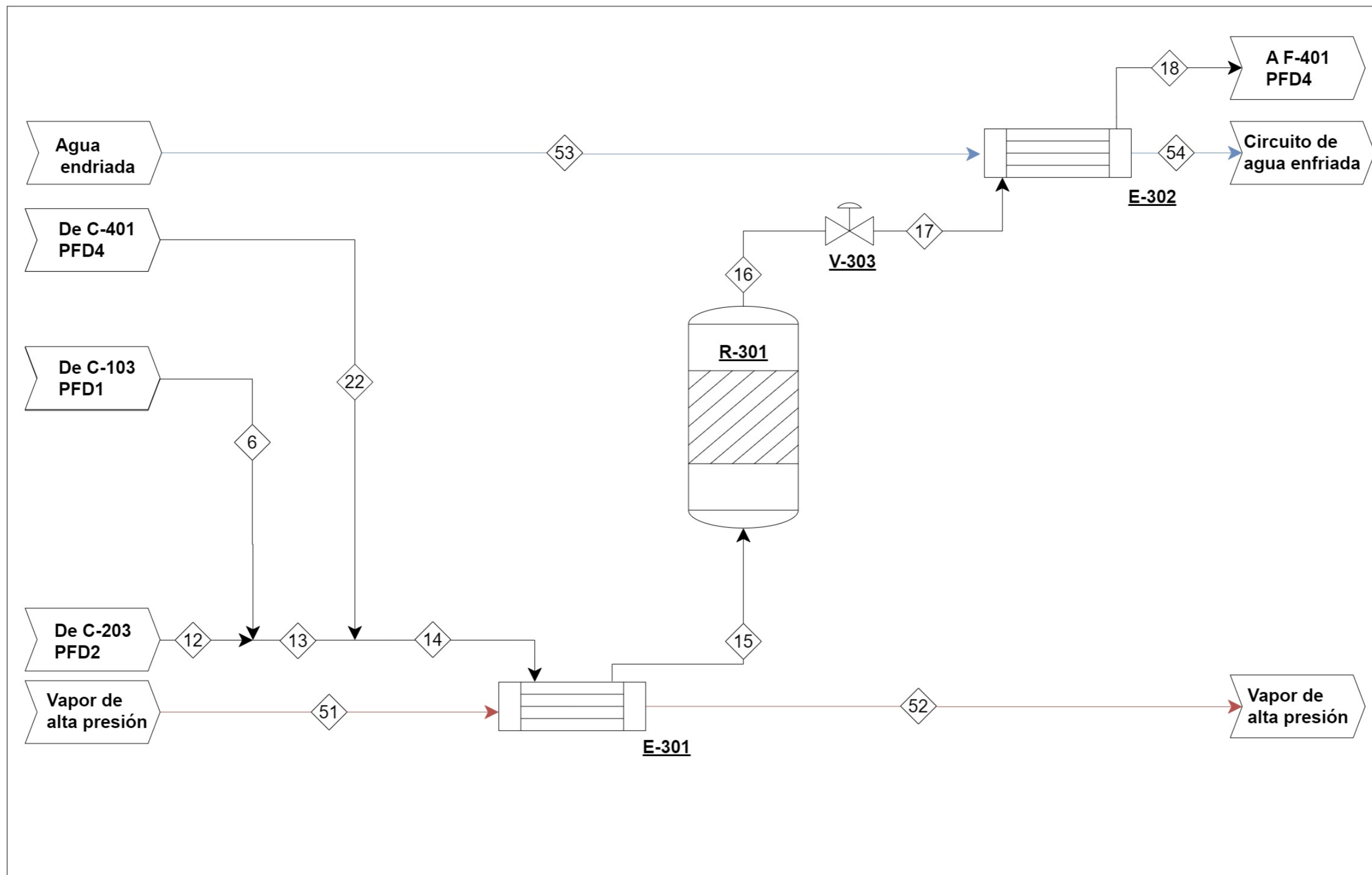
Corriente	1	2	3	4	5	6	41	42	43	44	45
T (°C)	40.00	193.84	44.93	201.23	45.00	199.65	32.00	32.00	40.80	32.00	40.00
P (bar)	3.01	9.04	9.01	27.02	27.00	77.00	1.10	1.10	1.06	1.10	1.01
Fracción Vapor (másico)	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cabal (kg/h)	2,048	2,048	2,048	2,048	2,048	2,048	239,374	111,000	111,000	128,374	128,374
Fracción másica											
H ₂ O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
CO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Metanol	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Tabla 4.2.2 Condición y composición de las corrientes del PFD 2.

Corriente	7	8	9	10	11	12	46	47	48	49	50
T (°C)	40.00	149.50	45.01	157.57	45.01	63.94	32.00	32.00	40.80	32.00	40.00
P (bar)	7.01	21.04	21.01	63.02	63.00	77.00	1.10	1.10	1.06	1.10	1.07
Fracción Vapor (másico)	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cabal (kg/h)	15,223.4	15,223.4	15,223.4	15,223.4	15,223.4	15,223.4	103,637	44,782	44,782	58,855	58,855
Fracción másica											
H ₂ O	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
CO	0.007	0.007	0.007	0.007	0.007	0.007	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.991	0.991	0.991	0.991	0.991	0.991	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂	0.002	0.002	0.002	0.002	0.002	0.002	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Metanol	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00



Nota	Aclaración	Por	Visto	Fecha	Comentarios de Revisión	Firma P	Firma R	UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGILI
		Nuria J.	Alberto E.	08/04/2024				PFD2
		Nuria J.	Alberto E.	27/05/2024				
		Nuria J.	Alberto E.	03/06/2024				
								2/6



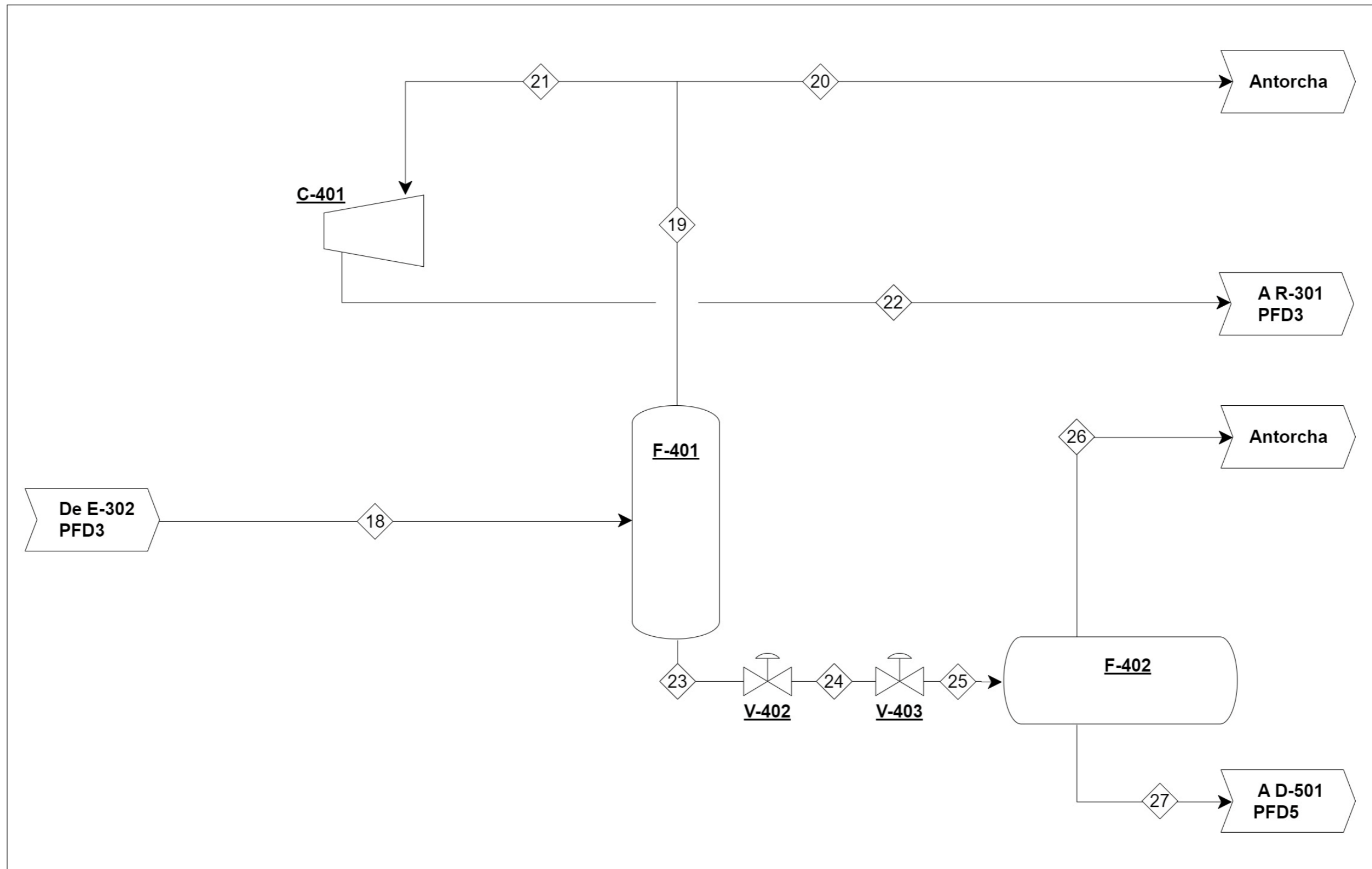
Nota	Aclaración	Por	Visto	Fecha	Comentarios de Revisión	Firma P	Firma R	UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGILI
		Nuria J.	Alberto E.	08/04/2024				PFD3
		Nuria J.	Alberto E.	27/05/2024				
		Nuria J.	Alberto E.	03/06/2024				
								3/6

Tabla 4.2.3 Condición y composición de las corrientes del PFD 3.

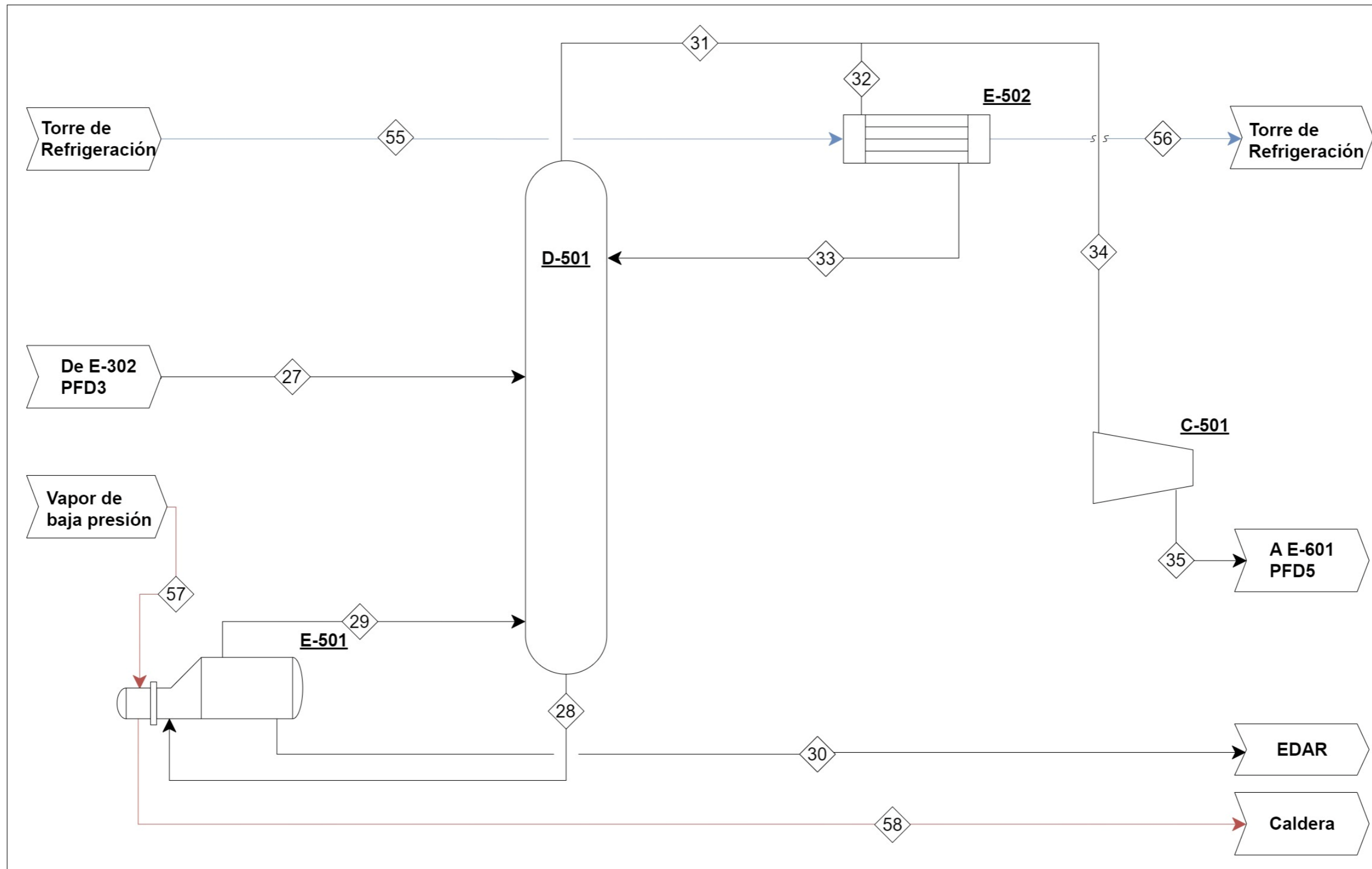
Corriente	6	12	13	14	15	16	17	18	22	51	52	53	54
T (°C)	199.65	63.94	136.55	72.59	210	306.80	306.87	35.00	55.00	230.00	230.00	5.00	15.00
P (bar)	77.00	77.00	77.00	77.00	76.00	76.00	66.00	65.00	77.00	28.00	27.9	1.10	1.00
Fracción Vapor (másico)	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.68	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00
Cabal (kg/h)	2,048	15,223.4	17,271.4	52,555.2	52,555.2	52,555.2	52,555.2	52,555.2	35,283.8	15,192	15,192	1,777,454	1,777,454
Fracción másica													
H ₂ O	0.000	0.000	0.000	0.001	0.001	0.113	0.113	0.113	0.002	1.00	1.00	1.00	1.00
CO	0.000	0.007	0.006	0.103	0.103	0.102	0.102	0.102	0.151	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	0.000	0.991	0.874	0.666	0.666	0.392	0.392	0.392	0.564	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂	1.000	0.002	0.120	0.218	0.218	0.181	0.181	0.181	0.266	0.00	0.00	0.00	0.00
Metanol	0.000	0.000	0.000	0.012	0.012	0.212	0.212	0.212	0.017	0.00	0.00	0.00	0.00

Tabla 4.2.4 Condición y composición de las corrientes del PFD 4.

Corriente	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27
T (°C)	35.00	35.00	35.00	35.00	55.00	35.00	29.08	27.40	26.75	26.75
P (bar)	65.00	65.00	65.00	65.00	77.00	65.00	10.00	1.20	1.20	1.20
Fracción Vapor (másico)	0.68	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.03	1.00	0.00
Cabal (kg/h)	52,555.2	35,640.3	356.4	35,283.9	35,283.8	16,914.9	16,914.9	16,914.9	486.3	16,428.6
Fracción másica										
H ₂ O	0.113	0.002	0.002	0.002	0.002	0.348	0.348	0.348	0.011	0.357
CO	0.102	0.151	0.151	0.151	0.151	0.000	0.000	0.000	0.003	0.000
CO ₂	0.392	0.564	0.564	0.564	0.564	0.031	0.031	0.031	0.904	0.006
H ₂	0.181	0.266	0.266	0.266	0.266	0.000	0.000	0.000	0.004	0.000
Metanol	0.212	0.017	0.017	0.017	0.017	0.621	0.621	0.621	0.078	0.637



Nota	Aclaración	Por	Visto	Fecha	Comentarios de Revisión	Firma P	Firma R	UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGILI	
		Nuria J.	Alberto E.	08/04/2024				PFD4	
		Nuria J.	Alberto E.	27/05/2024					
		Nuria J.	Alberto E.	03/06/2024					
								4/6	



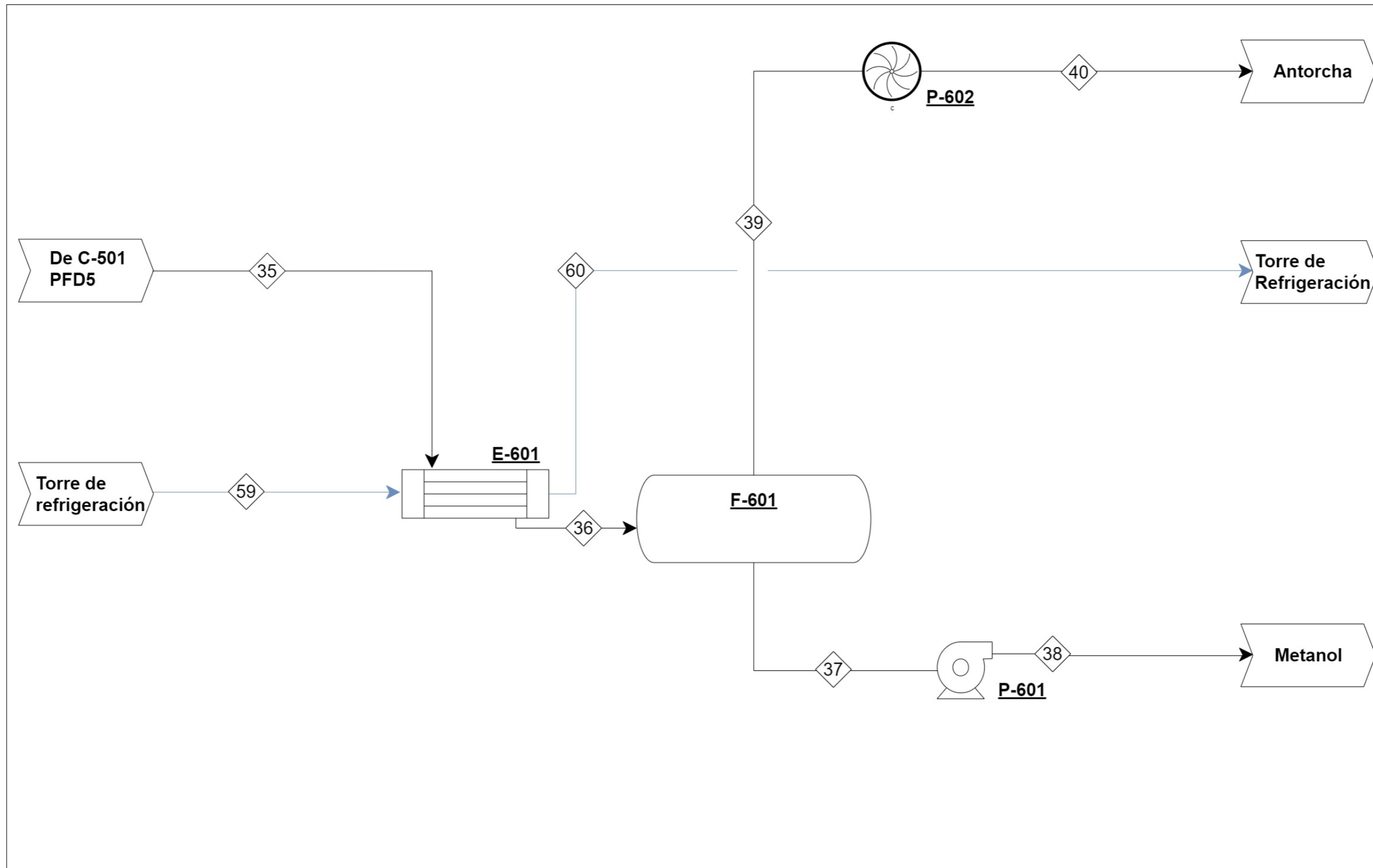
Nota	Aclaración	Por	Visto	Fecha	Comentarios de Revisión	Firma P	Firma R	UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGILI
		Nuria J.	Alberto E.	08/04/2024				PFD5
		Nuria J.	Alberto E.	27/05/2024				
		Nuria J.	Alberto E.	03/06/2024				
								5/6

Tabla 4.2.5 Condición y composición de las corrientes del PFD 5.

Corriente	27	28	29	30	31	32	33	34	35	55	56	57	58
T (°C)	26.75	66.70	96.86	96.86	64.92	64.92	64.92	64.92	79.73	32.00	40.00	128.8	126.1
P (bar)	1.20	1.1	1.00	1.00	1.10	1.00	1.00	1.00	1.20	1.1	1.0	2.5	2.3
Fracción Vapor (másico)	0	0	1	0	1	1	0	1	1	0	0	1	0
Cabal (kg/h)	16,428.6	36,799.6	30,920.1	5,879.5	52,623.5	42,074.4	42,074.4	10,549.1	10,549.1	1,371,144	1,371,144	29,841	29,841
Fracción másica													
H ₂ O	0.357	0.763	0.719	0.993	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	1.000	1.000	1.000	1.000
CO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO ₂	0.006	0.000	0.000	0.000	0.009	0.009	0.009	0.009	0.009	0.000	0.000	0.000	0.000
H ₂	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Metanol	0.637	0.237	0.281	0.007	0.988	0.988	0.988	0.988	0.988	0.000	0.000	0.000	0.000

Tabla 4.2.6 Condición y composición de las corrientes del PFD 6.

Corriente	35	36	37	38	39	40	59	60
T (°C)	79.73	50.00	50.00	50.05	50.00	50.05	32.00	40.00
P (bar)	1.20	1.00	0.70	3.25	0.70	2.16	1.10	1.01
Fracción Vapor (másico)	1.00	0.01	0.00	0.00	1.00	1.00	0.00	0.00
Cabal (kg/h)	10,549.1	10,549.1	10,323.3	10,323.3	225.8	225.8	362,122	362,122
Fracción másica								
H ₂ O	0.003	0.003	0.003	0.003	0.002	0.002	1.000	1.000
CO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO ₂	0.009	0.009	0.002	0.002	0.325	0.325	0.000	0.000
H ₂	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Metanol	0.988	0.988	0.995	0.995	0.673	0.673	0.000	0.000



Nota	Aclaración	Por	Visto	Fecha	Comentarios de Revisión	Firma P	Firma R	UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGILI		
		Nuria J.	Alberto E.	08/04/2024				PFD6		
		Nuria J.	Alberto E.	27/05/2024						
		Nuria J.	Alberto E.	03/06/2024						
								6/6		

4.3. Simulación del proceso de producción del metanol

Para realizar el proceso de producción del metanol, se ha utilizado el simulador Aspen Plus V11 para recrear el proceso de una manera más rigurosa.

En la tabla 3.1.1 se muestran las dos corrientes de entrada que hay en el proceso junto a su composición.

En la figura 4.3.1 se encuentra el diagrama de proceso generado mediante Aspen Plus.

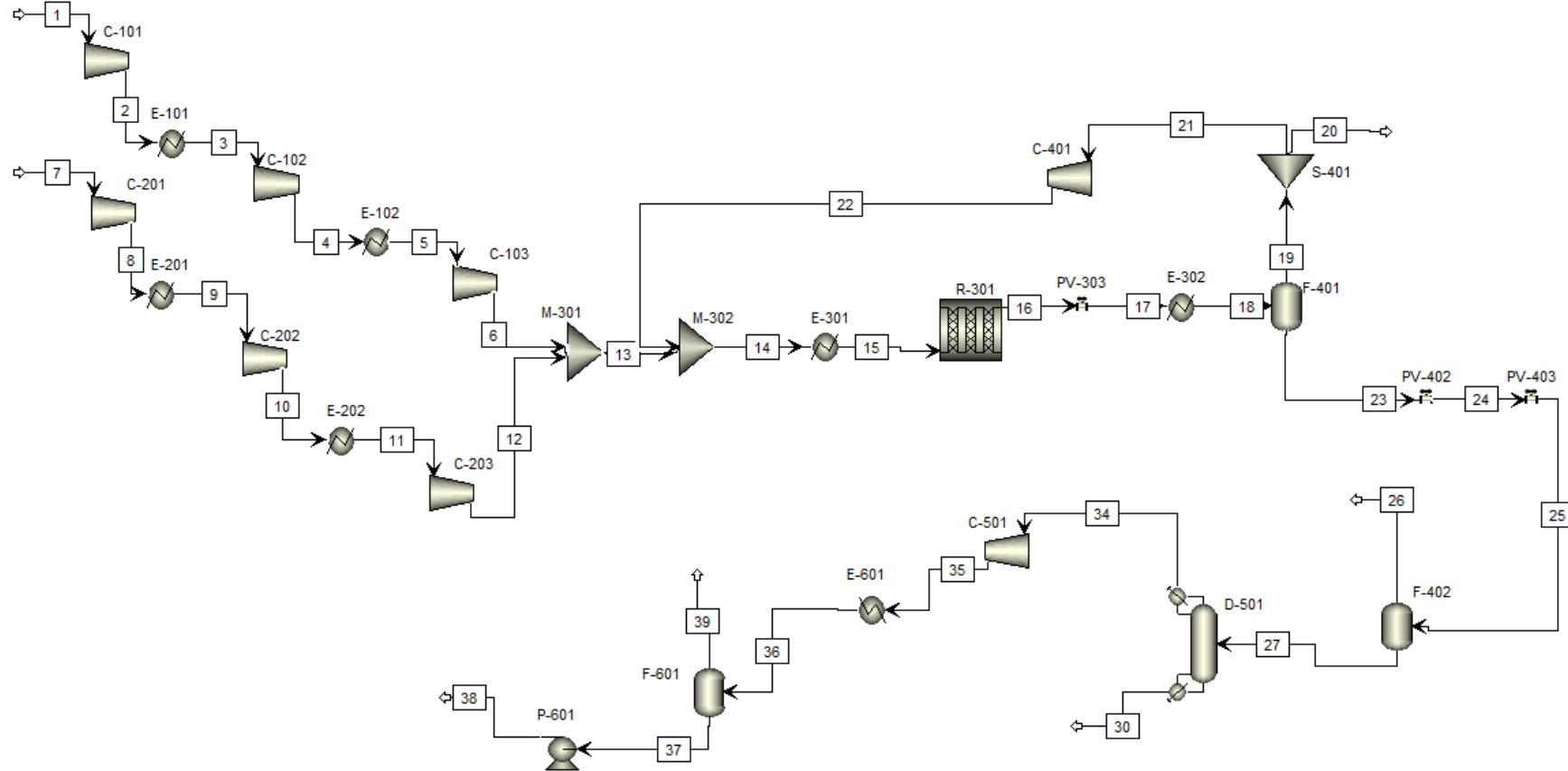


Figura 4.3.1 Diagrama de proceso generado mediante ASPEN con los diferentes equipos utilizados.

4.3.1. Zona de compresión

Según Simoes y Bouallou (ref. 13), cada corriente de entrada se tiene que aumentar la presión hasta los 77 bares debido a que el reactor es a la presión que trabaja y a esta presión se ha encontrado una mayor selectividad para la reacción principal de producción metanol. Para ello se propone un compresor de múltiples etapas. Según Pérez-Fortes et al. (ref. 14), se consideran compresores adiabáticos con una eficiencia isoentrópica de 0.75 y con respecto al incremento de presión para cada compresor, esta es de aproximadamente $\frac{P_{out}}{P_{in}} \approx 3$. En total son necesarios 3 compresores para cada corriente de entrada para conseguir una presión final de 77 bares. Entre compresor y compresor, hay un intercambiador de calor para enfriar el gas hasta aproximadamente 45°C, para que la temperatura a la salida del siguiente compresor no sea excesivamente elevada. En total son necesarios 2 intercambiadores tubo-carcasa para cada corriente de entrada.

En la figura 4.3.1.1 se muestra la zona de compresión diseñada con ASPEN.

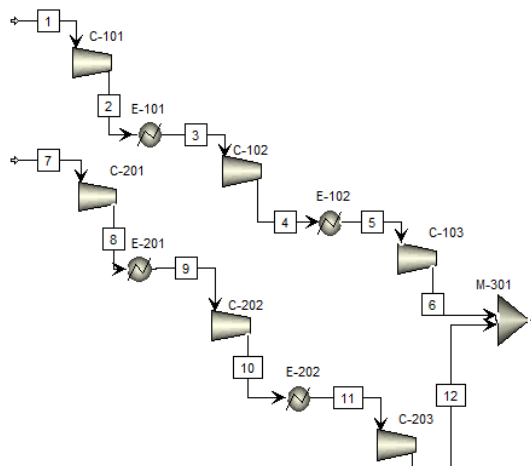


Figura 4.3.1.1 Zona de compresión diseñada con ASPEN

4.3.2. Zona de reacción y reciclo

En primer lugar, se aumenta la temperatura hasta los 210 °C, ya que es la temperatura a la que trabaja el reactor R-301.

Con respecto al reactor R-301, se ha simulado el reactor como un flujo pistón adiabático multitubular con catalizador. Con respecto a la cinética, hay dos formas de implementarla. La primera es mediante el simulador ASPEN que trata las reacciones reversibles como reacciones ideales. La otra forma es introduciendo manualmente la cinética. En este caso, se ha introducido la cinética ya que proporciona un punto de vista más ajustado a la realidad. La cinética se ha extraído del artículo de Simoes y Bouallou (ref. 13) y las reacciones que se llevan a cabo en este reactor son las siguientes:



En el anexo C están las ecuaciones y parámetros cinéticos de estas reacciones.

Con respecto al catalizador, según Leonzio et al. (ref. 15), la densidad del catalizador es de 1175 kg/m³ y el “bed void fraction” es de 0.4. Además, el reactor tiene una longitud de 8 metros, un diámetro de tubo interior de 0.058 m y 150 tubos en total. Para corroborar que es el mejor diseño para la planta, se ha hecho un análisis de sensibilidad variando el número de tubos y el diámetro de ellos hasta conseguir el mejor rendimiento. El análisis de sensibilidad se encuentra en el anexo D.

Como resultado del análisis de sensibilidad, el diámetro interior del tubo es de 0.1 m y no se considera un número mayor de 110 tubos debido a que el aumento de producción del metanol es despreciable.

A continuación, se reduce la temperatura mediante un intercambiador tubo-carcasa hasta los 35°C y se despresuriza la línea a 65 bares mediante una válvula de descompresión para tener mayoritariamente el metanol en forma líquida y se introduce en un depósito para separar la fase líquida de la gaseosa. La fase gaseosa, compuesta mayoritariamente por hidrogeno y dióxido de carbono, se recircula. Según Simoes y Bouallou (ref. 13), únicamente se purga un 1% para evitar acumulación y el reciclo aumenta la producción de metanol en el reactor. Este reciclo se comprime hasta los 77 bares y se mezcla con la materia prima.

En la figura 4.3.2.1 se muestra la zona del reactor y el reciclo diseñada con ASPEN.

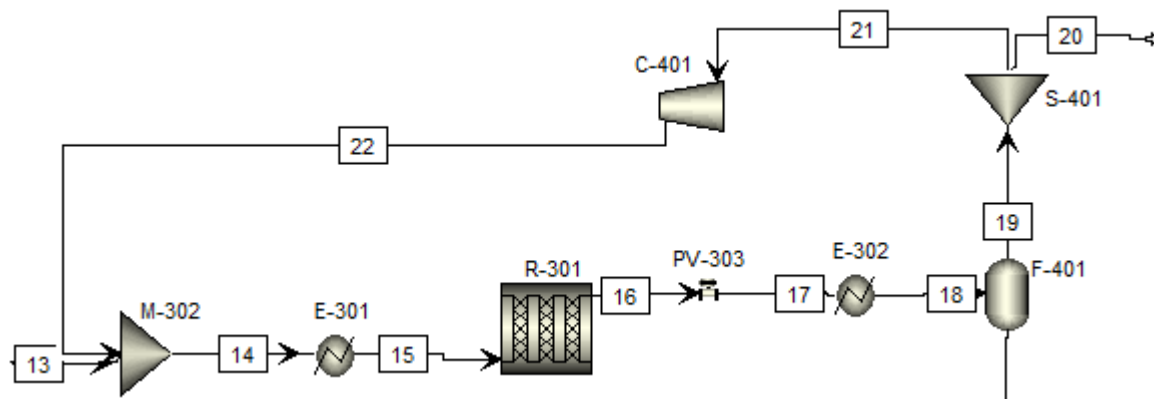


Figura 4.3.2.1 Zona de reacción y reciclo diseñada con ASPEN.

4.3.3. Zona de purificación del metanol.

La fase líquida que sale del depósito, que está compuesto principalmente de metanol y agua, se descomprime hasta 1.2 bares con ayuda de dos válvulas de descompresión. A continuación, se introduce en un segundo depósito a 1.2 bares y una temperatura de 27°C para eliminar una gran parte del dióxido de carbono que no se había separado en el anterior depósito.

Seguidamente, el líquido llega a la columna de destilación, donde se separa el metanol del agua. Esta columna de destilación está compuesta de un rehervidor tipo Kettle que aumenta la temperatura de fondo de columna y un intercambiador tubo-carcasa que condensa el reflujo.

Mediante un análisis de sensibilidad y con el objetivo de eliminar la mayor parte del agua, se llega a la conclusión que la mejor opción es utilizar una columna de destilación con 58 etapas y un reflujo de 4. De esta forma se consigue una pureza por cabeza de 98.8% (máscico) y por el fondo de columna la cantidad de metanol es mínima. Esta pureza es insuficiente y por ello, se aumenta la presión mediante un compresor de una etapa y se disminuye la temperatura hasta 50°C mediante un intercambiador tubo-carcasa para enviar la mezcla a un tercer depósito para acabar de eliminar las impurezas de CO₂.

Nuevamente, se realiza un análisis de sensibilidad variando la temperatura y la presión del depósito hasta conseguir una pureza del 99.5% y la menor pérdida de metanol posible. Esto se consigue con una temperatura de 50°C y una presión de 0.70 bares absolutos.

Para alcanzar la presión establecida, se instala un sistema de vacío en el depósito que consiste en la instalación de una bomba de vacío. El análisis de sensibilidad se encuentra en el anexo E.

Finalmente, se aumenta la presión del metanol en fase líquida mediante una bomba centrífuga. Esta bomba aumenta la presión hasta 3.25 bares que son suficientes para que el metanol llegue al tanque de almacenamiento.

En la figura 4.3.3.1 se muestra la zona de purificación diseñada con ASPEN.

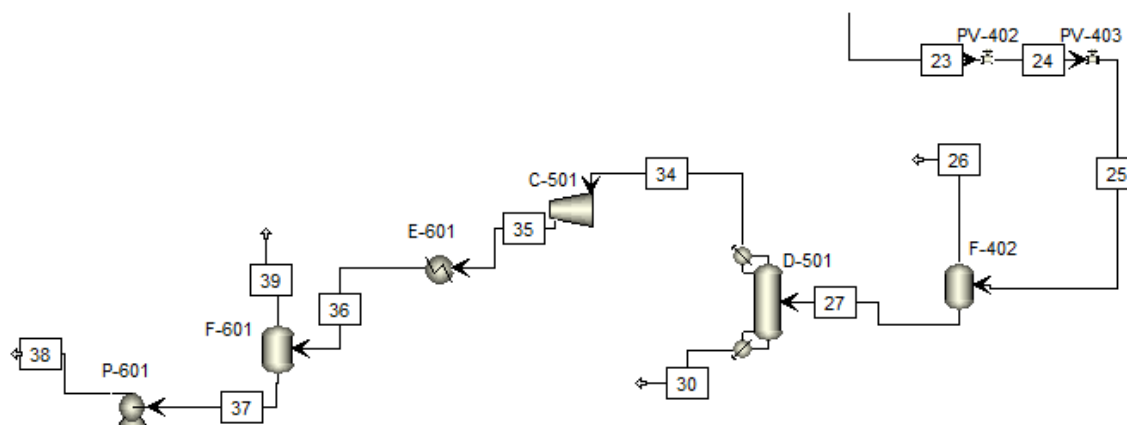


Figura 4.3.3.1 Zona de purificación diseñada con ASPEN.

4.3.4. Inconvenientes de la simulación

Al realizar el estudio de la planta de producción de metanol mediante Aspen, se han observado 3 principales inconvenientes que la empresa ha tenido que solventar e investigar.

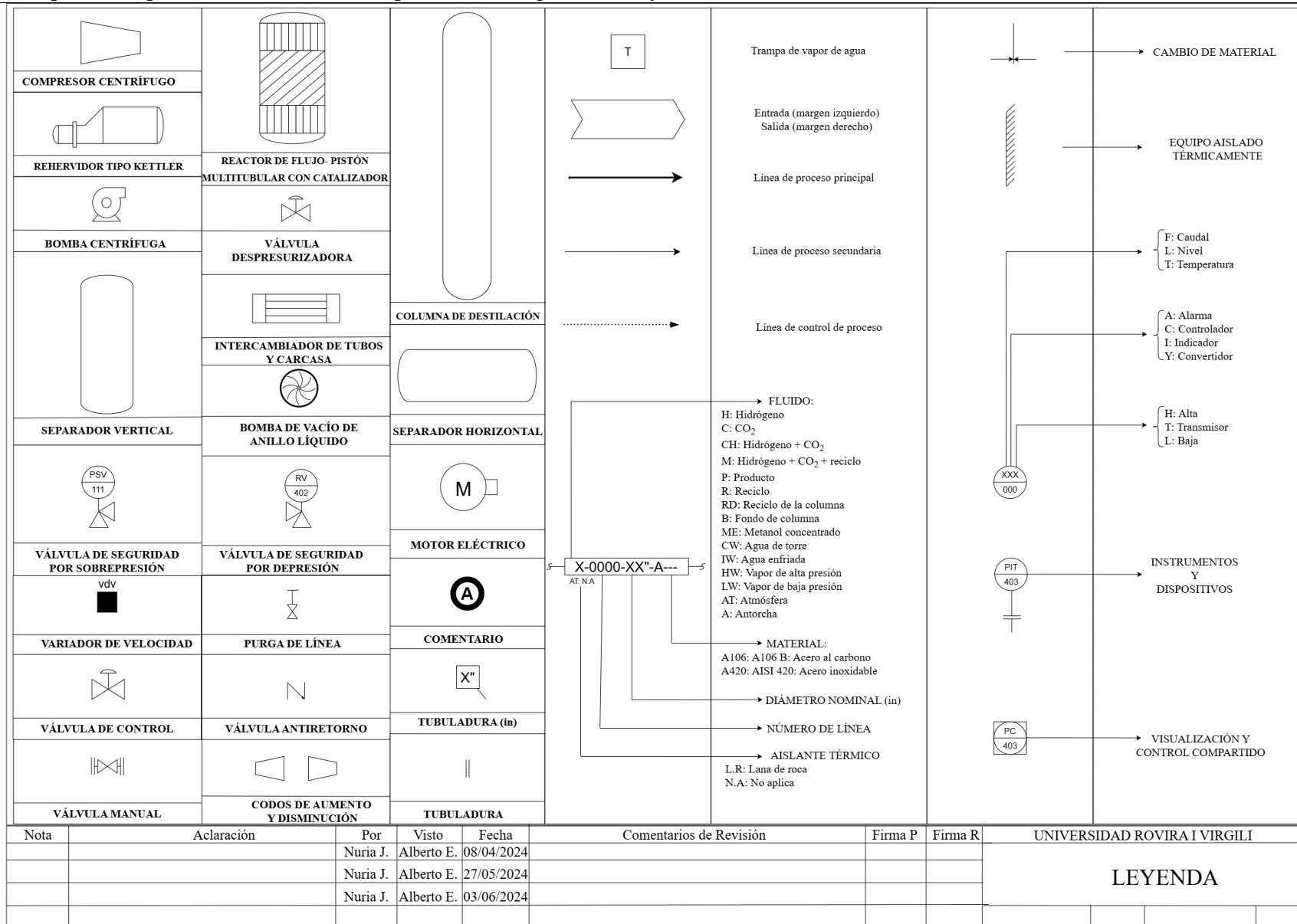
El primero de todos tiene que ver con la columna de destilación, donde en diferentes bibliografías, se muestra que la separación del CO₂ del metanol y el agua se hace mediante una columna de destilación. Al seguir esta metodología, se comprobó que la temperatura del reflujo era de -80°C. El simulador intentaba condensar el CO₂ y esta idea se descartó debido a que no era aplicable a la realidad. Después de varias pruebas con el simulador buscando una configuración de equipos que maximizase la separación del metanol, se propuso poner un segundo depósito para separar el CO₂ del agua y el metanol.

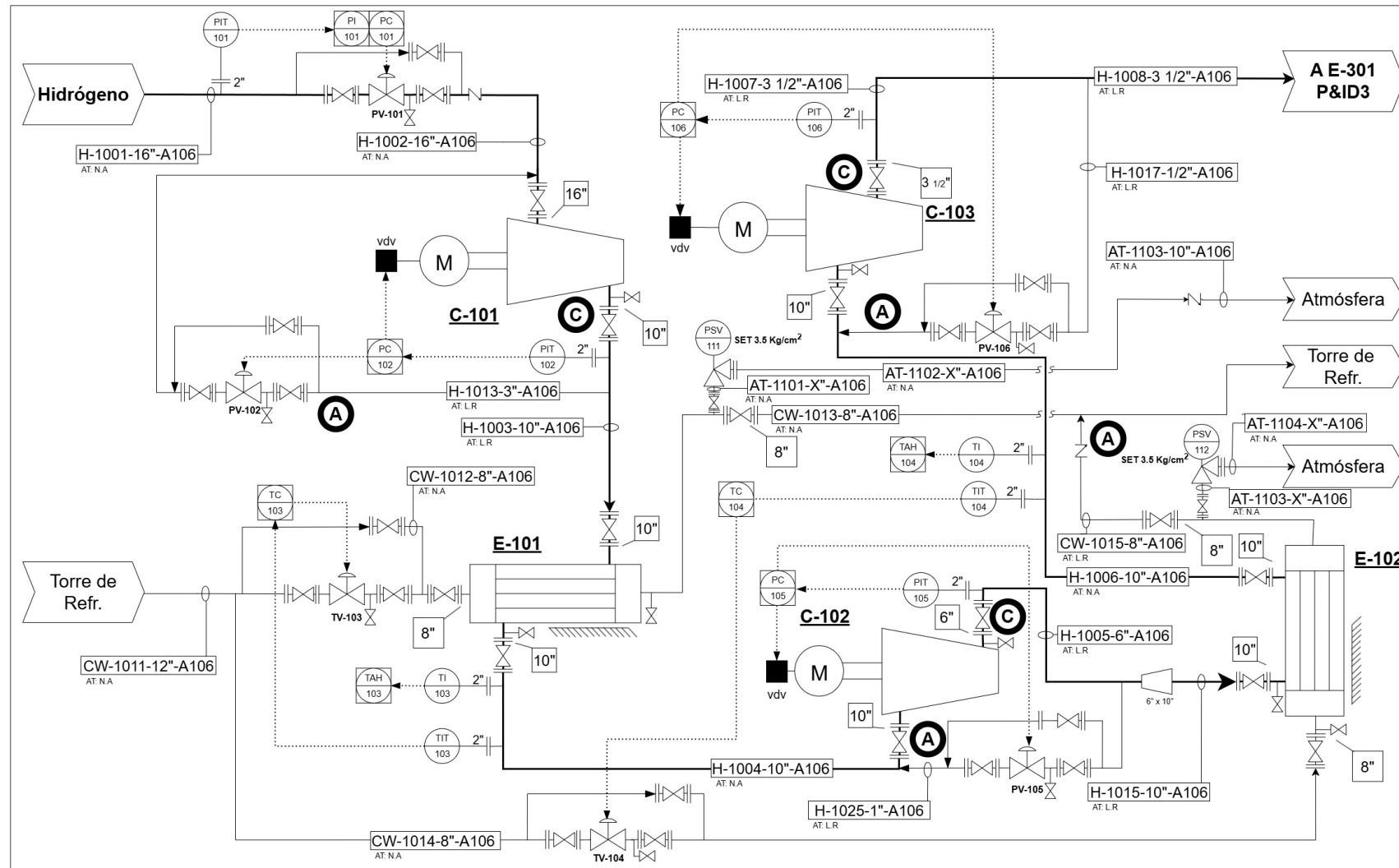
El segundo inconveniente tiene que ver con el anterior, debido a que, si en el depósito anterior a la columna no se conseguía separar gran parte del CO₂, esto hacía que la temperatura de cabeza de columna fuera de -80°C debido a que nuevamente intentaba condensar el CO₂.

El tercer inconveniente es sobre las condiciones de la columna de destilación, ya que se ha comprobado mediante pruebas con el simulador, que, aunque se añadan más etapas o se cambie la etapa del líquido que entra en la columna, la pureza en cabeza no varía. Lo único que varía la pureza en cabeza es el reflujo y por ello se aumenta hasta 4 para conseguir la pureza requerida.

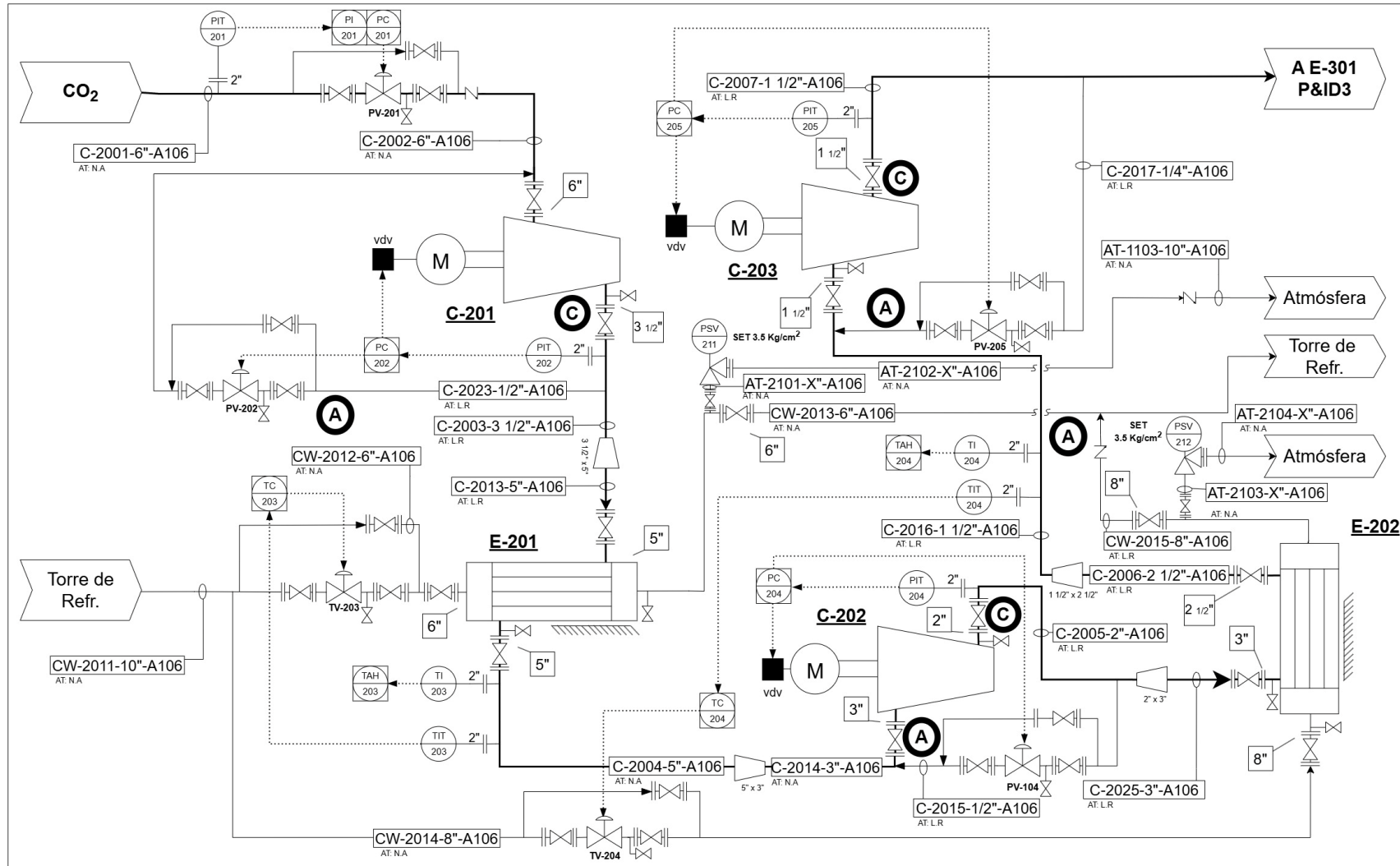
4.4. Diagrama de líneas e instrumentación de proceso (P&ID)

Seguidamente se muestran los diagramas P&ID de la planta junto a la leyenda de simbología. En el anexo A se muestra la justificación de los materiales escogidos para el diseño y en el anexo B se observa cómo se han dimensionado las líneas y las velocidades que se han supuesto en función del compuesto y fase en el que se encuentra.

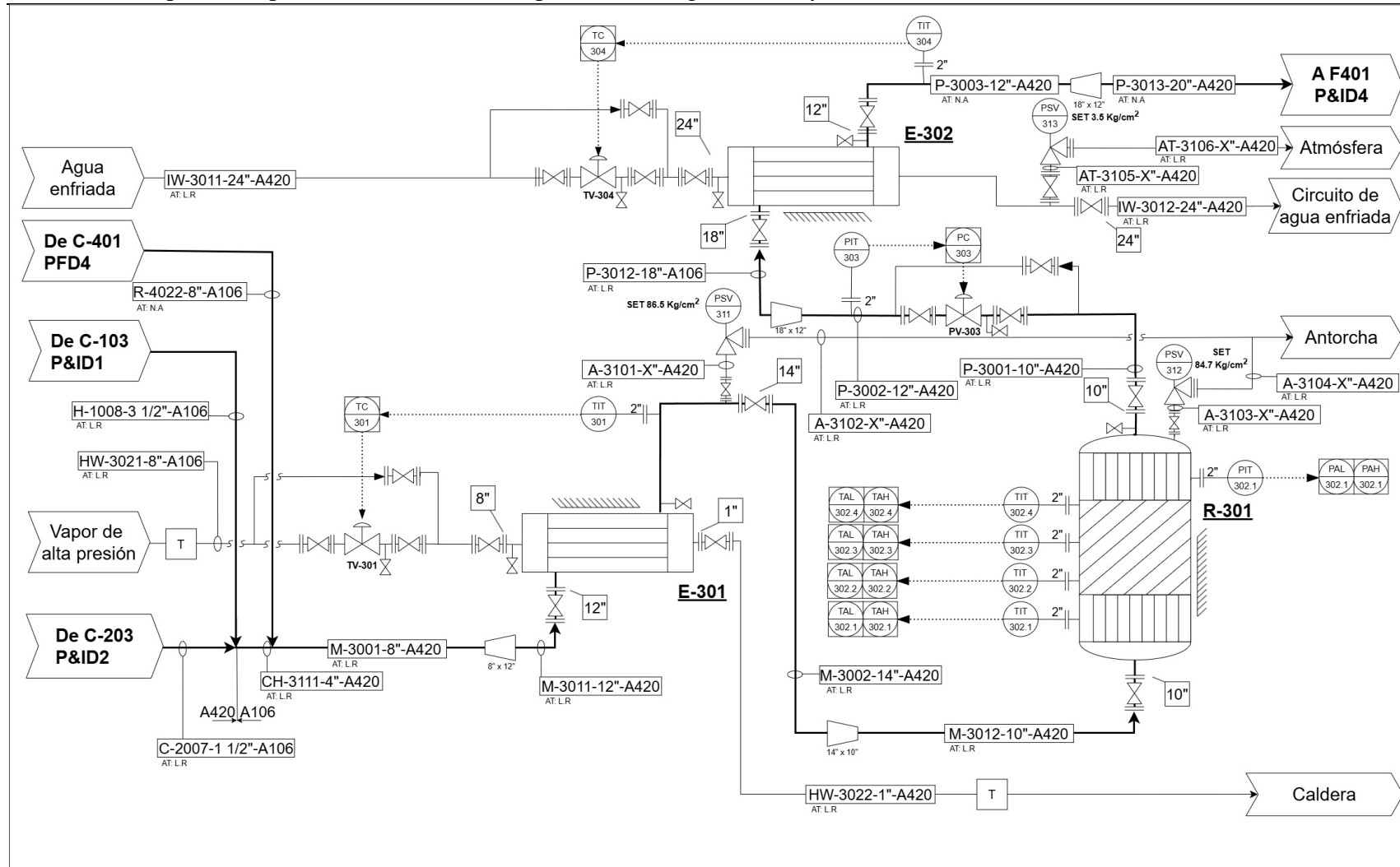




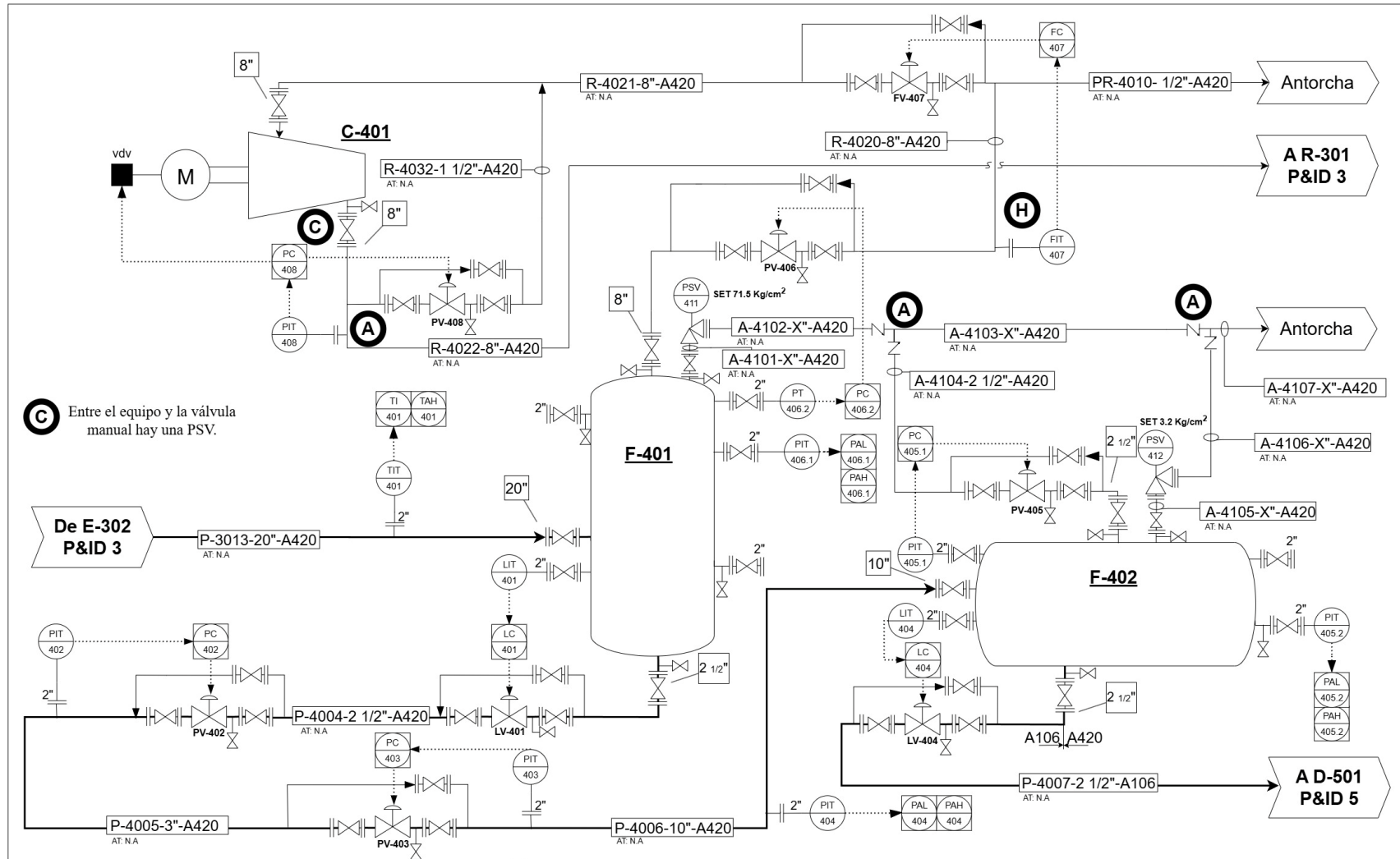
Nota	Aclaración	Por	Visto	Fecha	Comentarios de Revisión	Firma P	Firma R	UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGILI
(A)	Lo más cerca posible de la bifurcación	Nuria J.	Alberto E.	18/04/2024				P&ID1
		Nuria J.	Alberto E.	06/06/2024				
(C)	Entre el equipo y la válvula manual hay una PSV.	Nuria J.	Alberto E.	20/06/2024				
		Nuria J.	Alberto E.	29/06/2024				



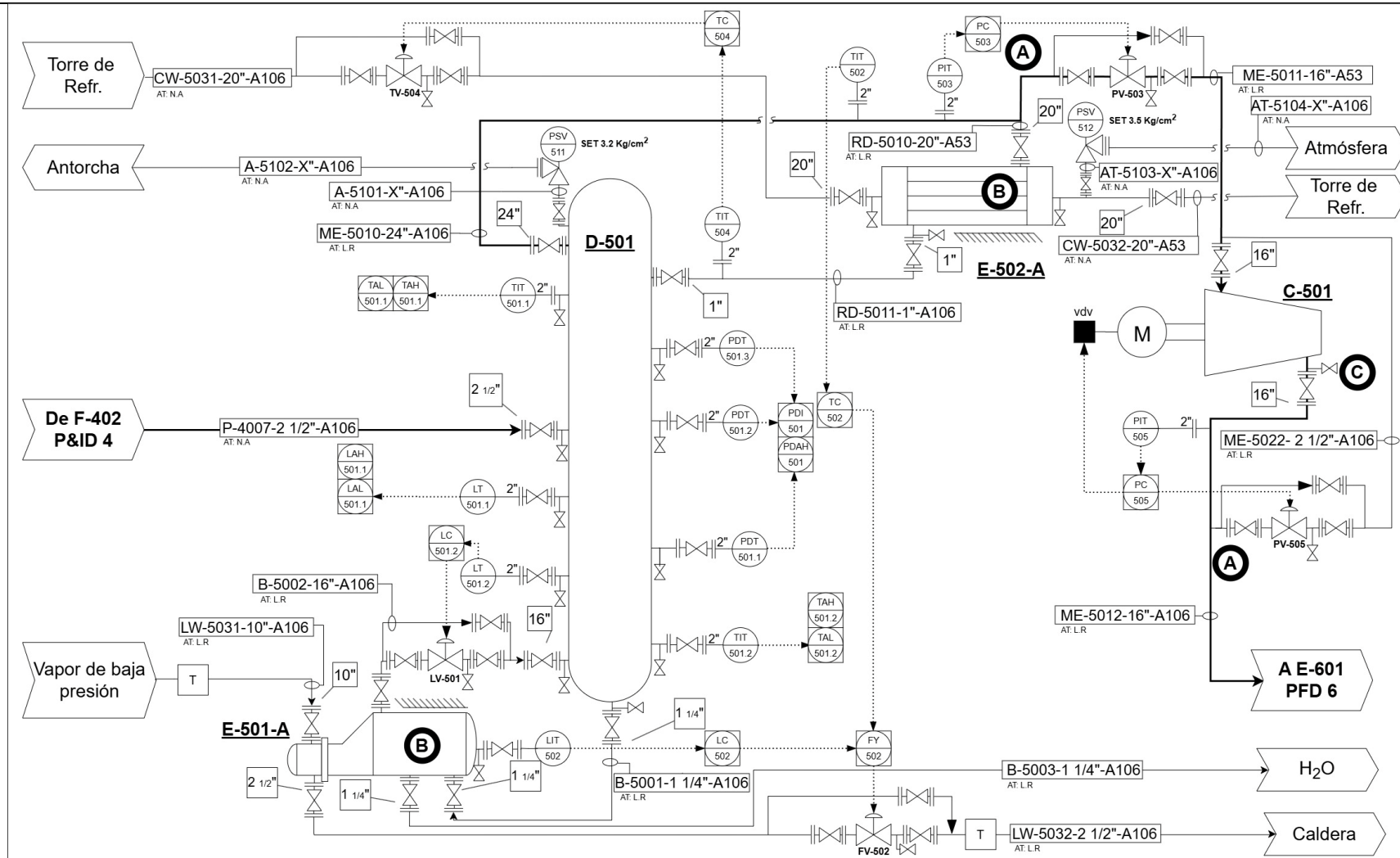
Nota	Aclaración	Por	Visto	Fecha	Comentarios de Revisión	Firma P	Firma R	UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGILI
(A)	Lo más cerca posible de la bifurcación	Nuria J.	Alberto E.	18/04/2024				P&ID2
		Nuria J.	Alberto E.	06/06/2024				
(C)	Entre el equipo y la válvula manual hay una PSV.	Nuria J.	Alberto E.	20/06/2024				
		Nuria J.	Alberto E.	29/06/2024				



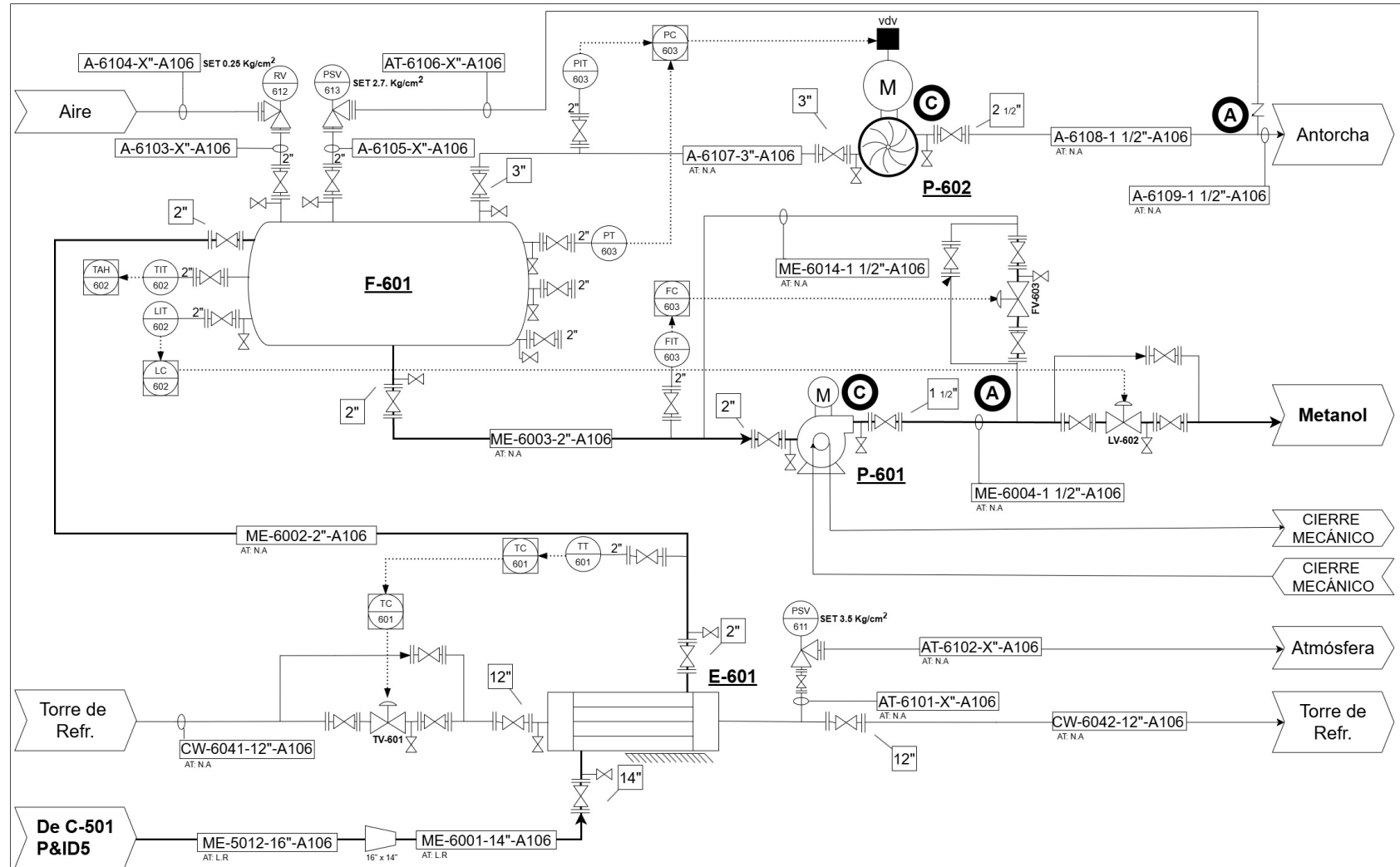
Nota	Aclaración	Por	Visto	Fecha	Comentarios de Revisión	Firma P	Firma R	UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGILI
		Nuria J.	Alberto E.	18/04/2024				P&ID3
		Nuria J.	Alberto E.	06/06/2024				
		Nuria J.	Alberto E.	20/06/2024				
		Nuria J.	Alberto E.	29/06/2024				



Nota	Aclaración	Por	Visto	Fecha	Comentarios de Revisión	Firma P	Firma R	UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGILI
(A)	Lo más cerca posible de la bifurcación	Nuria J.	Alberto E.	18/04/2024				P&ID4
		Nuria J.	Alberto E.	06/06/2024				
(H)	Distancia de reacción.	Nuria J.	Alberto E.	20/06/2024				
		Nuria J.	Alberto E.	29/06/2024				



Nota	Aclaración	Por	Visto	Fecha	Comentarios de Revisión	Firma P	Firma R	UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGLI
A	Lo más cerca posible de la bifurcación	Nuria J.	Alberto E.	18/04/2024				P&ID5
		Nuria J.	Alberto E.	06/06/2024				
B	Equipos en paralelo con el mismo diseño y control	Nuria J.	Alberto E.	20/06/2024				
		Nuria J.	Alberto E.	29/06/2024				



Nota	Aclaración	Por	Visto	Fecha	Comentarios de Revisión	Firma P	Firma R	UNIVERSIDAD ROVIRA I VIRGLI
A	Lo más cerca posible de la bifurcación	Nuria J.	Alberto E.	18/04/2024				P&ID6
		Nuria J.	Alberto E.	06/06/2024				
C	Entre el equipo y la válvula manual hay una PSV.	Nuria J.	Alberto E.	20/06/2024				
		Nuria J.	Alberto E.	29/06/2024				

4.5. Listado de líneas

Tabla 4.5.1 Listado de líneas

Línea	D.N Inches	GROSO R DE LÍNEA mm	MATERIAL	SCHEDULE DE LÍNEA	P&ID	DE	HASTA	FLUIDO	FASE	TEMP. DE OPER. (°C)	PRES. DE OPER. (Bar)	TEMP. DE DISEÑO (°C)	PRE. DE DISEÑO (Bar)	AISLANTE	PESO ESPECÍFICO (kg/m3)
H-1001	16"	12.7	A106 B	SCH 40	1	Empresa de H2	H-1002	H2	G	40	3	60	4.5	No	123.3
H-1002	16"	12.7	A106 B	SCH 40	1	H-1001	C-101	H2	G	40	3	60	4.5	No	123.3
H-1013	3"	5.49	A106 B	SCH 40	1	H-1003	H-1002	H2	G	194	9	214	10.5	LANA DE ROCA	11.29
H-1003	10"	9.27	A106 B	SCH 40	1	C-101	E-101	H2	G	194	9	214	10.5	LANA DE ROCA	30.31
H-1004	10"	9.27	A106 B	SCH 40	1	E-101	C-102	H2	G	45	9	65	10.5	No	30.31
H-1005	6"	7.11	A106 B	SCH 40	1	C-102	CODO AUMENTO 1	H2	G	202	28	222	30.8	LANA DE ROCA	28.26
H-1015	10"	9.27	A106 B	SCH 40	1	CODO AUMENTO 1	E-102	H2	G	202	28	222	30.8	LANA DE ROCA	30.31
H-1025	1"	3.3	A106 B	SCH 40	1	H-1005	H-1004	H2	G	202	28	222	30.8	LANA DE ROCA	2.5
H-1006	10"	9.27	A106 B	SCH 40	1	E-102	C-103	H2	G	50	28	70	30.8	No	60.31
H-1007	3 1/2"	5.74	A106 B	SCH 40	1	C-103	H-1008	H2	G	207	77.5	227	85.25	LANA DE ROCA	13.57
H-1017	1/2"	2.77	A106 B	SCH 40	1	H-1007	H-1006	H2	G	207	77.5	227	85.25	LANA DE ROCA	1.27
H-1008	3 1/2"	5.74	A106 B	SCH 40	1	H-1007 H1017	CH-2111	H2	G	207	77.5	227	85.25	LANA DE ROCA	13.57
CW-1011	12"	10.31	A106 B	SCH 40	1	TORRE DE REFR.	CW-1014 CW-1012	AGUA	L	32	1.122	52	2.622	No	79.73
CW-1012	8"	8.18	A106 B	SCH 40	1	CW-1011	E-301	AGUA	L	32	1.22	52	2.72	No	42.55
CW-1013	8"	8.18	A106 B	SCH 40	1	E-101	TORRE DE REFR.	AGUA	L	40.8	1.08	60.8	2.58	No	42.55
CW-1014	8"	8.18	A106 B	SCH 40	1	CW-1011	E-102	AGUA	L	32	1.22	52	2.72	No	42.55
CW-1015	8"	8.18	A106 B	SCH 40	1	E-102	TORRE DE REFR.	AGUA	L	40	1.044	60	2.544	No	42.55
AT-1101	X"	X	A106 B	SCH 40	1	CW-1013	PSV-111	AGUA	L/V	40.8	1.08	60.8	2.58	No	-
AT-1102	X"	X	A106 B	SCH 40	1	PSV-111	VENTEO ATMOSFÉRICO	AGUA	L/V	40.8	1.08	60.8	2.58	No	-
AT-1103	X"	X	A106 B	SCH 40	1	CW-1015	PSV 112	AGUA	L/V	40	1.044	60	2.544	No	-
AT-1104	X"	X	A106 B	SCH 40	1	PSV-112	VENTEO ATMOSFÉRICO	AGUA	L/V	40	1.044	60	2.544	No	-
C-2001	6"	7.11	A106 B	SCH 40	2	Empresa de CO2	C-2001	CO2	G	40	8	60	9.5	No	28.26
C-2002	6"	7.11	A106 B	SCH 40	2	C-2001	C-201	CO2	G	40	8	60	9.5	No	28.26
C-2003	3 1/2"	5.74	A106 B	SCH 40	2	C-201	CODO DE AUMENTO 2	CO2	G	150	22	170	24.2	LANA DE ROCA	13.57
C-2023	1/2"	2.77	A106 B	SCH 40	2	C-2003	C-2002	CO2	G	150	22	170	24.2	LANA DE ROCA	1.27
C-2013	5"	6.55	A106 B	SCH 40	2	CODO DE AUMENTO	E-201	CO2	G	150	22	170	24.2	LANA DE ROCA	21.77
C-2004	5"	6.55	A106 B	SCH 40	2	E-201	CODO DE REDUCCIÓN 3	CO2	G	45	22	65	24.2	No	21.77
C-2014	3"	5.49	A106 B	SCH 40	2	CODO DE REDUCCIÓN	C-202	CO2	G	45	22	65	24.2	No	11.29
C-2005	2"	3.91	A106 B	SCH 40	2	C-202	CODO DE AUMENTO 3	CO2	G	158	63	178	69.3	LANA DE ROCA	5.44
C-2015	1/2"	2.77	A106 B	SCH 40	2	C-2005	C-2014	CO2	G	158	63	178	69.3	LANA DE ROCA	1.27
C-2025	3"	5.49	A106 B	SCH 40	2	CODO DE AUMENTO	E-202	CO2	G	158	63	178	69.3	LANA DE ROCA	11.29
C-2006	2 1/2"	5.16	A106 B	SCH 40	2	E-202	CODO DE REDUCCIÓN 4	CO2	G	46	63	66	69.3	No	8.63
C-2016	1 1/2"	3.68	A106 B	SCH 40	2	CODO DE REDUCCIÓN	C-203	CO2	G	46	63	66	69.3	No	4.05
C-2007	1 1/2"	3.68	A106 B	SCH 40	2	C-203	CH-3111	CO2	G	64	77	84	84.7	LANA DE ROCA	4.05
C-2017	1/4"	2.24	A106 B	SCH 40	2	C-2007	C-2016	CO2	G	64	77	84	84.7	LANA DE ROCA	0.63
CW-2011	10"	9.27	A106 B	SCH 40	2	TORRE DE REFR.	CW-2012 CW-2014	AGUA	L	32	1.122	52	2.622	No	60.31
CW-2012	6"	7.11	A106 B	SCH 40	2	CW-2011 CW-2014	E-201	AGUA	L	32	1.122	52	2.622	No	28.26
CW-2013	6"	7.11	A106 B	SCH 40	2	E-201	TORRE DE REFR.	AGUA	L	40	1.078	60	2.578	No	28.26

Tabla 4.5.2 Listado de líneas.

Línea	D.N. = Inches	GROSO R DE LÍNEA mm	MATER IAL	SCHED ULE DE LÍNEA	P&ID	DE	HASTA	FLUIDO	FASE	TEMP. DE OPER. (°C)	PRES. DE OPER. (Bar)	TEMP. DE DISEÑO (°C)	PRE. DE DISEÑO (Bar)	AISLANTE	PESO ESPECÍFICO (kg/m3)
CW-2014	8"	8.18	A106 B	SCH 40	2	CW-2011 CW-2012	E-202	AGUA	L	32	1.122	52	2.622	No	42.55
CW-2015	8"	8.18	A106 B	SCH 40	2	E-202	TORRE DE REFR.	AGUA	L	40	1.192	60	2.692	No	42.55
AT-2101	X"	X	A106 B	SCH 40	2	CW-2013	PSV-211	AGUA	L/V	40	1.078	60	2.578	No	-
AT-2102	X"	X	A106 B	SCH 40	2	PSV-211	VENTEO ATMOSFÉRICO	AGUA	L/V	40	1.078	60	2.578	No	-
AT-2103	X"	X	A106 B	SCH 40	2	CW-2015	PSV 212	AGUA	L/V	40	1.192	60	2.692	No	-
AT-2104	X"	X	A106 B	SCH 40	2	PSV-212	VENTEO ATMOSFÉRICO	AGUA	L/V	40	1.192	60	2.692	No	-
CH-3111	4"	6.02	A420 B	SCH 40	3	H-1010 C-1010	M-3001	SYNGAS	G	307	66	327	72.6	LANA DE ROCA	79.73
M-3001	8"	8.18	A420 B	SCH 40	3	CH-3111 R-4022	CODO AUMENTO 5	SYNGAS	G	307	66	327	72.6	LANA DE ROCA	155.8
M-3011	12"	10.31	A420 B	SCH 40	3	CODO AUMENTO 5	E-301	SYNGAS	M	35	65	55	71.5	No	79.73
M-3002	14"	11.13	A420 B	SCH 40	3	E-301	CODO REDUCCIÓN 6	SYNGAS	M	35	65	55	71.5	No	183.42
M-3012	10"	9.27	A420 B	SCH 40	3	CODO REDUCCIÓN 6	R-301	SYNGAS	L	5	1.22	25	2.72	No	255.41
P-3001	10"	9.27	A420 B	SCH 40	3	R-201	PV-303	GAS DE PROCESO	L	15	1.02	35	2.52	No	255.41
P-3002	12"	10.31	A420 B	SCH 40	3	PV-303	CODO AUMENTO 7	GAS DE PROCESO	G	230	28.55	250	31.405	LANA DE ROCA	42.55
P-3012	18"	14.27	A420 B	SCH 40	3	CODO AUMENTO 7	E-302	GAS DE PROCESO	L	228	28.4048	248	31.24528	LANA DE ROCA	2.5
P-3003	12"	10.31	A420 B	SCH 40	3	E-302	CODO AUMENTO 8	GAS DE PROCESO	G	210	76	230	83.6	LANA DE ROCA	-
P-3013	20"	15.09	A420 B	SCH 40	3	CODO AUMENTO 8	F-401	GAS DE PROCESO	G	210	76	230	83.6	LANA DE ROCA	-
IW-3011	24"	17.48	A420 B	SCH 40	3	AGUA ENFRIADA	E-302	AGUA	G	307	76	327	83.6	LANA DE ROCA	-
IW-3012	24"	17.48	A420 B	SCH 40	3	E-302	ENFRIADOR	AGUA	G	307	76	327	83.6	LANA DE ROCA	-
HW-3021	8"	8.18	A420 B	SCH 40	3	VAPOR DE ALTA PRESIÓN	E-301	AGUA	L/V	15	1.02	35	2.52	No	-
HW-3022	1"	3.3	A420 B	SCH 40	3	E-301	CALDERA	AGUA	L/V	15	1.02	35	2.52	No	-
A-3101	X"	X	A420 B	SCH 40	3	M-3002	PSV-311	SYNGAS	L/V	35	65	55	71.5	No	-
A-3102	X"	X	A420 B	SCH 40	3	PSV-311	ANTORCHA	SYNGAS	L	35	65	55	71.5	No	8.63
A-3103	X"	X	A420 B	SCH 40	3	R-301	PSV-312	SYNGAS	L	30	10	50	11.5	No	11.29
A-3104	X"	X	A420 B	SCH 40	3	PSV-312	ANTORCHA	SYNGAS	L	30	1.2	50	2.7	No	60.31
AT-3105	X"	X	A420 B	SCH 40	3	IW-3012	PSV-313	AGUA	L	27	1.2	47	2.7	No	8.63
AT-3106	X"	X	A420 B	SCH 40	3	PSV-313	VENTEO ATMOSFÉRICO	AGUA	G	35	65	55	71.5	No	42.55
A-4101	X"	X	A420 B	SCH 40	3	F-401	PSV-411	SYNGAS	G	35	65	55	71.5	No	42.55
P-4004	2 1/2"	5.16	A420 B	SCH 40	4	F-401	PV-402	METANOL	G	55	77	75	84.7	No	1.27
P-4005	3"	5.49	A420 B	SCH 40	4	PV-402	PV-403	METANOL	G	55	77	75	84.7	No	42.55
P-4006	10"	9.27	A420 B	SCH 40	4	PV-403	F-401	METANOL	G	55	77	75	84.7	No	4.05
P-4007	2 1/2"	5.16	A106 B	SCH 40	4	F-402	D-501	METANOL	L/V	35	65	55	71.5	No	-
R-4020	8"	8.18	A420 B	SCH 40	4	F-401	PR-4010 R-4021	SYNGAS	L/V	35	65	55	71.5	No	-
R-4021	8"	8.18	A420 B	SCH 40	4	R-4020	C-101	SYNGAS	L/V	27	1.2	47	2.7	No	-
PR-4010	1/2"	2.77	A420 B	SCH 40	4	R-4020	ANTORCHA	SYNGAS	L/V	27	1.2	47	2.7	No	-
R-4022	8"	8.18	A420 B	SCH 40	4	C-101	CH-3111	SYNGAS	L/V	27	1.2	47	2.7	No	-
R-4032	1 1/2"	3.68	A420 B	SCH 40	4	R-4022	R-4021	SYNGAS	L/V	35	65	55	71.5	No	-
A-4102	X"	X	A420 B	SCH 40	4	PSV-411	ANTORCHA	SYNGAS	L/V	35	65	55	71.5	No	-
A-4103	X"	X	A420 B	SCH 40	4	A-4102 A-4104	ANTORCHA	SYNGAS	L/V	35	65	55	71.5	No	-

Tabla 4.5.3 Listado de líneas.

Línea	D.N Inches	GROSO R DE LÍNEA mm	MATERIAL	SCHED ULE DE LÍNEA	P&ID	DE	HASTA	FLUIDO	FASE	TEMP. DE OPER. (°C)	PRES. DE OPER. (Bar)	TEMP. DE DISEÑO (°C)	PRE. DE DISEÑO (Bar)	AISLANTE	PESO ESPECÍFICO (kg/m3)
A-4104	X"	X	A420 B	SCH 40	4	F-402	A-4102 A-4103	SYNGAS	L/V	27	1.2	47	2.7	No	-
A-4105	X"	X	A420 B	SCH 40	4	F-402	PSV-412	SYNGAS	L/V	27	1.2	47	2.7	No	-
A-4106	X"	X	A420 B	SCH 40	4	PSV-412	A-4103 A-4107	SYNGAS	L/V	27	1.2	47	2.7	No	-
A-4107	X"	X	A420 B	SCH 40	4	A-4103 A-4106	ANTORCHA	SYNGAS	L/V	35	65	55	71.5	No	-
B-5003	1 1/4"	3.56	A106 B	SCH 40	5	D-501	RESIDUO	AGUA CON TRAZAS	M	98	1	118	2.5	LANA DE ROCA	3.39
ME-5011	16"	5.74	A106 B	SCH 39	5	ME-5010 RD-5010	C-501	METANOL	G	65	1	85	2.5	LANA DE ROCA	13.57
ME-5022	2 1/2"	5.16	A106 B	SCH 40	5	ME-5021	C-501	METANOL	G	80	1.2	100	2.7	LANA DE ROCA	8.63
ME-5012	16"	12.7	A106 B	SCH 40	5	C-501	CODO DE REDUCCIÓN 9	METANOL	G	80	1.2	100	2.7	LANA DE ROCA	123.3
ME-5010	24"	17.48	A106 B	SCH 40	5	D-501	RD-5010	METANOL	G	66.35	1.112	86.35	2.612	LANA DE ROCA	255.41
RD-5010	20"	15.09	A106 B	SCH 40	5	ME-5010	E-501-A / E-501-B	METANOL	G	63.82	1.121	83.82	2.621	LANA DE ROCA	183.42
B-5001	1 1/4"	3.56	A106 B	SCH 40	5	D-501	E-501-A / E-501-B	AGUA CON TRAZAS	L	66.7	1.02	86.7	2.5	LANA DE ROCA	3.39
B-5002	16"	12.7	A106 B	SCH 40	5	E-501-A / E-501-B	D-501	AGUA CON TRAZAS	G	97.39	1.041	117.39	2.7	LANA DE ROCA	123.3
LW-5031	10"	9.27	A106 B	SCH 40	5	VAPOR DE BAJA PRESIÓN	E-501	AGUA	G	128.82	2.549	148.82	4.049	LANA DE ROCA	60.31
LW-5032	2 1/2"	5.16	A106 B	SCH 40	5	E-501	CALDERA	AGUA	L	126.14	2.353	146.14	3.853	LANA DE ROCA	8.63
CW-5031	20"	15.09	A106 B	SCH 40	5	TORRE DE REFR.	E-502	AGUA	L	32	1.122	52	2.622	No	183.42
CW-5032	20"	15.09	A106 B	SCH 40	5	E-502	TORRE DE REFR.	AGUA	L	40	1.058	60	2.558	No	183.42
A-5101	X"	X	A106 B	SCH 40	5	D-501	PSV-511	METANOL	L/G	65	1	21	2.5	No	-
A-5102	X"	X	A106 B	SCH 40	5	PSV-511	ANTORCHA	METANOL	L/G	65	1	85	2.5	LANA DE ROCA	-
AT-5103	X"	X	A106 B	SCH 40	5	CW-5032-A/B	PSV-512	AGUA	L/V	40	1.058	60	2.558	No	-
AT-5104	X"	X	A106 B	SCH 40	5	PSV-512	VENTEO ATMOSFÉRICO	AGUA	L/V	40	1.058	60	2.558	No	-
ME-6001	14"	11.13	A106 B	SCH 40	6	CODO DE REDUCCIÓN 9	E-601	METANOL	G	80	1.2	100	2.7	LANA DE ROCA	94.55
ME-6002	2"	3.91	A106 B	SCH 40	6	E-601	F-601	METANOL	M	50.46	1.138	70.46	2.638	No	5.44
ME-6003	2"	3.91	A106 B	SCH 40	6	F-601	P-601	METANOL	L	50	1.3	70	2.8	No	5.44
ME-6004	1 1/2"	3.68	A106 B	SCH 40	6	P-601	TANQUE DE METANOL	METANOL	L	50	3.25	70	4.75	No	4.05
ME-6014	1/4	2.24	A106 B	SCH 40	6	ME-6004	ME-6003	METANOL	L	50	3.25	70	4.75	No	0.63
CW-6041	12"	10.31	A106 B	SCH 40	6	TORRE DE REFR.	E-601	AGUA	L	32	1.22	52	2.72	No	79.73
CW-6042	12"	10.31	A106 B	SCH 40	6	E-601	TORRE DE REFR.	AGUA	L	40	1.03	60	2.53	No	79.73
AT-6101	X"	X	A106 B	SCH 40	6	CW-6042	PSV-611	AGUA	L/V	40	1.03	60	2.53	No	-
AT-6102	X"	X	A106 B	SCH 40	6	PSV-611	VENTEO ATMOSFÉRICO	AGUA	L/V	40	1.03	60	2.53	No	-
A-6103	X"	X	A106 B	SCH 40	6	RV-612	F-601	METANOL	G	40	1	60	2.5	LANA DE ROCA	-
A-6104	X"	X	A106 B	SCH 40	6	AIRE	RV-612	METANOL	G	40	1	60	2.5	LANA DE ROCA	-
A-6105	X"	X	A106 B	SCH 40	6	F-601	PSV-613	METANOL	L/V	50	0.7	70	2.2	LANA DE ROCA	-
A-6106	X"	X	A106 B	SCH 40	6	PSV-613	ANTORCHA	METANOL	L/V	50	0.7	70	2.2	LANA DE ROCA	-
A-6107	3"	5.49	A106 B	SCH 40	6	F-601	P-602	CO2/METANOL	G/V	50	0.7	70	2.2	No	11.29
A-6108	1 1/2"	3.68	A106 B	SCH 40	6	P-602	ANTORCHA	CO2/METANOL	G/V	50	0.7	70	2.2	No	4.05

4.6. Listado de instrumentos

Tabla 4.6.1 Listado de instrumentación de proceso e utilities.

TAG DE INSTRUMENTO	P&ID	DESCRIPCIÓN DEL INSTRUMENTO	LÍNEA	ENTRADA/SALIDA
PIT - 101	1	Indicador y transmisor de presión	H-1001	AI
PI -101	1	Indicador de presión	-	AI/AO
PV -101	1	Válvula de control de presión	H-1002	AO
PC - 101	1	Regulador de presión	-	AI/AO
PIT - 102	1	Indicador y transmisor de presión	H-1003	AI
PC - 102	1	Regulador de presión	-	AI/AO
PV-102	1	Válvula de control de presión	H-1013	AO
TI - 103	1	Indicador de temperatura	H-1004	AI
TAH - 103	1	Alarma de alta temperatura	-	AO
TIT - 103	1	Indicador y transmisor de temperatura	H-1004	AI
TC - 103	1	Regulador de temperatura	-	AI/AO
TV - 103	1	Válvula de control de temperatura	CW-1011	AO
PIT - 105	1	Indicador y transmisor de presión	H-1005	AI
PC - 105	1	Regulador de presión	-	AI/AO
PV - 105	1	Válvula de control de presión	H-1025	AO
TIT - 104	1	Indicador y transmisor de temperatura	H-1006	AI
TC - 104	1	Regulador de temperatura	-	AI/AO
TV - 104	1	Válvula de control de temperatura	CW-1014	AO
TI - 103	1	Indicador de temperatura	H-1006	AI
TAH - 103	1	Alarma de alta temperatura	-	AO
PIT - 106	1	Indicador y transmisor de presión	H-1007	AI
PC - 106	1	Regulador de presión	-	AI/AO

Tabla 4.6.2 Listado de instrumentación de proceso y utilities.

TAG DE INSTRUMENTO	P&ID	DESCRIPCIÓN DEL INSTRUMENTO	LÍNEA	ENTRADA/SALIDA
PV - 106	1	Válvula de control de presión	H-1017	AO
PIT - 201	2	Indicador y transmisor de presión	C-2001	AI
PV -201	2	Válvula de control de presión	C-2002	AO
PI -201	2	Indicador de presión	-	AI/AO
PC - 201	2	Regulador de presión	-	AI/AO
PIT - 202	2	Indicador y transmisor de presión	C-2003	AI
PC - 202	2	Regulador de presión	-	AI/AO
PV-202	2	Válvula de control de presión	C-2023	AO
TI - 203	2	Indicador de temperatura	C-2004	AI
TAH - 203	2	Alarma de alta temperatura	-	AO
TIT - 203	2	Indicador y transmisor de temperatura	C-2004	AI
TC - 203	2	Regulador de temperatura	-	AI/AO
TV - 203	2	Válvula de control de temperatura	CW-2012	AO
PIT - 204	2	Indicador y transmisor de presión	C-2005	AI
PC -204	2	Regulador de presión	-	AI/AO
PV - 204	2	Válvula de control de presión	C-2015	AO
TIT - 204	2	Indicador y transmisor de temperatura	H-1006	AI
TC - 204	2	Regulador de temperatura	-	AI/AO
TV - 204	2	Válvula de control de temperatura	CW-2014	AO
TI - 204	2	Indicador de temperatura	H-2016	AI

Tabla 4.6.3 Listado de instrumentación de proceso y utilities.

TAG DE INSTRUMENTO	P&ID	DESCRIPCIÓN DEL INSTRUMENTO	LÍNEA	ENTRADA/SALIDA
TAH - 204	2	Alarma de alta temperatura	-	AO
PC - 205	2	Regulador de presión	-	AI/AO
PV - 205	2	Válvula de control de presión	C-1017	AO
TIT - 301	3	Indicador y transmisor de temperatura	M-3002	AI
TC - 301	3	Regulador de temperatura	-	AI/AO
TV - 301	3	Válvula de control de temperatura	HW-3021	AO
TIT - 302.1	3	Indicador y transmisor de temperatura	R-301	AO
TIT - 302.2	3	Indicador y transmisor de temperatura	R-301	AO
TIT - 302.3	3	Indicador y transmisor de temperatura	R-301	AO
TIT - 302.4	3	Indicador y transmisor de temperatura	R-301	AO
TAH-302.1	3	Alarma de alta temperatura	R-301	AO
TAH-302.2	3	Alarma de alta temperatura	R-301	AO
TAH-302.3	3	Alarma de alta temperatura	R-301	AO
TAH-302.4	3	Alarma de alta temperatura	R-301	AO
TAL-302.1	3	Alarma de baja temperatura	R-301	AO
TAL-302.2	3	Alarma de baja temperatura	R-301	AO
TAL-302.3	3	Alarma de baja temperatura	R-301	AO
TAL-302.4	3	Alarma de baja temperatura	R-301	AO
PIT - 302.1	3	Indicador y transmisor de presión	R-301	AI
PAL - 302.1	3	Alarma de baja presión	R-301	AO
PAH - 302.1	3	Alarma de alta presión	R-301	AO
PIT - 303	3	Indicador y transmisor de presión	P-3002	AI
PC - 303	3	Regulador de presión	-	AI/AO
PV- 303	3	Válvula de control de presión	P-3002	AO
TIT - 304	3	Indicador y transmisor de temperatura	P-3003	AI
TC - 304	3	Regulador de temperatura	-	AI/AO

Tabla 4.6.4 Listado de instrumentación de proceso y utilities.

TAG DE INSTRUMENTO	P&ID	DESCRIPCIÓN DEL INSTRUMENTO	LÍNEA	ENTRADA/SALIDA
TV- 304	3	Válvula de control de temperatura	IW-3011	AO
TIT - 401	4	Indicador y transmisor de temperatura	P-3013	AI
TI - 401	4	Indicador de temperatura	-	AO
TAH - 401	4	Alarma de alta temperatura	-	AO
PT - 406	4	Transmisor de presión	F-401	AI
PC - 406	4	Regulador de presión	-	AI/AO
PV - 406	4	Válvula de control de presión	R-4020	AO
FIT - 407	4	Indicador y transmisor de caudal	R-4020	AI
FC - 407	4	Regulador de caudal	-	AI/AO
FV - 407	4	Válvula de control de caudal	R-4021	AO
PIT - 408	4	Indicador y transmisor de presión	R-4022	AI
PC - 408	4	Regulador de presión	-	AI/AO
PV - 408	4	Válvula de control de presión	R-4022	AO
PIT - 406	4	Indicador y transmisor de presión	F-401	AI
PAL - 406	4	Alarma de baja presión	F-401	AO
PAH - 406	4	Alarma de alta presión	F-401	AO
LIT - 401	4	Indicador y transmisión de nivel	F-401	AI
LC - 401	4	Regulador de nivel	-	AI/AO
LV - 501	4	Válvula de control de nivel	P-4004	AO
PIT - 402	4	Indicador y transmisor de presión	P-4005	AI
PC - 402	4	Regulador de presión	-	AI/AO
PV - 402	4	Válvula de control de presión	P-4004	AO
PIT - 403	4	Indicador y transmisor de presión	P-4006	AI

Tabla 4.6.5 Listado de instrumentación de proceso y utilities.

TAG DE INSTRUMENTO	P&ID	DESCRIPCIÓN DEL INSTRUMENTO	LÍNEA	ENTRADA/SALIDA
PC - 403	4	Regulador de presión	-	AI/AO
PV - 403	4	Válvula de control de presión	P-4005	AO
PIT - 404	4	Indicador y transmisor de presión	P-4006	AI
PAL - 404	4	Alarma de baja presión	P-4006	AO
PAH - 404	4	Alarma de alta presión	P-4006	AO
PIT - 405-.1	4	Indicador y transmisor de presión	F402	AI
PC - 405.1	4	Regulador de presión	-	AI/AO
PV - 405	4	Válvula de control de presión	A-4112	AO
PIT - 405.2	4	Indicador y transmisor de presión	F402	AI
PAL - 405.2	4	Alarma de baja presión	F402	AO
PAH - 405.2	4	Alarma de alta presión	F402	AO
LIT - 404	4	Indicador y transmisión de nivel	F-402	AI
LC - 404	4	Regulador de nivel	-	AI/AO
LV - 404	4	Válvula de control de nivel	P-4007	AO
LT - 501.1	5	Transmisor de nivel	D-5001	AI
LAL - 501.1	5	Alarma de bajo nivel	-	DO
LAH - 501.1	5	Alarma de alto nivel	-	DO
LT - 501.2	5	Transmisor de nivel	D-501	AI
LC - 501.2	5	Regulador de nivel	-	AI/AO
LV - 4001	5	Válvula de control de nivel	B-5002	AO
TIT - 501.2	5	Indicador y transmisión de temperatura	D-501	AI
TAL - 501.2	5	Alarma de baja temperatura	-	AO
TAH - 501.2	5	Alarma de alta temperatura	-	AO
PDT - 501.1	5	Transmisor de presión diferencial	D-501	AI
PDT - 501.2	5	Transmisor de presión diferencial	D-501	AI

Tabla 4.6.6 Listado de instrumentación de proceso y utilities.

TAG DE INSTRUMENTO	P&ID	DESCRIPCIÓN DEL INSTRUMENTO	LÍNEA	ENTRADA/SALIDA
PDT - 501.3	5	Transmisor de presión diferencial	D-501	AI
PDI - 501	5	Indicador de presión diferencial	-	AO
PDAL -501	5	Alarma de baja presión diferencial	-	AO
LIT - 502	5	Indicador y transmisión de nivel	A-501-A	AI
LC - 502	5	Regulador de nivel	-	AI/AO
FY - 502	5	Regulador de caudal	-	AI/AO
FV - 502	5	Válvula de control de caudal	HW-5032	AO
TIT - 501.1	5	Indicador y transmisión de temperatura	D-501	AI
TAL - 501.1	5	Alarma de baja temperatura	-	AO
TAH - 501.1	5	Alarma de alta temperatura	-	AO
TIT - 502	5	Indicador y transmisión de temperatura	ME-5010	AI
TC - 502	5	Regulador de temperatura	-	AI/AO
PIT - 503	5	Indicador y transmisor de presión	ME-5010	AI
PC - 503	5	Regulador de presión	-	AI/AO
PV - 503	5	Válvula de control de presión	ME-5011	AO
TIT - 504	5	Indicador y transmisión de temperatura	RD-5011	AI
TC - 504	5	Regulador de temperatura	-	AI/AO
TV - 504	5	Válvula de control de temperatura	CW-5031	AO
PIT - 505	5	Indicador y transmisor de presión	ME-5012	AI
PC - 505	5	Regulador de presión	-	AI/AO
PV- 505	5	Válvula de control de presión	ME-5012	AO

Tabla 4.6.7 Listado de instrumentación de proceso y utilities.

TAG DE INSTRUMENTO	P&ID	DESCRIPCIÓN DEL INSTRUMENTO	LÍNEA	ENTRADA/SALIDA
TT - 601	6	Transmisor de temperatura	ME-6002	AI
TC - 601	6	Regulador de temperatura	-	AI/AO
TV - 601	6	Válvula de control de temperatura	CW-6041	AO
PT - 603	6	Transmisor de presión	F-601	AI
PIT - 603	6	Regulador de presión	AT-6103	AI
PC - 603	6	Válvula de control de presión	-	AI/AO
TIT - 602	6	Indicador y transmisor de temperatura	F-601	AI
TAH - 602	6	Alarma de alta temperatura	-	AO
FIT - 603	6	Indicador y transmisor de caudal	ME-6003	AI
FC - 603	6	Regulador de caudal	-	AI/AO
FV -603	6	Válvula de control de caudal	ME-6014	AO
LIT - 602	6	Transmisor de nivel	F-601	AI
LC - 602	6	Regulador de nivel	-	AI/AO
LV - 602	6	Válvula de control de nivel	ME-6004	AO

4.7. Diseño del sistema de control

4.7.1. Control de la entrada de H₂

Se utiliza un lazo de control de presión en la entrada de hidrógeno (H-1001) compuesto por los siguientes instrumentos: PIT-101, PI-101, PC-101, PV-101.

La función de este lazo es corroborar la presión de entrada al sistema como la establecida por la empresa que lo provee a 3 bar. En caso de que la presión que llegara a la línea fuera menor el sistema de compresores podría ser insuficiente para comprimir el gas a la presión de proceso (77 bar).

El control que se realiza, cuando se observan fluctuaciones en la presión de entrada, es la apertura (en caso de bajar a la presión) o disminución (en caso de aumentar la presión) de la válvula controladora.

Esta presión de entrada tiene asignado un caudal másico concreto de hidrógeno que tiene que ser constante. De esta manera la cantidad de hidrógeno que entra en el reactor es igual a la estudiada para el diseño del proceso cumpliendo la relación entre el hidrógeno y el CO₂ de 3 mol:1 mol respectivamente.

4.7.2. Control de la presión de la zona de compresión de H₂

Para realizar el control de la presión en las etapas del compresor C-101, C-102 y C-103 se instala un variador de velocidad en el motor que se conecta a la etapa de compresión. De esta manera, cuando la presión de descarga del compresor presenta alguna subida o bajada, el variador adapta la velocidad para que la presión se mantenga en consigna, siendo en este caso de 9 bar en la primera etapa, de 27 bar en la segunda y de 77 bar en la tercera y última.

En este sistema de control intervienen los siguientes instrumentos: PIT-102/105/106, PC-102/105/106 y el variador de velocidad de cada etapa.

También, se instala un sistema de caudal mínimo en cada etapa que conecta los anteriores instrumentos (excluyendo los variadores de velocidad) a la válvula de control PV-102/105/106. Este *bypass* instalado devuelve una parte mínima del flujo al compresor (especificado por el fabricante del equipo) y mediante esta válvula de control se regula. Se realiza esta acción para evitar que el compresor por problemas aguas arriba pueda dejar de tener flujo y se sobrecaliente provocando posibles problemas en la línea.

Entre la etapa de compresión y la válvula manual del equipo, que se encuentra aguas abajo, se instala una válvula PSV que evita la sobrepresión abriéndose para evitar la ruptura de la línea. Se especifica en los P&IDs como comentario.

4.7.3. Control de temperatura entre etapas de compresión de H₂

Para ajustar la temperatura entre compresores se utilizan los siguientes instrumentos: TIT-103/104, TC-103/104 y TV-103/104.

El lazo de control de este sistema recoge la temperatura de salida del intercambiador y transmite la información al controlador. El controlador, que está conectado a la válvula de control del circuito de refrigeración, en función de si la temperatura es más alta o baja que la consigna abre o cierra la válvula de control. De esta manera pasa más o menos flujo por el sistema de tubos del intercambiador variando el tiempo de residencia del fluido frío dentro del equipo y la transferencia de calor entre los fluidos.

Por otro lado, se instala también un sistema de alarma de alta temperatura compuesto por: TI-103/104 y TAH-103/104.

Este sistema si detecta una temperatura mayor a la consignada, emitirá una alerta a la sala de control para que el operario sepa que está habiendo un problema en el intercambiador de calor o en una etapa de compresión.

4.7.4. Control de presión de E-101, E-102

En la salida del fluido frío, en este caso el agua de refrigeración que va por tubos y que enfría el H₂, se instala una válvula PSV (PSV-111, PSV-112) para evitar la sobrepresión de la línea si el agua aumenta su temperatura y parte del caudal pasa a fase vapor presionando la tubería. De esta manera se protegen así los intercambiadores de calor y las líneas de proceso.

4.7.5. Control de la entrada de CO₂

Se utiliza un lazo de control de presión en la entrada de hidrógeno (C-2001) compuesto por los siguientes instrumentos: PIT-201, PI-201, PC-201, PV-201.

La función de este lazo es corroborar la presión de entrada al sistema como la establecida por la empresa que lo provee a 7 bar. En caso de que la presión que llegara a la línea fuera menor el sistema de compresores podría ser insuficiente para comprimir el gas a la presión de proceso (77 bar).

El control que se realiza, cuando se observan fluctuaciones en la presión de entrada, es la apertura (en caso de bajar a la presión) o disminución (en caso de aumentar la presión) de la válvula controladora.

Esta presión de entrada tiene asignado un caudal másico concreto de CO₂ que tiene que ser constante. De esta manera la cantidad de hidrógeno que entra en el reactor es igual a la estudiada para el diseño del proceso cumpliendo la relación entre el hidrógeno y el CO₂ de 3 mol:1 mol respectivamente.

4.7.6. Control de la presión de la zona de compresión de CO₂

Para realizar el control de la presión en las etapas del compresor C-201, C-202 y C-203 se instala un variador de velocidad en el motor que se conecta a la etapa de compresión. De esta manera, cuando la presión de descarga del compresor presenta alguna subida o bajada, el variador adapta la velocidad para que la presión se mantenga en consigna, siendo en este caso de 21 bar en la primera etapa, de 63 bar en la segunda y de 77 bar en la tercera y última.

En este sistema de control intervienen los siguientes instrumentos: PIT-202/205/206, PC-202/205/206 y el variador de velocidad de cada etapa.

También, se instala un sistema de caudal mínimo en cada etapa que conecta los anteriores instrumentos (excluyendo los variadores de velocidad) a la válvula de control PV-202/205/206. Este *bypass* instalado devuelve una parte mínima del flujo al compresor (especificado por el fabricante del equipo) y mediante esta válvula de control se regula. Se realiza esta acción para evitar que el compresor por problemas aguas arriba pueda dejar de tener flujo y se sobrecaliente provocando posibles problemas en la línea.

Entre la etapa de compresión y la válvula manual del equipo, que se encuentra aguas abajo, se instala una válvula PSV que evita la sobrepresión abriéndose para evitar la ruptura de la línea. Se especifica en los P&IDs como comentario.

4.7.7. Control de temperatura entre etapas de compresión de CO₂

Para ajustar la temperatura entre compresores se utilizan los siguientes instrumentos: TIT-203/204, TC-203/204 y TV-203/204.

El lazo de control de este sistema recoge la temperatura de salida del intercambiador y transmite la información al controlador. El controlador, que está conectado a la válvula de control del circuito de refrigeración, en función de si la temperatura es más alta o baja que la consigna abre o cierra la válvula de control. De esta manera pasa más o menos flujo por el sistema de tubos del intercambiador variando el tiempo de residencia del fluido frío dentro del equipo y la transferencia de calor entre los fluidos.

Por otro lado, se instala también un sistema de alarma de alta temperatura compuesto por: TI-203/204 y TAH-203/204.

Este sistema si detecta una temperatura mayor a la consignada, emitirá una alerta a la sala de control para que el operario sepa que está habiendo un problema en el intercambiador de calor o en una etapa de compresión.

4.7.8. Seguridad en E-201, E-202

En la salida del fluido frío, en este caso el agua de refrigeración que va por tubos y que enfría el CO₂, se instala una válvula PSV (PSV-211, PSV-212) para evitar la sobrepresión de la línea si el agua aumenta su temperatura y parte del caudal pasa a fase vapor presionando la tubería. De esta manera se protegen así los intercambiadores de calor y las líneas de proceso.

4.7.9. Control de temperatura en E-301

Para ajustar la temperatura de la mezcla de H₂, CO₂ y el reciclo se utilizan los siguientes instrumentos: TIT-301, TC-301 y TV-301.

El lazo de control de este sistema recoge la temperatura de salida del intercambiador y transmite la información al controlador. El controlador, que está conectado a la válvula de control del circuito que calienta, en función de si la temperatura es más alta o baja que la de consigna abre o cierra la válvula de control. De esta manera pasa más o menos flujo por el sistema de tubos del intercambiador variando el tiempo de residencia del fluido caliente dentro del equipo y la transferencia de calor entre los fluidos.

4.7.10. Seguridad en E-301

En este caso el fluido frío es el fluido de procedo que pasa por la carcasa del intercambiador. Se instala una válvula PSV entre la salida aguas abajo del intercambiador y la válvula manual de anclaje para proteger el equipo de sobrepresión en caso de que la válvula manual quede cerrada o haya alguna obstrucción que haga que el gas quede en constante transferencia de temperatura aumentando la presión directamente proporcional con el aumento de temperatura.

4.7.11. Control de temperatura en R-301

El control de temperatura del reactor se realiza mediante los instrumentos siguientes: TIT-302.1/302.2/302.3/302.4, TAH-302.1/302.1/302.2/302.3/302.4 y TAL-302.1/302.1/302.2/302.3/302.4.

Este tipo de sistemas de control permiten conocer las desviaciones de temperatura en todo el recorrido del interior del reactor haciendo sonar una alarma tanto si la temperatura baja como si sube del rango de consigna establecido.

Esta reacción es exotérmica y un aumento de temperatura descontrolado puede producir una subida de presión que acabe provocando un problema de sobrepresión en el reactor.

Una baja temperatura podría sugerir que el intercambiador E-301 no está aumentando la temperatura del gas de reacción y la producción de metanol disminuiría. Es por esto por lo que se instalan también alarmas de baja temperatura.

4.7.12. Control de presión en R-301

Al reactor R-301 se le establece un control de presión en la salida compuesto por PIT-302.1, PAL-302.1 y PAH-302.1.

Este control tiene la finalidad de indicar que la presión que tiene el reactor es la que se utiliza para realizar el estudio de la conversión de metanol. En caso de que la presión aumentara de la consigna, la alarma de alta presión alertaría a la sala de control de este problema para observar qué está sucediendo aguas arriba del reactor.

Si la presión sigue aumentando la válvula PSV 311 dispararía aliviando el caudal necesario para que el tanque restableciera las condiciones de presión y evitar una sobrepresión que ponga en peligro la integridad del reactor.

Se implementa una alarma de baja presión a la salida del reactor, ya que este está formado por tubos que pueden obstruirse por algún problema en el sistema. De esta manera si tiene lugar este suceso el operario sería alertado de inmediato para observar anomalías aguas arriba del equipo.

4.7.13. Control de presión en la salida del reactor R-301.

Se realiza un control de presión en la línea P-3002. Los instrumentos que forman este control son PIT-303, PC-303 y PV-303.

Este tipo de válvula disminuye la presión de la línea. Se instala el instrumento de medida de presión aguas abajo de la válvula y en caso de que la presión de la línea no disminuya lo suficiente, el piloto ajusta la presión. Si la presión ya llega al sistema como la presión requerida aguas abajo, por pérdida de carga en la línea o baja presión en el reactor, el piloto no actúa.

4.7.14. Control de temperatura en E-302

Para ajustar la temperatura entre compresores se utilizan los siguientes instrumentos: TIT-304, TC-304 y TV-304.

El lazo de control de este sistema recoge la temperatura de salida del intercambiador y transmite la información al controlador. El controlador, que está conectado a la válvula de control del circuito de refrigeración de agua enfriada, en función de si la temperatura es más alta o baja que la consigna abre o cierra la válvula de control. De esta manera pasa más o menos flujo por el sistema de tubos del intercambiador variando el tiempo de residencia del fluido frío dentro del equipo y la transferencia de calor entre los fluidos.

4.7.15. Seguridad en E-302

En la salida del fluido frío, en este caso el agua enfriada que va por tubos y que enfría la salida del reactor, se instala una válvula PSV 312 para evitar la sobrepresión de la línea si el agua aumenta su temperatura y parte del caudal pasa a fase vapor presionando la tubería. De esta manera se protegen así los intercambiadores de calor y las líneas de proceso.

4.7.16. Control de temperatura de la salida de E-302

Se instala también un sistema de alarma de alta temperatura compuesto por: TIT-401 y TAH-401.

Este sistema si detecta una temperatura mayor a la consignada, emitirá una alerta a la sala de control para que el operario sepa que está habiendo un problema en el intercambiador de calor E-302 o aguas arriba del proceso. Este tipo de suceso puede provocar que la presión aumente junto a la temperatura, ya que a medida que la temperatura incrementa la densidad del fluido es menor, provocando una sobrepresión en el equipo F-401.

Por otra parte, una alta temperatura en la entrada del separador provoca la pérdida de metanol por la purga del reciclo, ya que habrá más cantidad de metanol en fase vapor.

4.7.17. Control de presión en F-401 y F-402

Se realiza el control de la presión mediante los instrumentos siguientes: PT-406.2/405.1, PC-406.2/405.1 y PV-406.2/405.1

El instrumento de medida transmite al controlador la presión que tiene el separador y la válvula actúa dejando pasar un caudal a más o menos presión en función de la consigna de presión.

En los equipos F-401 y F-402 se establece también un control de alarma de presión compuesto por PIT-406.1/405.2, PAL-406.1/405.2 y PAH-406.1/405.2.

Este control tiene la finalidad de indicar que la presión que tiene el recipiente es la que regula la válvula PV-406/405. En caso de que la presión aumentara de la consigna, la alarma de alta presión alertaría a la sala de control de este problema para observar qué está sucediendo aguas arriba del equipo.

Si la presión sigue aumentando y la válvula PV-406/405 no consigue evacuar el vapor suficiente, la válvula PSV 411/412 dispararía aliviando el caudal necesario para que el tanque restableciera las condiciones de presión y evitar una sobrepresión que ponga en peligro la integridad del reactor.

Se implementa una alarma de baja presión, para corroborar que la válvula PV-406 /405 realiza un control correcto de la presión del separador.

Cabe destacar, que los equipos F-401 y F-402 trabajan a presiones muy diferentes (66 bar y 1,2 bar respectivamente) por lo que si alguna válvula de descompresión falla es importante que los dispositivos de alivio respondan efectiva y rápidamente.

4.7.18. Control de flujo de reciclo y purga

Para controlar el paso del caudal de reciclo, se utilizan los instrumentos: FIT-407, FC-701, y FV-407.

El medidor de caudal se pone a una cierta distancia de la división de la línea entre el reflujo y l purga. De esta manera, la válvula ajusta la obertura de paso con tiempo suficiente de reacción. Se establece que el 99% del caudal total pasa por la válvula FV-407 y el resto se envía hacia la antorcha como purga de proceso.

4.7.19. Control de la presión del reciclo en C-401

Para realizar el control de la presión en el compresor C-401 se instala un variador de velocidad en el motor que se conecta a la etapa de compresión. De esta manera, cuando la presión de descarga del compresor presenta alguna subida o bajada, el variador adapta la velocidad para que la presión se mantenga en consigna, siendo en este caso de 77 bar.

En este sistema de control intervienen los siguientes instrumentos: PIT-408, PC-408 y el variador de velocidad.

También, se instala un sistema de caudal mínimo que conecta los anteriores instrumentos (excluyendo el variador de velocidad) a la válvula de control PV-408. Este *bypass* instalado devuelve una parte mínima del flujo al compresor (especificado por el fabricante del equipo) y mediante esta válvula de control se regula. Se realiza esta acción para evitar que el compresor por problemas aguas arriba pueda dejar de tener flujo y se sobrecaliente provocando posibles problemas en la línea.

Entre la etapa de compresión y la válvula manual del equipo, que se encuentra aguas abajo, se instala una válvula PSV que evita la sobrepresión abriéndose para evitar la ruptura de la línea. Se especifica en los P&IDs como comentario.

4.7.20. Control de nivel en F-401 y F-402

El control de nivel de los equipos F-401 y F-402 se realiza mediante los siguientes instrumentos: LIT-401/404, LC-401/404 y LV-401/404.

Este control evita el sobrellenado del separador ajustando el paso del fluido a través de la válvula de control. De esta manera, se evita que el líquido pueda entrar en retroceso hacia la línea por la que entra al tanque y evita que pueda haber un escenario de sobrellenado del recipiente que aumente la presión y provoque posibles escenarios de riesgo.

Si el fluido acaba inundando por completo el recipiente, la válvula PSV 411 (PSV 412 en F-402) dispararía aliviando el caudal necesario para que el separador restableciera las condiciones de nivel y evitar una sobrepresión que ponga en peligro la integridad del recipiente.

4.7.21. Control de la presión de salida del separador F-401

Se realiza un control de presión en la línea P-4004 y P-4005. Los instrumentos que forman este control son PIT-402/403, PC-402/403 y PV-402/403.

Este tipo de válvulas disminuyen la presión de la línea. Se instalan los instrumentos de medida de presión aguas abajo de las válvulas y en caso de que la presión de la línea no disminuya lo suficiente, el piloto ajusta la presión en cada respectiva válvula.

El ajuste de presión de esta línea es importante para evitar problemáticas en el separador F-402, ya que su diseño está preparado para soportar 1,2 bar en comparación del equipo F-401 que puede soportar 66 bar.

4.7.22. Control de la presión en D-501

Para controlar la presión de la columna se realiza mediante los instrumentos PDT-501.1/502.2/503.3 y PDI-501.

Los indicadores de presión diferencial envían la presión al controlador que debería de ser idealmente 0. Según el simulador Aspen, la pérdida de carga normal desde el fondo de columna a la cabeza de esta es de 0.03 bar. Un valor mayor a este puede resaltar una obstrucción en los orificios de los platos que impide el ascenso del vapor a la cabeza de la columna y variaría la composición del metanol en el destilado.

4.7.23. Control de temperatura de D-501

Para realizar el control de la temperatura de la columna de destilación se instalan dos controles, uno en cabeza de columna, compuesto por TIT-501.1, TAH-501.1 y TAL-501.1, y otro en fondo de columna compuesto por TIT-501.2, TAH-501.2 y TAL-501.2.

Se instala un control en cada extremo de la columna para observar que las temperaturas corresponden a las estudiadas en la simulación y se instalan alarmas de baja y alta presión para alertar. Cuando la temperatura es baja, podría haber un problema en el *reboiler* y se alertaría a la sala de control para erradicar el problema rápidamente. Si la temperatura aumenta, esto quiere decir que podría haber una ruptura en el tubo del *reboiler* por donde pasa el vapor para calentar el fondo de columna. Este suceso provoca una entrada directa de vapor a la columna que en aumentar la temperatura aumenta la presión y se perdería la integridad mecánica del equipo. Es por esto, que se utiliza una válvula PSV 511 para evitar la sobrepresión del equipo.

4.7.24. Control del nivel de D-501

Para realizar el control del nivel de la columna de destilación se utiliza el lazo de control LT-501.2, LC-501.2 y la válvula de control LV-501.

De esta manera la válvula controladora ajusta su obertura en función del nivel de la columna. Si la columna aumenta su nivel hasta el punto crítico, la válvula de control cierra su obertura y la resistencia del rehervidor tipo kettler se para, dejando evacuar parte del fondo de columna. Este caso se realizaría en caso de un problema de seguridad. En caso de que aumentara el nivel y no fuera suficiente con cerrar la válvula controladora, el líquido inundaría la columna y haría saltar la PSV 501 que enviaría el producto a la antorcha protegiendo la integridad del material.

Para evitar la salida del producto por la PSV 511, se instalan también los instrumentos LT-501.1, LAL-501.1 y LAH-501. 1.

De esta manera cuando el nivel de la columna es excesivamente bajo la sala de control puede actuar sobre la válvula controladora revisando todas las conexiones y oberturas de válvulas del circuito de intercambio de calor. Si el nivel aumenta demasiado, tienen margen de tiempo para actuar sobre la columna antes de que se produzca la inundación de esta y el envío del producto a la antorcha.

4.7.25. Control del caudal de salida de E-501-A/B

Para realizar el control de la salida de agua de proceso por el intercambiador rehedidor tipo kettle 501-A/B se utilizan dos lazos de control que se complementa: LIT-502, LC-502 y TIT-502, TC-502 conectados a FY-502 y este a FY-502.

De esta manera, según el nivel de llenado del intercambiador y la temperatura de salida del destilado de columna se establece la cantidad de agua de proceso que sale por fondo de columna. Este lazo de control, mediante cálculo entre estas dos variables, consigue ajustar la obertura de la válvula para obtener la pureza requerida y trabajar a las condiciones de proceso de la simulación.

4.7.26. Control de reflujo de E-502-A/B

Para realizar el control de reflujo de entrada a la columna se instala el lazo de control compuesto por: PIT-503, PC-503 y PV-503.

La válvula de control de presión medirá el caudal de paso y regulará el paso de la fase vapor para establecer la relación de reflujo en 4.

4.7.27. Control de temperatura de E-502-A/B

Para ajustar la temperatura condensar el metanol que se devuelve a la columna se utilizan los siguientes instrumentos: TIT-504, TC-304 y TV-504.

El lazo de control de este sistema recoge la temperatura de salida del intercambiador y transmite la información al controlador. El controlador, que está conectado a la válvula de control del circuito de refrigeración de agua de torre, en función de si la temperatura es más alta o baja que la consigna abre o cierra la válvula de control. De esta manera pasa más o menos flujo por el sistema de tubos del intercambiador variando el tiempo de residencia del fluido frío dentro del equipo y la transferencia de calor entre los fluidos.

4.7.28. Seguridad en E-502-A/B

En la salida del fluido frío, en este caso el agua de torre que va por tubos y que enfría el reflujo, se instala una válvula PSV 512 para evitar la sobrepresión de la línea si el agua aumenta su temperatura y parte del caudal pasa a fase vapor presionando la tubería. De esta manera se protegen así los intercambiadores de calor y las líneas de proceso.

4.7.29. Control de presión en C-501

Para realizar el control de la presión en el compresor C-501 de una etapa se instala un variador de velocidad en el motor que se conecta a la etapa de compresión. De esta manera, cuando la presión de descarga del compresor presenta alguna subida o bajada, el variador adapta la velocidad para que la presión se mantenga en consigna, siendo en este caso de 1.2 bar.

En este sistema de control intervienen los siguientes instrumentos: PIT-505, PC-505 y el variador de velocidad.

También, se instala un sistema de caudal mínimo que conecta los anteriores instrumentos (excluyendo los variadores de velocidad) a la válvula de control PV-505. Este *bypass* instalado devuelve una parte mínima del flujo al compresor (especificado por el fabricante del equipo) y mediante esta válvula de control de presión se regula. Se realiza esta acción para evitar que el compresor por problemas aguas arriba pueda dejar de tener flujo y se sobrecaliente provocando posibles problemas en la línea.

Entre la etapa de compresión y la válvula manual del equipo, que se encuentra aguas abajo, se instala una válvula PSV que evita la sobrepresión abriéndose para evitar la ruptura de la línea. Se especifica en los P&IDs como comentario.

4.7.30. Control de temperatura de E-601

Se condensa el metanol en este intercambiador y se ajusta la temperatura mediante los siguientes instrumentos: TT-601, TC-601 y TV-601.

El lazo de control de este sistema recoge la temperatura de salida del intercambiador y transmite la información al controlador. El controlador, que está conectado a la válvula de control de temperatura del circuito de refrigeración de agua de torre, en función de si la temperatura es más alta o baja que la consigna abre o cierra la válvula de control. De esta manera pasa más o menos flujo por el sistema de tubos del intercambiador variando el tiempo de residencia del fluido frío dentro del equipo y la transferencia de calor entre los fluidos.

4.7.31. Control de presión de F-601

El separador F-601 trabaja a una presión de 0.7 bar. El control de la presión se realiza mediante los indicadores PT-603, PIT-603, PC-603 y el variador de velocidad del motor conectado a la bomba de vacío.

Se realiza el control de la presión en el tanque y en la línea de absorción de la bomba. De esta manera, se consigna el interior del tanque a la presión de 0.7 bar y la presión de la línea a la absorción de la bomba mediante cálculo. En caso de que las condiciones varíen respecto a las consignadas el variador dará más velocidad o menos al motor para disminuir o incrementar la presión.

Para evitar problemas de depresión en el recipiente y pérdida de producto, se instala una RV 612 que se encarga de incorporar aire atmosférico en caso de un fallo en la bomba de vacío y una bajada de presión de los 0.7 bar. En este caso, se estaría perdiendo el producto y enviando a antorcha a través de la línea AT

También se instala una válvula PSV 613 para evitar que en caso de sobrellenado la presión pueda provocar en el recipiente una sobrepresión dejando el producto, que en este caso es inflamable y tóxico, en contacto con la atmósfera.

4.7.32. Control de temperatura de F-601

Se instala un sistema de alarma de alta temperatura en el separador compuesto por: TIT-602 y TAH-602.

Este sistema si detecta una temperatura mayor a la consignada, emitirá una alerta a la sala de control para que el operario sepa que está habiendo un problema en el intercambiador de calor E-601 o aguas arriba del proceso. Una alta temperatura en el separador provoca la pérdida de metanol por la salida superior a la antorcha, ya que habrá más cantidad de metanol en fase vapor.

4.7.33. Control de nivel de F-601

El control del nivel del equipo se realiza mediante los siguientes instrumentos: LIT-602, LC-602 y LV-602.

Este control evita el sobrellenado del separador ajustando el paso del fluido a través de la válvula de control instalada aguas debajo de la bomba para evitar la cavitación de esta. De esta manera, se evita que el líquido pueda entrar en retroceso hacia la línea por la que entra al tanque y evita que pueda haber un escenario de sobrellenado del recipiente que aumente la presión y provoque posibles escenarios de riesgo.

También evita el suceso contrario que sería el vaciado del tanque y con ello la cavitación de la bomba P-601 que se encarga de enviar el metanol producido al tanque de almacenamiento.

Si el fluido acaba inundando por completo el recipiente, la válvula PSV 411 (PSV 412 en F-402) dispararía aliviando el caudal necesario para que el separador restableciera las condiciones de nivel y evitar una sobrepresión que ponga en peligro la integridad del recipiente.

4.7.34. Control de caudal de P-601

Para evitar la cavitación de la bomba se utiliza el sistema de control compuesto por FIT-603, FC-603 y FV-603.

En caso de que por cualquier fallo de operación el equipo F-601 quedara vacío o tuviera fluctuaciones en la salida de la fase líquida el medidor de caudal lo detectaría y abriría la válvula de control FV-603 para dejar pasar un caudal mínimo de recirculación para evitar que la cavitación de la bomba. La válvula controladora LV-602 se cerraría dejando actuar ese caudal mínimo para que la bomba no sufra deterioro.

4.8. Diseño de equipos

Seguidamente se especifican las condiciones de operación y diseño de los diferentes equipos que forman parte de la planta. En el anexo G se muestra la ficha de especificaciones de cada equipo empleado en la producción de metanol a partir de hidrogeno y dióxido de carbono para su diseño. En la Tabla 4.8.1 se observa en una tabla los datos más relevantes de cada equipo.

Tabla 4.8.1 Especificaciones de algunos equipos del proceso de producción del metanol.

Servicios	Valores	Unidades
Zona de compresores de CO₂ y H₂		
Presión	77	bar
E-301		
Temperatura salida	210	°C
R-301		
Temperatura	210	°C
Presión	76	bar
Flujo de calor	0	kW
E-302		
Temperatura	35	°C
F-401		
Temperatura	35	°C
Presión	65	bar
F-402		
Temperatura	28	°C
Presión	1.2	bar
PV-403		
Presión	1.2	bar
C-401		
Presión	77	bar
C-501		
Presión	1.2	bar
D-501		
Etapas	58	°C
Reflujo	4	
Pureza	98.8	% (másico)
F-601		
Temperatura	50	°C
Presión	0.7	bar
P-601		
Presión de descarga	3.25	bar
P-602		
Presión de aspiración	0.7	bar
Presión de descarga	2.16	bar

En el anexo G se muestra la ficha de especificaciones de cada equipo empleado en la producción de metanol a partir de hidrogeno y dióxido de carbono para su diseño.

4.8.1. Equipos de compresión

4.8.1.1. Compresión de H₂ y CO₂

Para mejorar la eficiencia de la reacción se debe aumentar la presión de los reactivos hasta 77 bar. Para ello, se necesita saber el tipo de compresor que conviene utilizar en compresión de gases y se determina mediante los diferentes tipos de compresores que se utilizan según la presión que se necesita y el caudal volumétrico de entrada como se muestran en la Figura 4.8.1.1.1.

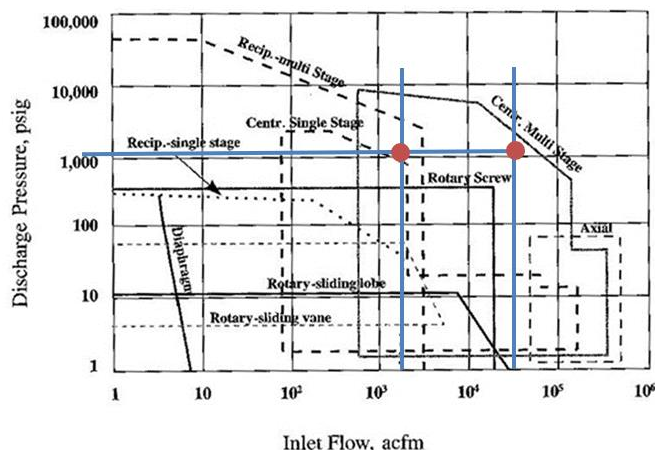


Figura 4.8.1.1.1 Tipos de compresores dependiendo del caudal de entrada y la presión requerida (ref. 27).

Según muestra la anterior figura, tanto para un caudal de entrada de CO₂ de $2.2 \cdot 10^3$ como para un caudal de entrada de hidrógeno de $1.5 \cdot 10^4$ cfm y un aumento de presión hasta 1100 psig en los dos casos, la mejor opción es utilizar un compresor centrífugo multietapa para aumentar la presión de manera segura y eficiente.

Seguidamente, se muestran los datos extraídos de la simulación para el cálculo y los resultados del cálculo utilizando el método de cálculo para compresores centrífugos multietapa.

Tabla 4.8.1.1.1 Parámetros calculados y extraídos de la simulación de los compresores.

Parámetros	Valor de H ₂	Valor de CO ₂
Temperatura de succión (°C)	40.0	40.0
Presión de succión (bar)	3.0	7.0
Temperatura de descarga (°C)	207.0	63.9
Temperatura de descarga isentrópica (°C)	151.6	83.23
Presión de descarga (bar)	77.0	77.0
Peso molecular (g/mol)	2.0	44.0
Caudal másico (kg/min)	34.1	253.7
Tipo de cabezal	38MB	25M
Etapas utilizadas	3.00	3.00
Etapas requeridas	3.00	1.00
Ratio de presión	2.95	12.8
Potencia requerida de Aspen Plus (kW)	3,855	880
Potencia requerida calculada (kW)	3,412	810

Como se observa en la tabla resumen anterior, los valores de temperatura isoentrópica son similares a los que proporciona la simulación, aunque presenta pequeñas variaciones, ya que esta sería ideal sin tener en cuenta el cambio entrópico.

Los valores de consumo energético reflejan las 3 etapas de compresión.

La temperatura final del sistema aumenta hasta los 670°C sin utilizar sistemas de refrigeración entre etapa y etapa. Instaurándolos se adecuan los valores a la realidad y hacen el proceso más seguro, estable y eficiente.

Por otro lado, el compresor de CO₂ sugiere que la mejor combinación es aumentar la presión en una etapa. La empresa ha decidido poner un compresor de tres etapas ya que la bibliografía consultada lo ha requerido así para diseñar el proceso mencionando que en cada etapa de compresión se aumentaba la presión con ratio 3 (ref. 14).

En el anexo F.1 se detalla el cálculo realizado en la zona de compresión y en el anexo G las fichas de características de los compresores.

4.8.1.2. Compresión del reciclo y de la corriente de entrada a E-601

Se ha utilizado el mismo patrón de cálculo para el compresor del reciclo de gas de proceso en el separador F-401 y para el metanol que entra en el intercambiador E-601 obteniendo la siguiente tabla resumen:

Tabla 4.8.1.2.1 Parámetros calculados y extraídos de la simulación de los compresores.

Parámetros	C-401	C-501
Temperatura de succión (°C)	35.0	65.0
Presión de succión (bar)	65.0	1.00
Temperatura de descarga (°C)	55.0	80.0
Temperatura de descarga calculada (°C)	51.7	77.9
Presión de descarga (bar)	77.0	1.20
Peso molecular (g/mol)	23.0	44.0
Caudal másico (kg/min)	588	176
Tipo de cabezal	38MB	88MB
Etapas	1.00	1.00
Ratio de presión	1.19	1.2
Potencia requerida de Aspen Plus (kW)	905	54.0
Potencia requerida (kW)	900	53.1

Como se puede observar en la anterior tabla, el aumento de presión es menor que en la zona de compresión de hidrógeno y dióxido de carbono y esto hace que no sea necesario contar con intercambiadores de temperatura intermedios.

Por otro lado, los valores se muestran estables en el cálculo respecto a los extraídos de Aspen Plus.

Los datos de cálculo de los compresores se encuentran detallados en el anexo F.1 y sus respectivas fichas de características en el anexo G.

4.8.2. Intercambiador E-101

Para los diferentes intercambiadores, se han diseñado como intercambiadores tubo-carcasa debido a su gran rango de temperatura, presión de trabajo y caudal. Además, debido al alto caudal que hay, el intercambiador tubo-carcasa es ideal porque no se necesita una gran superficie de la planta para utilizarlo. La norma que se ha seguido para realizar el intercambiador es el TEMA (*Tubular Exchanger Manufacturers Association*) (ref. 10).

La configuración que se ha escogido para los intercambiadores es un CES. Para el cabezal frontal uno de tipo C para poder abrirlo y poder acceder a la carcasa del intercambiador. Con respecto al tipo de carcasa se ha escogido uno de tipo E ya que es el que más se utiliza en la industria y por ello el más económico. Por último, el cabezal de retorno se ha escogido uno de tipo S, debido a que el fluido que va por tubos, normalmente, es agua de torre y puede dejar incrustaciones en los tubos. Con este cabezal se podría abrir y limpiar in situ los tubos del intercambiador.

La función del intercambiador E-101 es la de enfriar el hidrogeno que sale de la primera etapa de compresión hasta los 45°C antes de entrar en la siguiente etapa de compresión. El hidrógeno va por carcasa y el agua de torre, al tener un fouling mayor que el hidrógeno, este va por tubos.

En la Tabla 4.8.2.1 se muestra las propiedades y datos fisicoquímicos para el diseño del intercambiador de calor.

Tabla 4.8.2.1 Propiedades fisicoquímicas de las corrientes

Variable	Corriente fría	Corriente caliente
Fluido	Agua de torre	Hidrógeno
Disposición	Tubo	Carcasa
Caudal (kg/h)	111,000	2,048
T in (°C)	32	193.8
T out (°C)	40	44.9
Fracción vapor in	0	1
Fracción vapor out	0	1

Para el diseño del intercambiador, se ha utilizado el programa de simulación *Aspen Exchanger and Design and Rating* y se ha obtenido el diseño óptimo. En la Tabla 4.8.2.2 se muestran las características del intercambiador.

Tabla 4.8.2.2 Resultado del diseño del intercambiador de calor de tubo-carcasa

Variable	Valor
Tipo	CES
Nº de tubos	191
Longitud de los tubos (mm)	3,048
Diámetro exterior de los tubos (mm)	19.05
Grosor de los tubos (mm)	2.11
Distribución de los tubos	90-Square
Pitch (mm)	23.81
Diámetro interior carcasa (mm)	438
Grosor de la carcasa (mm)	19
Área de intercambio total (m ²)	34

La ficha de especificaciones se encuentra en el Anexo G.5.

4.8.3. Intercambiador E-102

La función del intercambiador E-102 es la de enfriar el hidrogeno que sale de la segunda etapa de compresión hasta los 45°C antes de entrar en la siguiente etapa de compresión. El hidrógeno va por carcasa y el agua de torre, al tener un fouling mayor que el hidrógeno, este va por tubos.

En la Tabla 4.8.3.1 se muestra las propiedades y datos fisicoquímicos para el diseño del intercambiador de calor.

Tabla 4.8.3.1 Propiedades fisicoquímicas de las corrientes

Variable	Corriente fría	Corriente caliente
Fluido	Agua de torre	Hidrógeno
Disposición	Tubo	Carcasa
Caudal (kg/h)	128,374	2,048
T in (°C)	32	201.2
T out (°C)	40	45
Fracción vapor in	0	1
Fracción vapor out	0	1

Para el diseño del intercambiador, se ha utilizado el programa de simulación *Aspen Exchanger and Design and Rating* y se ha obtenido el diseño óptimo. En la Tabla 4.8.3.2 se muestran las características del intercambiador.

Tabla 4.8.3.2 Resultado del diseño del intercambiador de calor de tubo-carcasa

Variable	Valor
Tipo	CES
Nº de tubos	147
Longitud de los tubos (mm)	4,267.2
Diámetro exterior de los tubos (mm)	19.05
Grosor de los tubos (mm)	2.11
Distribución de los tubos	90-Square
Pitch (mm)	23.81
Diámetro interior carcasa (mm)	406.4
Grosor de la carcasa (mm)	19
Área de intercambio total (m ²)	36.8

La ficha de especificaciones se encuentra en el Anexo G.6.

4.8.4. Intercambiador E-201

La función del intercambiador E-201 es la de enfriar la corriente de CO₂ que sale de la primera etapa de compresión hasta los 45°C antes de entrar en la siguiente etapa de compresión. El CO₂ va por carcasa y el agua de torre, al tener un fouling mayor que el CO₂, este va por tubos.

En la Tabla 4.8.4.1 se muestra las propiedades y datos fisicoquímicos para el diseño del intercambiador de calor.

Tabla 4.8.4.1 Propiedades fisicoquímicas de las corrientes

Variable	Corriente fría	Corriente caliente
Fluido	Agua de torre	CO ₂
Disposición	Tubo	Carcasa
Caudal (kg/h)	44,782	15,223
T in (°C)	32	149.5
T out (°C)	40	45.01
Fracción vapor in	0	1
Fracción vapor out	0	1

Para el diseño del intercambiador, se ha utilizado el programa de simulación *Aspen Exchanger and Design and Rating* y se ha obtenido el diseño óptimo. En la Tabla 4.8.4.2 se muestran las características del intercambiador.

Tabla 4.8.4.2 Resultado del diseño del intercambiador de calor de tubo-carcasa

Variable	Valor
Tipo	CES
Nº de tubos	105
Longitud de los tubos (mm)	4,877
Diámetro exterior de los tubos (mm)	19.05
Grosor de los tubos (mm)	2.11
Distribución de los tubos	90-Square
Pitch (mm)	23.81
Diámetro interior carcasa (mm)	337
Grosor de la carcasa (mm)	19
Área de intercambio total (m ²)	30.2

La ficha de especificaciones se encuentra en el Anexo G.7.

4.8.5. Intercambiador E-202

La función del intercambiador E-202 es la de enfriar la corriente de CO₂ que sale de la segunda etapa de compresión hasta los 45°C antes de entrar en la siguiente etapa de compresión. El CO₂ va por carcasa y el agua de torre, al tener un fouling mayor que el CO₂, este va por tubos.

En la Tabla 4.8.5.1 se muestra las propiedades y datos fisicoquímicos para el diseño del intercambiador de calor.

Tabla 4.8.5.1 Propiedades fisicoquímicas de las corrientes

Variable	Corriente fría	Corriente caliente
Fluido	Agua de torre	CO ₂
Disposición	Tubo	Carcasa
Caudal (kg/h)	58,855	15,223
T in (°C)	32	157.57
T out (°C)	40	45.03
Fracción vapor in	0	1
Fracción vapor out	0	1

Para el diseño del intercambiador, se ha utilizado el programa de simulación *Aspen Exchanger and Design and Rating* y se ha obtenido el diseño óptimo. En la Tabla 4.8.5.2 se muestran las características del intercambiador.

Tabla 4.8.5.2 Resultado del diseño del intercambiador de calor de tubo-carcasa

Variable	Valor
Tipo	CES
Nº de tubos	142
Longitud de los tubos (mm)	4,267
Diámetro exterior de los tubos (mm)	19.05
Grosor de los tubos (mm)	2.11
Distribución de los tubos	90-Square
Pitch (mm)	23.81
Diámetro interior carcasa (mm)	373
Grosor de la carcasa (mm)	33
Área de intercambio total (m ²)	35.5

La ficha de especificaciones se encuentra en el Anexo G.8.

4.8.6. Intercambiador E-301

La función del intercambiador E-301 es la de calentar la mezcla de gases antes de que entre al reactor hasta los 210°C. Esta mezcla de gases está compuesta principalmente por CO₂ e hidrógeno y se llama gas de síntesis. El gas de síntesis va por carcasa y el vapor de alta presión, al tener un fouling mayor que el gas de síntesis, este va por tubos.

En la Tabla 4.8.6.1 se muestra las propiedades y datos fisicoquímicos para el diseño del intercambiador de calor.

Tabla 4.8.6.1 Propiedades fisicoquímicas de las corrientes

Variable	Corriente fría	Corriente caliente
Fluido	Gas de síntesis	Vapor de alta
Disposición	Carcasa	Tubo
Caudal (kg/h)	52,555	15,192
T in (°C)	72.59	230
T out (°C)	210	228
Fracción vapor in	1	1
Fracción vapor out	1	0

Para el diseño del intercambiador, se ha utilizado el programa de simulación *Aspen Exchanger and Design and Rating* y se ha obtenido el diseño óptimo. En la Tabla 4.8.6.2 se muestran las características del intercambiador.

Tabla 4.8.6.2 Resultado del diseño del intercambiador de calor de tubo-carcasa

Variable	Valor
Tipo	CES
Nº de tubos	378
Longitud de los tubos (mm)	4,877
Diámetro exterior de los tubos (mm)	19.05
Grosor de los tubos (mm)	2.11
Distribución de los tubos	60-Rotated Triangular.
Pitch (mm)	23.81
Diámetro interior carcasa (mm)	584
Grosor de la carcasa (mm)	51
Área de intercambio total (m ²)	105.3

La ficha de especificaciones se encuentra en el Anexo G.9.

4.8.7. Intercambiador E-302

La función del intercambiador E-301 es la de enfriar la mezcla de gases que salen del reactor hasta los 35°C para tener todo el metanol en fase líquida. De esta forma poder separarlo con un depósito. Esta mezcla de gases está compuesta principalmente por agua, metanol, CO₂ e hidrógeno. El vapor va por carcasa y el agua enfriada, al tener un fouling mayor que el vapor, este va por tubos.

En la Tabla 4.8.7.1 se muestra las propiedades y datos fisicoquímicos para el diseño del intercambiador de calor.

Tabla 4.8.7.1 Propiedades fisicoquímicas de las corrientes

Variable	Corriente fría	Corriente caliente
Fluido	Agua enfriada	Gas reaccionado
Disposición	Tubos	Carcasa
Caudal (kg/h)	1,777,454	52,555
T in (°C)	5	306.87
T out (°C)	15	35.03
Fracción vapor in	0	1
Fracción vapor out	0	0.678

Para el diseño del intercambiador, se ha utilizado el programa de simulación *Aspen Exchanger and Design and Rating* y se ha obtenido el diseño óptimo. En la Tabla 4.8.7.2 se muestran las características del intercambiador.

Tabla 4.8.7.2 Resultado del diseño del intercambiador de calor de tubo-carcasa

Variable	Valor
Tipo	CES
Nº de tubos	1,771
Longitud de los tubos (mm)	3,048
Diámetro exterior de los tubos (mm)	19.05
Grosor de los tubos (mm)	2.11
Distribución de los tubos	90-Square
Pitch (mm)	23.81
Diámetro interior carcasa (mm)	1,194
Grosor de la carcasa (mm)	89
Área de intercambio total (m ²)	303

La ficha de especificaciones se encuentra en el Anexo G.10.

4.8.8. Intercambiador E-501

La función del intercambiador E-501 es la de hervir lo que sale del fondo de columna. Se ha escogido un rehervidor tipo kettle en la columna para tener una etapa más en la columna. Por ello la configuración escogida es un CKU. Se ha escogido un cabezal frontal tipo C para poder abrirlo y poder acceder a la carcasa del intercambiador. Ya que es un rehervidor tipo kettle, la carcasa es un tipo K y se tiene que escoger un cabezal de retorno U para maximizar la superficie de intercambio. Lo que sale por fondo de columna y se dirige al rehervidor kettle es una mezcla de metanol agua. La mezcla de agua-metanol va por carcasa y el vapor va por tubos.

En la Tabla 4.8.8.1 se muestra las propiedades y datos fisicoquímicos para el diseño del intercambiador de calor.

Tabla 4.8.8.1 Propiedades fisicoquímicas de las corrientes

Variable	Corriente fría	Corriente caliente
Fluido	Fondo de columna	Vapor
Disposición	Carcasa	Tubos
Caudal (kg/h)	36,800	29,841
T in (°C)	66.7	128.82
T out (°C)	97.38	126.14
Fracción vapor in	0	1
Fracción vapor out	-	0

Para el diseño del intercambiador, se ha utilizado el programa de simulación *Aspen Exchanger and Design and Rating* y se ha obtenido el diseño óptimo. Cabe destacar que son necesarios dos rehervidor tipo kettle en paralelo. En la Tabla 4.8.8.2 se muestran las características del intercambiador.

Tabla 4.8.8.2 Resultado del diseño del intercambiador de calor de tubo-carcasa

Variable	Valor
Tipo	CKU
Nº de tubos	738
Longitud de los tubos (mm)	4,877
Diámetro exterior de los tubos (mm)	19.05
Grosor de los tubos (mm)	2.11
Distribución de los tubos	90-Square
Pitch (mm)	25.4
Diámetro interior carcasa (mm)	838
Grosor de la carcasa (mm)	22
Área de intercambio total (m ²)	450

La ficha de especificaciones se encuentra en el Anexo G.11.

4.8.9. Intercambiador E-502

La función del intercambiador E-502 es la de condensar el reciclo que entra en la columna. Prácticamente todo lo que se condensa es metanol con trazas de agua. El metanol va por carcasa y el agua enfriada, al tener un fouling mayor que el metanol, este va por tubos.

En la Tabla 4.8.9.1 se muestra las propiedades y datos fisicoquímicos para el diseño del intercambiador de calor.

Tabla 4.8.9.1 Propiedades fisicoquímicas de las corrientes

Variable	Corriente fría	Corriente caliente
Fluido	Agua de torre	Reciclo
Disposición	Tubo	Carcasa
Caudal (kg/h)	1,371,144	42,074
T in (°C)	32	66.19
T out (°C)	40	66.35
Fracción vapor in	0	1
Fracción vapor out	0	0

Para el diseño del intercambiador, se ha utilizado el programa de simulación *Aspen Exchanger and Design and Rating* y se ha obtenido el diseño óptimo. Cabe destacar que son necesarios dos condensadores en paralelo. En la Tabla 4.8.9.2 se muestran las características del intercambiador.

Tabla 4.8.9.2 Resultado del diseño del intercambiador de calor de tubo-carcasa

Variable	Valor
Tipo	CES
Nº de tubos	1,058
Longitud de los tubos (mm)	4,267
Diámetro exterior de los tubos (mm)	19.05
Grosor de los tubos (mm)	2.11
Distribución de los tubos	90-Square
Pitch (mm)	23.81
Diámetro interior carcasa (mm)	940
Grosor de la carcasa (mm)	22
Área de intercambio total (m ²)	527

La ficha de especificaciones se encuentra en el Anexo G.12.

4.8.10. Intercambiador E-601

La función del intercambiador E-601 es la de bajar la temperatura hasta los 50°C y condensar casi todo el vapor que sale por la columna. Prácticamente todo lo que se condensa es metanol con trazas de agua y CO₂. El metanol va por carcasa y el agua de torre, al tener un fouling mayor que el metanol, este va por tubos.

En la Tabla 4.8.10.1 se muestra las propiedades y datos fisicoquímicos para el diseño del intercambiador de calor.

Tabla 4.8.10.1 Propiedades fisicoquímicas de las corrientes

Variable	Corriente fría	Corriente caliente
Fluido	Agua de torre	Reciclo
Disposición	Tubo	Carcasa
Caudal (kg/h)	362,122	10,549
T in (°C)	32	79.73
T out (°C)	40	50.46
Fracción vapor in	0	1
Fracción vapor out	0	0.007

Para el diseño del intercambiador, se ha utilizado el programa de simulación *Aspen Exchanger and Design and Rating* y se ha obtenido el diseño óptimo. Cabe destacar que son necesarios dos condensadores en paralelo. En la Tabla 4.8.10.2 se muestran las características del intercambiador.

Tabla 4.8.10.2 Resultado del diseño del intercambiador de calor de tubo-carcasa

Variable	Valor
Tipo	CES
Nº de tubos	461
Longitud de los tubos (mm)	4,877
Diámetro exterior de los tubos (mm)	19.05
Grosor de los tubos (mm)	2.11
Distribución de los tubos	90-Square
Pitch (mm)	23.81
Diámetro interior carcasa (mm)	635
Grosor de la carcasa (mm)	19
Área de intercambio total (m ²)	132

La ficha de especificaciones se encuentra en el Anexo G.13.

4.8.11. Depósito F-401

La función del depósito F-401 es la de separar el condensado del vapor que sale del intercambiador, el vapor se comprime y luego se recircula para aumentar la producción y el condensado sigue la etapa de purificación.

Según los cálculos en el anexo, el depósito es vertical y en la Tabla 4.8.11.1 se encuentra los parámetros de diseño del F-401 sacados del ASPEN.

Tabla 4.8.11.1 Parámetros de diseño del depósito

Variable	Valor
Cabal líquido (kg/s)	4.70
Cabal vapor (kg/s)	9.90
Densidad liquido (kg/m ³)	833.75
Densidad vapor (kg/m ³)	16.33
Cabal volumétrico vapor (ft ³ /s)	21.40
Cabal volumétrico líquido (ft ³ /s)	0.20
Temperatura de operación (°C)	35
Presión de operación (bar)	65

En el anexo F.2 se encuentran las ecuaciones utilizadas para el diseño del separador y en el anexo F.4 el cálculo del grosor del equipo. En la Tabla 4.8.11.2 se encuentra el resultado del diseño del depósito F-401.

Tabla 4.8.11.2 Resultados del diseño del depósito

Variable	Valor
Diámetro (ft)	3
Longitud (ft)	10.56
Tiempo de residencia (min)	3
Presión de diseño (bar)	71.5
Temperatura de diseño (°C)	55
Grosor del equipo (mm)	10.72
Material	AISI 420

La ficha de especificaciones se encuentra en el Anexo G.14.

4.8.12. Depósito F-402

La función del depósito F-402 es la de separar el condensado del vapor que sale del bajar la presión de la corriente, el vapor se dirige a antorcha y el condensado sigue la etapa de purificación.

Según los cálculos en el anexo, el depósito es horizontal y en la Tabla 4.8.12.1 se encuentra los parámetros de diseño del F-402 sacados del ASPEN.

Tabla 4.8.12.1 Parámetros de diseño del depósito

Variable	Valor
Cabal líquido (kg/s)	4.56
Cabal vapor (kg/s)	0.14
Densidad líquido (kg/m ³)	835.20
Densidad vapor (kg/m ³)	1.892
Cabal volumétrico vapor (ft ³ /s)	2.52
Cabal volumétrico líquido (ft ³ /s)	0.19
Temperatura de operación (°C)	25
Presión de diseño (bar)	1.2

En el anexo F.2 se encuentran las ecuaciones utilizadas para el diseño del separador y en el anexo F.4 el cálculo del grosor del equipo. En la Tabla 4.8.12.2 se encuentra el resultado del diseño del depósito F-402.

Tabla 4.8.12.2 Resultados del diseño del depósito

Variable	Valor
Diámetro (ft)	2.56
Longitud (ft)	8.96
Tiempo de residencia (min)	3.19
Presión de diseño (bar)	3.2
Temperatura de diseño (°C)	45
Grosor del equipo (mm)	3.46
Tipo de cabezal	2:1 Elipsoidal
Material	AISI 420

La ficha de especificaciones se encuentra en el Anexo G.15.

4.8.13. Depósito F-601

La función del depósito F-601 es la de separar la máxima cantidad de CO₂ de la corriente de metanol y esto se consigue con una temperatura de 50°C y un presión de operación de 0.7 bar absolutos.

Según los cálculos en el anexo, el depósito es horizontal y en la Tabla 4.8.13.1 se encuentran los parámetros de diseño del F-601 sacados del ASPEN.

Tabla 4.8.13.1 Parámetros de diseño del depósito

Variable	Valor
Cabal líquido (kg/s)	2.86
Cabal vapor (kg/s)	0.06
Densidad líquido (kg/m ³)	748.68
Densidad vapor (kg/m ³)	0.9236
Cabal volumétrico vapor (ft ³ /s)	2.4
Cabal volumétrico líquido (ft ³ /s)	0.14
Temperatura de operación (°C)	50
Presión de operación (bar)	0.7

En el anexo F.2 se encuentran las ecuaciones utilizadas para el diseño del separador y en el anexo F.4 el cálculo del grosor del equipo. En la Tabla 4.8.13.2 se encuentra el resultado del diseño del depósito F-601.

Tabla 4.8.13.2 Resultados del diseño del depósito

Variable	Valor
Diámetro (ft)	2.14
Longitud (ft)	7.5
Tiempo de residencia (min)	2.67
Presión de diseño (bar)	2.7
Temperatura de diseño (°C)	70
Grosor del equipo (mm)	8.2
Tipo cabezal	Semiesfera
Material	A 106 B

La ficha de especificaciones se encuentra en el Anexo G.16.

4.8.14. Reactor R-301

El reactor R-301 tiene la función de hidrogenar el CO₂ en metanol y agua. Según Simoes y Bouallou (ref. 13), la temperatura y presión óptima es de 210 °C y 76 bares respectivamente. Se utiliza un catalizador de una mezcla de Cu-Zn-Al₂O₃ para aumentar la selectividad a la reacción principal. Según Leonzio et al. (ref. 15) el reactor utilizado es un reactor multitubular. Con el análisis de sensibilidad de realizado con ASPEN se ha encontrado el diámetro y número de tubos óptimos.

Con la ayuda de *ASPEN Exchanger Design and Rating* se ha calculado el diámetro que debe tener la carcasa para que quepan todos los tubos con una disposición triangular que es la que menos superficie se pierde. Ya que son tubos, se han escogido tubos con un SCH 40 y mediante la estandarización de los tubos, se ha escogido el tamaño de tubo más próximo.

En la Tabla 4.8.14.1 se muestran las condiciones de operación del reactor.

Tabla 4.8.14.1 Parámetros de diseño del reactor.

Parámetro	Valor
Tipo de reactor	Multitubular con catalizador
Temperatura de operación (°C)	210
Presión de operación (bar)	77
Catalizador	Cu-Zn-Al ₂ O ₃
Densidad de partícula (kg/m ³)	1175
Bed voidage	0.4
Diámetro interior del tubo (mm)	102.3
Diámetro exterior del tubo (mm)	114.3
Grosor tubos (mm)	6.02
Longitud del tubo (m)	8
Número de tubos	110
Disposición de los tubos	Triangular
Diámetro interior de la carcasa (mm)	1390
Grosor carcasa (mm)	10.46
Tipo de cabeza	Semiesférico
Material	AISI 420

La ficha de especificaciones se encuentra en el Anexo G.17.

4.8.15. Columna de destilación D-501

La columna de destilación D-501 sirve para separar la mayor cantidad de agua del metanol. El metanol sale por cabeza de columna y el agua por fondo de columna. En el anexo F.3 se muestra las diferentes perforaciones de plato que se han utilizado con su diámetro.

En la Tabla 4.8.15.1 se muestran los diferentes parámetros de diseño de la columna de destilación.

Tabla 4.8.15.1 Parámetros de diseño de la columna de destilación

Parámetro	Valor
Cabal entrada (kg/h)	16428.58
Cabal salida cabeza (kg/h)	10549.10
Cabal salida fondo (kg/h)	5879.48
Fracción másica metanol cabeza	0.988
Reflujo	4
Numero de etapas teóricas	58
Tipo de perforación de plato	Sieve
Diámetro de columna (m)	3
Altura entre platos (in)	24
Grosor (mm)	7.97
Tipo de cabezal	2:1 Elipsoidal
Material	A 106 B

La ficha de especificaciones se encuentra en el Anexo G.18.

4.8.16. Válvula PV-403

Para la despresurización de la línea P-4005 desde 10 bar hasta 1.2 bar, se escoge una válvula de reducción pilotada que controla con precisión la presión aguas abajo del sistema independientemente de las variaciones de carga y la presión aguas arriba.

En la siguiente tabla se detallan las especificaciones del diseño de la válvula.

Tabla 4.8.16.1 Características de la válvula de despresurizado.

Parámetro	Características
DN80	3"
Material	Acero inoxidable DP163
T° max	350°C
P max	40 bar
Rango de presión	0,2-24 bar
Opción DPP27E	Con dos pilotos y electroválvula

La diferencia de presión que regula esta válvula es de 8.8 bar. Todos los parámetros, tanto de diseño como de construcción, están dentro de los márgenes que la empresa necesita para el funcionamiento del proceso. Así como los materiales de construcción y las conexiones con las líneas de proceso.

La ficha de especificaciones se encuentra en el Anexo G.19.

4.8.17. Bomba de vacío P-602

Para disminuir la presión del separador F-601 se instala en la salida de la fase gas una bomba de vacío, en concreto, la bomba de vacío de anillo líquido con capacidad reducida, Vectra SX. Los datos más significativos sobre este tipo de bomba se encuentran en la siguiente tabla:

Tabla 4.9.17.1. Características de la bomba de vacío.

Parámetro	Características
Capacidad de succión	25-260 m ³ /h
Rango de vacío	Hasta 0.033 bar
Presión de descarga	Hasta 2.3 bar
Presión diferencial	Hasta 1.3 bar

Esta bomba debe de extraer 244.5 m³/h de fase gas del proceso, es por lo que se escoge un rango de capacidad de succión de hasta los 260m³/h. También, proporciona la presión de especificación de trabajar a 0.7 bar en el tanque de almacenamiento y tiene un rango operacional bastante amplio para responder a variaciones del sistema. En el anexo G.20 se encuentra la ficha de especificaciones de la bomba y sus características necesarias para el proceso.

4.8.18. Bomba P-601

Se escoge trabajar con una bomba de tipo ANSI CPP-L que corresponde a una bomba horizontal centrífuga de etapa simple. Se instala debajo del separador e impulsa la columna de líquido a favor de la gravedad, ya que su único propósito es enviar el metanol al tanque de almacenamiento con la suficiente presión. Sus principales características son:

Tabla 4.9.18.1. Características de la bomba centrífuga.

Parámetro	Características
Capacidad	Hasta 48 m ³ /h
Carga	Hasta 281 m
Presión	Hasta 27.5 bar
Descarga	1 1/2 “

Como la máxima carga que puede dar es de 281 m, el tanque de metanol debe de situarse aproximadamente a unos 100- 125 m de la bomba para evitar que la pérdida de carga reduzca la presión del líquido en la entrada al tanque de almacenamiento y pueda provocar problemas de acumulación. En caso de aumentar la temperatura en el exterior de la tubería, el metanol podría expansionar por vaporización y provocar problemas de sobrepresión hasta romper la línea. En el anexo G.21 se encuentra la ficha de especificaciones de la bomba y sus características necesarias para el proceso.

5. INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

En el proceso de producción del metanol, los intercambiadores sirven para enfriar excepto el intercambiador E-301 y el rehervidor tipo kettle de la columna de destilación. Por ello, se propone un cruce de corrientes entre el E-301 y el E-302 para disminuir la cantidad de utilities necesarias y el tamaño de los intercambiadores.

Observando el proceso, se puede ahorrar energía cruzando las corrientes 14 y 17 que corresponden a los intercambiadores E-301 y E-302 respectivamente.

Mediante ASPEN Exchanger Design & Rating se cruzan las corrientes 14 (fluido frío) y 17 (fluido caliente) con temperaturas de entrada de 72.59 y 306.87 °C respectivamente. En la salida del intercambiador, se obtiene una temperatura de 210 °C (corriente 14) y 163.2 °C (corriente 17). La corriente 14 (entrada al reactor) consigue la suficiente transferencia de calor para aumentar hasta la temperatura requerida para la reacción.

En cambio, la corriente 17 (salida del reactor) que necesita disminuir la temperatura hasta los 35°C no consigue la suficiente transferencia de calor para disminuir la temperatura requerida para la entrada al F-401. Por ende, se necesita de un segundo intercambiador para acabar de disminuir la temperatura que utiliza para ello agua enfriada.

Realizando esta integración energética, se disminuye la cantidad de agua enfriada de proceso de 1,777,454 a 1,138,256 kg/h y se elimina el vapor de alta presión. Esta disminución corresponde a un 36% de ahorro en agua enfriada. Además, el nuevo intercambiador tendría una menor superficie de intercambio disminuyendo su precio de construcción de 303,158 \$ a 173,706 \$. Esta disminución corresponde a un 43% de ahorro económico respecto al anterior coste del E-302. Además, el coste del nuevo intercambiador que cruza las corrientes 14 y 17 disminuye de 108,985 a 83,917 \$. Esta disminución corresponde a un 23% de ahorro económico respecto al anterior coste del E-301.

6. EVALUACIÓN ECONÓMICA

6.1. Inversión inicial

Para el análisis económico se han estudiado los equipos que forman la planta a gran escala. En el caso de los intercambiadores y el reactor se han utilizado precios que proporciona el simulador Aspen Plus y en caso de las bombas, compresores, columna de destilación y equipos de separación se ha utilizado la herramienta *CapCost* que se basa en la metodología *Analysis, Synthesis, & Design of Chemical Processes (5th Edition)* (ref. 26) para realizar el coste de equipos.

Por otro lado, el método *CapCost* tiene la inversión ajustada con la instalación del equipo y la metodología Aspen Plus no. Basándose en el simulador SuperPro se encuentra que la instalación corresponde al 50% del valor del equipo y se ajusta de esta manera a los intercambiadores y el reactor que se extrajeron de Aspen Plus. Todas las referencias de precios se han extraído del año 2017 y se han adaptado a la actualidad utilizando la metodología CEPCI detallada en el anexo H. En la siguiente tabla se muestran los precios de los equipos escalados a la inflación actual respecto al año 2017.

Tabla 6.1.1. Precio de los diferentes equipos instalados.

Equipo	Precio (\$)
Compresor C-101	1,243,322
Compresor C-102	1,261,611
Compresor C-103	1,261,540
Compresor C-201	560,440
Compresor C-202	560,440
Compresor C-203	560,440
Compresor C-401	2,869,333
Compresor C-501	52,417
Intercambiador E-101	60,201
Intercambiador E-102	52,842
Intercambiador E-201	81,991
Intercambiador E-202	177,601
Intercambiador E-301	367,629
Intercambiador E-302	52,417
Intercambiador E-501-A	149,449
Intercambiador E-501-B	149,449
Intercambiador E-601	86,294
Intercambiador E-502-A	168,725
Intercambiador E-502-B	168,725
Reactor	325,289
F-401	71,190
F-402	54,803
F-601	4,768
Bomba de vacío	11,042
Bomba de anillo líquido	11,042
Columna	1,724,839
Total	15,073,868

A este coste de equipos, con la instalación incluida, se le añaden los siguientes costes que se deben tener en cuenta para el estudio de la inversión inicial. Estos costes se extraen del simulador SuperPro que establece un multiplicador al precio del equipamiento pesado de la planta actualizado para el año 2024. En la siguiente tabla se muestran los datos comentados.

Tabla 6.1.2. Coste directo total de la planta.

Coste directo	Factor multiplicador	\$
Coste Directo de la Planta (TPDC)		
Equipos con instalación (PC)	-	15,073,868
Tuberías de proceso	0.35 x PC	5,275,854
Instrumentación	0.4 x PC	6,029,547
Aislamiento	0.03 x PC	452,216
Instalación eléctrica	0.10 x PC	1,507,387
Edificio y estructuras	0.45 x PC	6,783,241
Procesamiento del terreno	0.15 x PC	2,261,080
Instalaciones auxiliares	0.4 x PC	6,029,547
Coste Total Indirecto de la Planta (TPIC)		
Trabajos de ingeniería	0.25 x TPDC	10,853,185
Construcción	0.35 x TPDC	15,194,459
Pagos destinados a Subcontrataciones y Contingencias (CFC)		
Trabajos subcontratados	0.05 x (TPDC + TPIC)	3,473,019
Contingencias	0.1 x (TPDC + TPIC)	6,946,038
Total	-	79,879,442

Teniendo en cuenta todos los costes directos para la puesta en marcha de la planta se calcula una inversión inicial de 89.6M\$.

6.2. Coste de operación anual

Los costes de operación se han calculado mediante la búsqueda por bibliografía del precio de las materias primas, en este caso hidrógeno verde y CO₂ de excedente de proceso, las utilities utilizadas en el proceso, el catalizador y el precio de los operarios de la planta. En la siguiente tabla se resumen los costes de operación anuales de la empresa. El coste del agua de torre y agua enfriada han sido sacado de los valores por defecto del SuperPRO.

Tabla 6.2.1. Costes de operación anuales de la empresa.

Materia prima	Cantidad (ton/año)	\$/ton	\$/año
CO ₂	127,877	50.00 (ref. 34)	6,393,828
H ₂	17,203	6460 (ref. 23)	111,132,672
Catalizador	3.248	95200 (ref. 30)	309,249
Servicio			
Agua de torre	15,924,686	0.1000	1,592,469
Agua enfriada	9,561,350	0.5000	4,780,675
Vapor de baja presión	250,664	12.80 (ref. 32)	3,208,504
	(kWh/año)	\$/kWh	
Electricidad	47,907,376	0.0775 (ref. 33)	3,712,822
Total			131,131,911

A este valor de operación se le añade el gasto en operadores. Se ha buscado bibliográficamente el sueldo de un trabajador estableciéndolo en 40,000 \$/año (ref. 36). Se plantean 10 operarios de planta que suponen un gasto de operación de 400,000 \$/año.

Finalmente, el precio de operación anual, teniendo en cuenta todos estos datos, se establece en 131,531,911 \$/año.

6.3. Ingreso anual de venta de producto

Después de analizar tanto factores de mercado de venta de metanol renovable como factores económicos de la planta, se establece el precio de venta del metanol renovable en 1.75 \$/kg.

El metanol procedente de energías renovables tiene precios que oscilan entre los 0.76 hasta los 1.91 \$/kg (ref. 9). Se descarta la posibilidad de vender el metanol a un precio menor o igual a 1.52 \$/kg, ya que es el precio que le cuesta a la empresa producir el metanol teniendo en cuenta el coste de producción.

Tampoco se ha optado por escoger el precio más alto, ya que la pureza del metanol es inferior al 99.9%.

6.4. Flujo de caja

Para calcular cuánto tiempo es necesario para recuperar el coste de la planta, se realiza un flujo de caja. En este flujo de caja se tendrá en cuenta que la inversión de capital no se realiza en un único pago, sino que en el año cero se paga un 30% de la inversión inicial, en el primer año un 40% y en el segundo año se paga el 30% restante.

Se ha tenido en cuenta la amortización de la planta de manera lineal y con una vida útil de 10 años.

En total, se ha asumido un tiempo de vida de la planta de 20 años incluidos los años de construcción.

El cálculo del coste operacional es mediante la ecuación E.6.4.1.

$$\text{Coste oper.} = \text{Coste prod. metanol} + \text{Amortizacion} + \text{Empleados} \quad \text{E.6.4.1}$$

El cálculo del margen de beneficio es mediante la ecuación E.6.4.2.

$$\text{Margen de beneficio} = \text{Ingreso anual} - \text{Coste oper.} \quad \text{E.6.4.2}$$

Se ha asumido que los impuestos es el 25% del margen de beneficio.

Por último, el beneficio neto se calcula mediante la ecuación E.6.4.3.

$$\text{Beneficio neto} = \text{Margen de beneficio} + \text{Amortización} - \text{Impuestos} - \text{Inversión de capital}$$

E.6.4.3

En la Tabla 6.4.1 se muestra el flujo de caja del proceso de producción de metanol.

Tabla 6.4.1 Flujo de caja del proceso de producción del metanol en \$.

Año	Inversión de capital	Ingresos anuales	Coste operacional	Margen de beneficio	Amortización	Impuestos	Beneficio neto
0	23,963,833	0	0	0	0	0	-23,963,833
1	31,951,777	0	0	0	0	0	-31,951,777
2	23,963,833	0	0	0	0	0	-23,963,833
3	0	151,751,040	139,519,855	12,231,185	7,987,944	3,057,796	17,161,333
4	0	151,751,040	139,519,855	12,231,185	7,987,944	3,057,796	17,161,333
5	0	151,751,040	139,519,855	12,231,185	7,987,944	3,057,796	17,161,333
6	0	151,751,040	139,519,855	12,231,185	7,987,944	3,057,796	17,161,333
7	0	151,751,040	139,519,855	12,231,185	7,987,944	3,057,796	17,161,333
8	0	151,751,040	139,519,855	12,231,185	7,987,944	3,057,796	17,161,333
9	0	151,751,040	139,519,855	12,231,185	7,987,944	3,057,796	17,161,333
10	0	151,751,040	139,519,855	12,231,185	7,987,944	3,057,796	17,161,333
11	0	151,751,040	139,519,855	12,231,185	7,987,944	3,057,796	17,161,333
12	0	151,751,040	139,519,855	12,231,185	7,987,944	3,057,796	17,161,333
13	0	151,751,040	131,531,911	20,219,129	0	5,054,782	15,164,347
14	0	151,751,040	131,531,911	20,219,129	0	5,054,782	15,164,347
15	0	151,751,040	131,531,911	20,219,129	0	5,054,782	15,164,347
16	0	151,751,040	131,531,911	20,219,129	0	5,054,782	15,164,347
17	0	151,751,040	131,531,911	20,219,129	0	5,054,782	15,164,347
18	0	151,751,040	131,531,911	20,219,129	0	5,054,782	15,164,347
19	0	151,751,040	131,531,911	20,219,129	0	5,054,782	15,164,347
20	0	151,751,040	131,531,911	20,219,129	0	5,054,782	15,164,347

Como se puede observar en la Tabla 6.4.1 el primer año en que se produce metanol se consigue beneficio en la producción.

6.5. Valor actual neto, tasa interna de retorno y Payback

A continuación, el Valor Actual Neto (VAN) mediante la ecuación E.6.5.1 y utilizando diferentes valores de i.

$$VAN_{año} = CF_0 + \frac{CF_1}{(1+i)^1} + \frac{CF_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{CF_{20}}{(1+i)^{20}} \tag{E.6.5.1}$$

En la Tabla 6.5.1 se muestra el VAN para diferentes valores de i y los diferentes años y en el Gráfico 6.5.1 se muestra de forma gráfica la evolución del VAN a diferentes años.

Tabla 6.5.1 VAN del proceso de producción del metanol con diferentes valores de i en \$.

i	5%	7%	9%	11%	13%
Año	VAN				
0	-23,963,833	-23,963,833	-23,963,833	-23,963,833	-23,963,833
1	-54,394,096	-53,825,306	-53,277,389	-52,749,217	-52,239,741
2	-76,129,999	-74,756,246	-73,447,268	-72,198,801	-71,006,937
3	-61,305,394	-60,747,486	-60,195,570	-59,650,583	-59,113,273
4	-47,186,723	-47,655,188	-48,038,049	-48,345,881	-48,587,906
5	-33,740,370	-35,419,394	-36,884,360	-38,161,465	-39,273,422
6	-20,934,319	-23,984,074	-26,651,618	-28,986,316	-31,030,516
7	-8,738,080	-13,296,858	-17,263,782	-20,720,416	-23,735,909
8	2,877,385	-3,308,806	-8,651,087	-13,273,659	-17,280,504
9	13,939,733	6,025,822	-749,533	-6,564,869	-11,567,757
10	24,475,303	14,749,773	6,499,599	-520,914	-6,512,228
11	34,509,179	22,902,999	13,150,180	4,924,091	-2,038,309
12	44,065,251	30,522,836	19,251,629	9,829,500	1,920,912
13	52,107,228	36,815,500	24,197,915	13,734,536	5,016,933
14	59,766,253	42,696,496	28,735,793	17,252,586	7,756,775
15	67,060,563	48,192,753	32,898,983	20,422,000	10,181,414
16	74,007,525	53,329,442	36,718,423	23,277,329	12,327,112
17	80,623,680	58,130,085	40,222,497	25,849,696	14,225,959
18	86,924,779	62,616,668	43,437,243	28,167,145	15,906,356
19	92,925,826	66,809,737	46,386,552	30,254,936	17,393,432
20	98,926,873	71,002,805	49,335,861	32,342,728	18,880,509

Como se puede observar en la Tabla 6.5.1 y en la Figura 6.5.1, cuanto mayor es el riesgo, el valor de i, menor es el beneficio que se consigue. El beneficio final es el VAN en el último año.

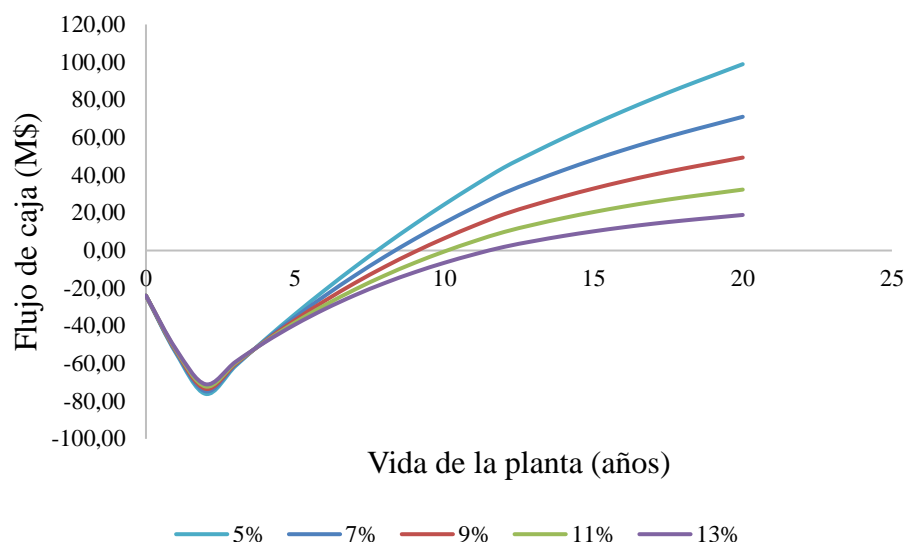


Figura 6.5.1 Evolución del VAN a diferentes años con diferentes tipos de interés en M\$.

La Tasa Interna de Retorno se utiliza la ecuación E.6.5.2 para encontrar el valor de i máximo para que el VAN de 0.

$$0 = CF_0 + \frac{CF_1}{(1+i)^1} + \frac{CF_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{CF_{20}}{(1+i)^{20}} \quad \text{E.6.5.2}$$

El valor del TIR es de 16.82% es decir, con un valor de i mayor a este, el VAN es 0 y no se consigue recuperar la inversión en el número de años previsto que dure la planta.

Con respecto al Payback, este es el tiempo necesario para recuperar la inversión sin tener en cuenta la variación del dinero a lo largo de los años. Por ello, se calcula el Payback mediante la ecuación E.6.5.3.

$$\text{Payback} = \frac{\text{Inversión total}}{\text{Beneficio neto}} \quad \text{E.6.5.3}$$

Mediante la ecuación, el tiempo necesario para recuperar la inversión es de 4.65 años y sumando 3 años de construcción de planta, un total de 7.65 años.

7. REDUCCIÓN DEL CO₂ EMITIDO

Reemplazando el proceso de reformado de metano (el más común para producir metanol) por la hidrogenación del CO₂, se consigue reducir la cantidad de CO₂ emitido a la atmósfera utilizándolo, así como subproducto en otro proceso y como materia prima en este proyecto.

La corriente 7 del balance de materia incorpora el CO₂ al proceso y las corrientes 20, 26 y 40 corresponden a la salida de este. Utilizando estas corrientes se calcula el porcentaje de reducción de CO₂ y su consumo en función del kg de metanol producido.

En la Tabla 7.1 se muestra la cantidad de CO₂ que entra y sale en el proceso propuesto por la empresa.

Tabla 7.1 Cantidad de CO₂ que entra y sale del proceso.

Corriente	7	20	26	40
Cantidad CO ₂ (kg/h)	15,093.2	200.9	439.5	73.4

El consumo de CO₂ como materia prima disminuye la emisión de este a la atmósfera de **15.1 ton/h** a **0.714 ton/h**, que representa un **95.3%** de CO₂ no emitido a la atmósfera.

Se consumen 1.39 kg CO₂/ kg de metanol producido, por lo que esta planta elimina una cantidad de CO₂ de emisión de **1.15·10⁵ ton/año**.

8. CONCLUSIONES

Se ha conseguido estudiar la producción de metanol a partir de la hidrogenación de CO₂ y simularlo mediante Aspen Plus consiguiendo una pureza del 99.5% y una producción de 840,000 TM/año. Se ha escogido la opción que aumentaba más la pureza del metanol y eliminaba menor cantidad del producto.

También, se han realizado los estudios de distribución de equipos y control de la planta, así como el dimensionamiento de líneas y equipos necesarios.

La empresa ha implementado una integración energética para disminuir el consumo de utilities y energía del sistema, ahorrando así costes en la producción de metanol.

Se obtiene una rentabilidad de la planta positiva recuperando la inversión en un periodo de 7 años y ocho meses aproximadamente. Para reducir este dato y aumentar los beneficios, se debería de subir el precio de venta del producto final, el metanol. En este estudio se ha asumido que el precio de venta al mercado es de 1.75 \$/kg siendo su precio de producción de 1.52 \$/kg.

Gracias a que el CO₂, para la planta de metanol, es una materia prima, otra empresa puede considerar el CO₂ como un subproducto y no como un residuo. De esta forma la empresa proveedora puede reducir el costo del impuesto de emisión del CO₂ y se consigue reducir en un 95.3% el CO₂ que se emitiría en la atmosfera.

De esta manera, la planta de producción de metanol verde contribuye a la disminución de los gases de efecto invernadero y medioambientalmente es mejor que la producción de metanol gris.

9. BIBLIOGRAFÍA

[1] Aradhana Priyadarsini, Rekha Singh, Lepakshi Barbora, Subhrangsu Sundar Maitra, Vijayanand Suryakant Moholkar, (2023) Methanotroph detection and bioconversion of methane to methanol by enriched microbial consortium from rice field soil, *Bioresource Technology Reports*, Volume 22, 101410.

[2] Sahoo KK, Katari JK, Das D. (2023) Recent advances in methanol production from methanotrophs. *World J Microbiol Biotechnol.* 39(12):360.

[3] Khassin, A.A., Minyukova, T.P. (2022) Contemporary Trends in Methanol Processing. *Catal. Ind.* 14, 31–41.

[4] Iberdrola (s.f) *Metanol verde: el combustible que puede acelerar la transición energética del transporte marítimo* [<https://www.iberdrola.com/conocenos/nuestra-actividad/hidrogeno-verde/metanol-verde>, 23 de febrero de 2024]

[5] Borisut P, Nuchitprasittichai A. (2020) Process Configuration Studies of Methanol Production via Carbon Dioxide Hydrogenation: Process Simulation-Based Optimization Using Artificial Neural Networks. *Energies.* 13(24):6608.

[6] Sheng Yang, Zhiqiang Liu, Zhiyong Tang, Yifan Wang, Qianqian Chen, Yuhan Sun, (2017) Performance analysis of solar energy integrated with natural-gas-to-methanol process, *Energy Conversion and Management*, Volume 150, Pages 375-381

[7] Yong-Seong Jeong, Young-Kon Choi, Ki-Bum Park, Joo-Sik Kim, (2019) Air co-gasification of coal and dried sewage sludge in a two-stage gasifier: Effect of blending ratio on the producer gas composition and tar removal, *Energy*, Volume 185, 2019, Pages 708-716

[8] Debarshi Mallick, Pinakeswar Mahanta, Vijayanand Suryakant Moholkar, (2017) Co-gasification of coal and biomass blends: Chemistry and engineering, *Fuel*, Volume 204, Pages 106-128.

[9] Heehyang Kim, Manhee Byun, Boreum Lee, Hankwon Lim, (2022) Carbon-neutral methanol synthesis as carbon dioxide utilization at different scales: Economic and environmental perspectives, *Energy Conversion and Management*, Volume 252, 115119

[10] Tubular Exchanger Manufacturers Association [<https://tema.org/>]

[11] The American Society of Mechanical Engineers (2019). *ASME Boiler and Pressure Vessel Code. Section VIII (Rules for construction of Pressure Vessels). Division I.*

[12] A. Kayode Coker, 6 - MECHANICAL SEPARATIONS, Editor(s): A. Kayode Coker, *Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants (Fourth Edition)*, Gulf Professional Publishing, 2007, Pages 371-443.

[13] Éverton Simões Van-Dal, Chakib Bouallou, (2013) Design and simulation of a methanol production plant from CO₂ hydrogenation, *Journal of Cleaner Production*, Volume 57, Pages 38-45.

[14] Mar Pérez-Fortes, Jan C. Schöneberger, Aikaterini Boulamanti, Evangelos Tzimas, (2016) Methanol synthesis using captured CO₂ as raw material: Techno-economic and environmental assessment, *Applied Energy*, Volume 161, Pages 718-732.

[15] Grazia Leonzio, Edwin Zondervan, Pier Ugo Foscolo, (2019) Methanol production by CO₂ hydrogenation: Analysis and simulation of reactor performance, *International Journal of Hydrogen Energy*, Volume 44, Issue 16, Pages 7915-7933.

[16] Li, Risheng & Kawanami, Hajime. (2023). A Recent Review of Primary Hydrogen Carriers, Hydrogen Production Methods, and Applications. *Catalysts*. 13. 562. 10.3390/catal13030562.

[17] Usos y aplicaciones del hidrogeno. [https://www.ariema.com/usos-y-aplicaciones-del-hidrogeno s del Hidrógeno - ARIEMA](https://www.ariema.com/usos-y-aplicaciones-del-hidrogeno-s-del-Hidrógeno-ARIEMA). Consultada el 23-02-2024.

[18] Shripad T. Revankar, Chapter Four - Nuclear Hydrogen Production, Editor(s): Hitesh Bindra, Shripad Revankar, Storage and Hybridization of Nuclear Energy, Academic Press, 2019, Pages 49-117, ISBN 9780128139752, <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-813975-2.00004-1>.

[19] Kamiel S. Gabriel, Rami S. El-Emam, Calin Zamfirescu, Technoeconomics of large-scale clean hydrogen production – A review, *International Journal of Hydrogen Energy*, Volume 47, Issue 72, 2022, Pages 30788-30798, ISSN 0360-3199, <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.10.081>.

[20] Rafael M. Siqueira, Geovane R. Freitas, Hugo R. Peixoto, Jailton F. do Nascimento, Ana Paula S. Musse, Antonio E.B. Torres, Diana C.S. Azevedo, Moises Bastos-Neto, Carbon Dioxide Capture by Pressure Swing Adsorption, *Energy Procedia*, Volume 114, 2017, Pages 2182-2192, ISSN 1876-6102, <https://doi.org/10.1016/j.egypro><https://www.cesuma.mx/blog/produccion-y-aplicacion-del-dioxido-de-carbono-en-la-industria.html#:~:text=La%20producci%C3%B3n%20de%20di%C3%B3xido%20de,reacti%C3%B3n%20con%20los%20carbonatos%20naturales.2017.03.1355>.

[21] Producción de CO₂ en la industria, <https://www.cesuma.mx/blog/produccion-y-aplicacion-del-dioxido-de-carbono-en-la-industria.html#:~:text=La%20producci%C3%B3n%20de%20di%C3%B3xido%20de,reacti%C3%B3n%20con%20los%20carbonatos%20naturales>. Consultada el 25-02-2024.

[22] A Maldonado, Rainier, A Acosta, Bryan, A Osorio, Jesús, A Soto, Diosángeles, A Zeppieri, Susana, Journal Article, T Selección y diseño de un esquema de separación CH₄-CO₂ de una corriente de biogás, *Revista de la Facultad de Ingeniería Universidad Central de Venezuela*, V 29, D 2014, P 115-126, I scielon. 0798-4065, U http://ve.scielo.org/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0798-40652014000100013&nrm=iso,

[23] Jan Baeyens, Huili Zhang, Jiawei Nie, Lise Appels, Raf Dewil, Renaud Ansart, Yimin Deng, Reviewing the potential of bio-hydrogen production by fermentation, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, Volume 131, 2020, 110023, ISSN 1364-0321, <https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.110023>.

[24] The American Society of Mechanical Engineers (2019). *ASME Boiler and Pressure Vessel Code. Section II (Materials). Part D properties (Metric)*.

[25] Carpenter Technology (s.f) *Technical Datasheet CarTech 420 Stainless*. [<https://www.carpentertechnology.com/hubfs/7407324/Material%20Saftey%20Data%20Sheet%20s/420.pdf>, 12 de julio de 2024]

[26] Turton, R.(2018). *Analysis, synythesis, and design of chemical processes* (5th ed). Prentice Hall. <https://richardturton.faculty.wvu.edu/publications/analysis-synthesis-5th-edition>.

[27] Gas Processors Suppliers Association (2004). *GPSA Engineering Data Book – FPS Version*.

[28] Maslan, Frank and T. M. Littman. “Compressibility Chart for Hydrogen and Inert Gases.” *Industrial & Engineering Chemistry* 45 (1953): 1566-1568.

[29] Procurement Resource Insights That Matter, *Cooling Water Price Trend and Forecast*, <https://www.procurementresource.com/resource-center/cooling-water-price-trends>. Consultada el 11-06-2024.

[30] Michailos, Stavros; Sanderson, Peter; Villa Zaragoza, Ana; McCord, Stephen; Armstrong, Katy; Styring, Peter; Mason, Fred; Stokes, Gerald; Williams, Ellen; Zimmermann, Arno; Wunderlich, Johannes; Buchner, Georg; Schomäcker, Reinhard; Müller, Leonard; Bardow, André; Marxen, Annika; Naims, Henriette (2018) *Methanol Worked Examples for the TEA and LCA Guidelines for CO₂ Utilization*, *University of Michigan*

[32] Intratec, *Industrial Steam Cost*, Industrial Utilities, <https://www.intratec.us/products/water-utility-costs/commodity/industrial-steam-cost>. Consultada el 11-06-2024.

[33] Irena, International Renewable Energy Agency, *Renewables power generation costs in 2022*, *Renewable power generation costs in 2022* (irena.o https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2023/Aug/IRENA_Renewable_power_generation_costs_in_2022.pdf?rev=cccb713bf8294cc5bec3f870e1fa15c2rg). Consultada el 15-06-2024.

[34] S&P Global, *EU CO₂ prices to average*. <https://www.spglobal.com/commodityinsights/en/market-insights/latest-news/electric-power/082118-eu-co2-prices-to-average-eur35-40mt-to-2023-carbon-tracker>. Consultada el 16-06-2024.

[35] Jimena Incer-Valverde, Amira Korayem, George Tsatsaronis, Tatiana Morosuk, “Colors” of hydrogen: Definitions and carbon intensity, *Energy Conversion and Management*, Volume 291, 2023, 117294, ISSN 0196-8904, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.117294>.

[36] Borisut P and Nuchitprasittichai A (2019) *Methanol Production via CO₂ Hydrogenation: Sensitivity Analysis and Simulation—Based Optimization*. *Front. Energy Res.* 7:81.

[37] Heinz P. Bloch (2006). A Practical Guide to Compressor Technology, Second Edition.

[38] Charles Maxwell, Towering Skills, Helping people and organizations think clearly, communicate effectively, and act decisively, 06-07-2024, <https://toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>.

10. ANEXOS

A. MATERIALES

Para decidir el tipo de material que forman las líneas del proceso se han estudiado los compuestos que se utilizan en el proceso, su nivel de concentración y los problemas que pueden ocasionar en su transporte sobre todo enfocado en la corrosión.

Según las entradas al proceso de hidrógeno puro y CO₂, con pequeña concentración en CO, el material que se ha decidido utilizar es el más común de la industria, en este caso acero al carbono.

Se han estudiado dos tipos de acero al carbono para la fabricación de las líneas; el ASTM A53 B y el ASTM A106. Finalmente se escoge trabajar con el material ASTM A106 B debido a que, aunque tiene pocas diferencias respecto al otro material, su poder para trabajar a temperaturas altas de hasta 400°C es significativo para el proceso donde se utiliza a temperaturas de hasta 200 °C (ref. 20).

Por otro lado, después de la reacción del proceso, el CO₂ entra en contacto con agua que es un producto de la reacción y produce ácido carbónico (H₂CO₃). Este compuesto baja el pH de la mezcla y produce un ataque de corrosión a la superficie de metales, sobre todo en aceros al carbono y aceros de baja aleación (ref. 21).

La corrosión por CO₂ en presencia de agua aumenta con el aumento de la presión parcial de este gas. Según la siguiente tabla, se especifica la velocidad de corrosión del material utilizando el establecido para el diseño de las líneas.

Tabla A.1. Límites de presión parcial de CO₂ para la determinar la corrosión anual (ref. 21).

Condiciones	Corrosión por CO ₂	Tasa de corrosión
$P_{CO_2} < 7.25$ psi	Poco probable	Tasa uniforme <1mm/año
$7.5 \text{ psi} < P_{CO_2} < 29$ psi	Posible	Entre 0.1 y mm/año
$P_{CO_2} > 7.25$ psi	Segura	>1mm/año

Se ha determinado a partir de la siguiente ecuación la corrosión en mm/año de cada corriente del proceso.

$$\log_{10}(V_{corr}) = 5.8 - \frac{1710}{T_k} + 0.67 \cdot \log_{10}(P_{CO_2}) \tag{E.A.1}$$

Donde: V_{corr} , es la tasa de corrosión en mm/año, T_k , Temperatura en K y P_{CO_2} presión parcial del CO₂ (bar).

En la siguiente tabla se muestra la tasa de corrosión calculada para cada línea del proceso. El número de línea corresponde con el utilizado en la simulación del proceso.

Tabla A.2 Grosor de corrosión anual.

Línea	mm/año	Línea	mm/año	Línea	mm/año	Línea	mm/año
1	0.0000	10	1049	19	5.593	30	0.000
2	0.0000	11	41.30	20	5.593	34	0.185
3	0.0000	12	94.66	21	5.593	35	0.340
4	0.0000	13	306.0	22	13.65	36	0.108
5	0.0000	14	31.45	23	1.984	37	0.029
6	0.0000	15	795.2	24	0.441	38	0.081
7	7.784	16	2330	25	0.099	39	1.027
8	422.3	17	2122	26	1.221	36	0.108
9	19.79	18	5.262	27	0.030	34	0.185

Como se observa en la tabla anterior, a partir de la corriente 7 aumenta el riesgo de corrosión, aunque hay que tener en cuenta que no es hasta la corriente 13 (unión del reciclo de proceso con las corrientes de reactivos a alta presión) donde el CO₂ tiene interacción con el agua. Según el análisis de datos, se decide utilizar el material AISI 420 de acero inoxidable desde esta corriente 13 hasta la corriente 26 que corresponde a la salida superior del equipo F-402 con este incluido.

Se escoge el material AISI 420, ya que de todos los aceros inoxidables que se investigan, AISI 420, A316L, UNS NO8825, UNS NO6625, sus características son remarcables al resto. Para ejemplificar, su resistencia a la corrosión es mejor que la del 316L. Si se compara la resistencia a la presión y a la alta temperatura, este es mejor que cualquiera de los otros tres materiales y su precio no es excesivamente alto comparado con el resto (ref. 22).

B. LISTADO DE LÍNEAS

Para calcular el diámetro de las líneas de las instalaciones se han establecido las velocidades de flujo según el contenido de la línea. Los valores de velocidad establecidos se muestran en la siguiente tabla.

Tabla B.1. Valores de velocidad establecidos.

Fase	Velocidades (m/s)
Líquido	1.0-1.7
Vapor	20
Mezcla L/V	4.5-10.3

Las anteriores velocidades se han ajustado a las entradas y salidas de los intercambiadores diseñados por la empresa para ajustar el diámetro de línea en las tubuladuras de entrada y salida.

Seguidamente se ha calculado el área de paso de cada tubería en función de las velocidades establecidas y el caudal volumétrico de paso según la ecuación B.1. A partir del área de paso se ha calculado el diámetro de la línea tal como indica la ecuación B.2.

$$A_{paso} = \frac{Q}{v} \quad \text{E.B.1}$$

$$A_{paso} = \pi \left(\frac{D}{2}\right)^2 \cdot \frac{1 \text{ in}}{25.4 \text{ mm}} \quad \text{E.B.2}$$

Finalmente se normaliza la tubería siguiendo la estandarización correspondiente al Schedule 40 del material escogido, en este caso A53 B.

La temperatura de diseño de la línea se ha establecido en un incremento de 20°C respecto a la temperatura de operación.

Para la presión de diseño se ha establecido aumentar 1.5 bar a las líneas con presiones menores a 15 bar. A mayores presiones se ha establecido diseñarlas con un 10% más respecto a la presión de operación.

C. CINÉTICA DE REACCIÓN

El modelo utilizado para la cinética de reacción es la utilizada según Simoes y Bouallou (ref. 13). Según el artículo, con un catalizador de Cu/ZnO/Al₂O₃ el modelo que describe con precisión la reacción de síntesis de metanol y la reacción en paralelo es la propuesta por Vanden Bussche and Froment. El modelo asume que el CO₂ es la principal fuente de carbono en la reacción y no causa inhibición directa. Las ecuaciones del modelo son las siguientes:

$$r_{CH_3OH} = \frac{k_1 P_{CO_2} P_{H_2} (1 - \frac{1}{K_{eq1}} \frac{P_{H_2O} P_{CH_3OH}}{P_{H_2}^3 P_{CO_2}})}{\left(1 + k_2 \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}} + k_3 P_{H_2}^{0.5} + k_4 P_{H_2O}\right)^3} \quad \left[\frac{mol}{kg_{cat}s} \right] \quad E.C.1$$

$$r_{RWGS} = \frac{k_5 P_{CO_2} (1 - K_{eq2} \frac{P_{H_2O} P_{CO}}{P_{CO_2} P_{H_2}})}{1 + k_2 \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}} + k_3 P_{H_2}^{0.5} + k_4 P_{H_2O}} \quad \left[\frac{mol}{kg_{cat}s} \right] \quad E.C.2$$

En ambas ecuaciones, la presión es en bar.

Las constantes cinéticas siguen la ecuación de Arrhenius que se muestra a continuación.

$$k_i = A_i \exp\left(\frac{B_i}{RT}\right) \quad E.C.3$$

Tabla C.1 Parámetros A y B (B en J/mol) para las ecuaciones cinéticas.

k _i	Parámetro	Valor
k ₁	A ₁	1.07
	B ₁	40,000
k ₂	A ₂	3,453.38
	B ₂	-
k ₃	A ₃	0.499
	B ₃	17,197
k ₄	A ₄	6.62 · 10 ⁻¹¹
	B ₄	124,119
k ₅	A ₅	1.22 · 10 ¹⁰
	B ₅	-98,084

Por último, las constantes termodinámicas de equilibrio se calculan mediante la E.C.4 y E.C.5, siendo la temperatura expresada en K.

$$\log_{10} K_{eq1} = \frac{3066}{T} - 10.592 \quad E.C.4$$

$$\log_{10} \frac{1}{K_{eq2}} = \frac{2073}{T} - 2.029 \quad E.C.5$$

Para poder utilizar esta cinética, se ha tenido que hacer una adaptación a las ecuaciones para que se adecuen al estándar de ASPEN. Las ecuaciones ajustadas son la E.C.6, E.C.7 y E.C.8. La presión está dada en Pa y la temperatura en K.

$$r_{CH_3OH} = \frac{k_1 P_{CO_2} P_{H_2} - k_6 P_{H_2O} P_{CH_3OH} P_{H_2}^{-2}}{\left(1 + k_2 P_{H_2O} P_{H_2}^{-1} + k_3 P_{H_2}^{0.5} + k_4 P_{H_2O}\right)^3} \quad \left[\frac{kmol}{kg_{cat}s} \right] \quad E.C.6$$

$$r_{RWGS} = \frac{k_5 P_{CO_2} - k_7 P_{H_2O} P_{CO} P_{H_2}^{-1}}{1 + k_2 P_{H_2O} P_{H_2}^{-1} + k_3 P_{H_2}^{0.5} + k_4 P_{H_2O}} \quad \left[\frac{kmol}{kg_{cat}s} \right] \quad E.C.7$$

$$\ln k_i = A_i \frac{B_i}{T} \quad E.C.8$$

Tabla C.2 Parámetros A y B ajustados para las ecuaciones cinéticas

k_i	Parámetro	Valor
k ₁	A ₁	-29.87
	B ₁	4,811.2
k ₂	A ₂	8.147
	B ₂	0
k ₃	A ₃	-6.452
	B ₃	2,068.4
k ₄	A ₄	-34.95
	B ₄	14,928.9
k ₅	A ₅	4.804
	B ₅	-11,797.5
k ₆	A ₆	17.55
	B ₆	-2,249.8
k ₇	A ₇	0.1310
	B ₇	-7,023.5

De esta forma, las ecuaciones y los parámetros están ajustados a las necesidades de ASPEN y se puede simular en el reactor.

D. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DEL REACTOR R-301

En la tabla D.1 se puede observar el análisis de sensibilidad para el diámetro de los tubos. Como se puede observar, aumenta la conversión conforme aumenta el diámetro de los tubos. A partir del diámetro 0.08 m, la producción de metanol no aumenta mucho, aunque la conversión del CO₂ sí que aumenta, indicando que se está produciendo la reacción en paralelo. Se observa que hay un punto máximo de producción de metanol cuando el diámetro de 0.09 y 0.1 m por ello se escoge como diámetro de tubo estos dos valores para el análisis de sensibilidad del número de tubos.

Tabla D.1 Análisis de sensibilidad del reactor con un numero de tubos de 150 y una longitud de 8 metros.

Diámetro	Conversión	Producción de metanol (kg/h)	CO ₂ consumido
0.05	0.047	7,966	11,889.9
0.06	0.068	8,633	12,597.3
0.07	0.105	9,320	13,217.3
0.08	0.225	10,124	13,951.8
0.09	0.488	10,602	14,472.5
0.1	0.573	10,681	14,566.2

A continuación, en la Tabla D.2 se muestran el análisis de sensibilidad del número de tubos del reactor. El análisis de sensibilidad se ha hecho con un numero de tubos de 50 a 150 tubos y un diámetro de 0.09 y 0.1 m. Solo se muestran los valores que produzcan más de 10,000 kg/h de metanol, los valores inferiores a este se descartan. Cabe destacar que el diámetro de 0.09 m no se muestra debido a que la producción es inferior a 10,000 kg/h de metanol utilizando este dimensionado de tubo.

Tabla D.2 Análisis de sensibilidad del reactor variando el número de tubos, con un diámetro de tubo de 0.1 m y longitud de tubo de 8 m. Metanol producido y consumo de CO₂ en kg/h, volumen del reactor en m³ y los aumentos en %.

Numero de tubos	Conversión del metanol	Metanol producido	Augmento en la producción	Consumo de CO ₂	Augmento en el consumo	Volumen Reactor
93	0.20	10,016.00	0.34	13,846.46	0.24	5.84
94	0.21	10,055.00	0.39	13,882.35	0.26	5.91
95	0.22	10,091.00	0.36	13,918.68	0.26	5.97
96	0.23	10,126.00	0.35	13,953.21	0.25	6.03
97	0.24	10,160.00	0.33	13,987.60	0.25	6.09
98	0.25	10,185.00	0.25	14,011.86	0.17	6.16
99	0.26	10,226.00	0.40	14,055.18	0.31	6.22
100	0.27	10,260.00	0.33	14,089.73	0.25	6.28
101	0.28	10,292.00	0.31	14,122.89	0.23	6.35
102	0.30	10,321.00	0.28	14,153.78	0.22	6.41
103	0.31	10,350.00	0.28	14,185.31	0.22	6.47
104	0.33	10,376.00	0.25	14,214.09	0.20	6.53
105	0.34	10,401.00	0.24	14,241.65	0.19	6.60
106	0.36	10,431.00	0.29	14,273.99	0.23	6.66
107	0.37	10,452.00	0.20	14,298.33	0.17	6.72
108	0.38	10,472.00	0.19	14,321.12	0.16	6.79
109	0.40	10,489.00	0.16	14,341.51	0.14	6.85
110	0.41	10,505.00	0.15	14,359.21	0.12	6.91
111	0.42	10,517.00	0.11	14,372.43	0.09	6.97
112	0.43	10,531.00	0.13	14,388.37	0.11	7.04
113	0.44	10,541.00	0.09	14,400.56	0.08	7.10
114	0.44	10,551.00	0.09	14,412.12	0.08	7.16
115	0.45	10,560.00	0.09	14,422.86	0.07	7.23
116	0.46	10,569.00	0.09	14,432.50	0.07	7.29
117	0.46	10,575.00	0.06	14,440.14	0.05	7.35
118	0.47	10,581.00	0.06	14,447.00	0.05	7.41
119	0.48	10,587.00	0.06	14,453.40	0.04	7.48
120	0.48	10,594.00	0.07	14,462.53	0.06	7.54
121	0.49	10,599.00	0.05	14,468.47	0.04	7.60
122	0.49	10,604.00	0.05	14,474.28	0.04	7.67
123	0.50	10,610.00	0.06	14,480.82	0.05	7.73
124	0.50	10,615.00	0.05	14,486.46	0.04	7.79
125	0.50	10,618.00	0.03	14,490.46	0.03	7.85

Tabla D.3 Continuación de la Tabla D.2

Numero de tubos	X	Metanol producido	Augmento en la producción	Consumo de CO ₂	Augmento en el consumo	Volumen Reactor
126	0.51	10,622.00	0.04	14,494.40	0.03	7.92
127	0.51	10,625.00	0.03	14,499.16	0.03	7.98
128	0.52	10,630.00	0.05	14,504.58	0.04	8.04
129	0.52	10,633.00	0.03	14,507.80	0.02	8.11
130	0.52	10,635.00	0.02	14,509.68	0.01	8.17
131	0.53	10,639.00	0.04	14,515.15	0.04	8.23
132	0.53	10,640.00	0.01	14,516.22	0.01	8.29
133	0.53	10,644.00	0.04	14,520.94	0.03	8.36
134	0.54	10,648.00	0.04	14,525.57	0.03	8.42
135	0.54	10,650.00	0.02	14,527.96	0.02	8.48
136	0.54	10,653.00	0.03	14,531.91	0.03	8.55
137	0.54	10,655.00	0.02	14,534.90	0.02	8.61
138	0.55	10,658.00	0.03	14,537.82	0.02	8.67
139	0.55	10,659.00	0.01	14,539.55	0.01	8.73
140	0.55	10,662.00	0.03	14,542.11	0.02	8.80
141	0.55	10,665.00	0.03	14,545.98	0.03	8.86
142	0.56	10,667.00	0.02	14,549.33	0.02	8.92
143	0.56	10,670.00	0.03	14,552.03	0.02	8.98
144	0.56	10,672.00	0.02	14,554.35	0.02	9.05
145	0.56	10,673.00	0.01	14,555.75	0.01	9.11
146	0.56	10,674.00	0.01	14,556.61	0.01	9.17
147	0.57	10,676.00	0.02	14,560.02	0.02	9.24
148	0.57	10,678.00	0.02	14,560.97	0.01	9.30
149	0.57	10,680.00	0.02	14,564.90	0.03	9.36
150	0.57	10,682.00	0.02	14,566.18	0.01	9.42

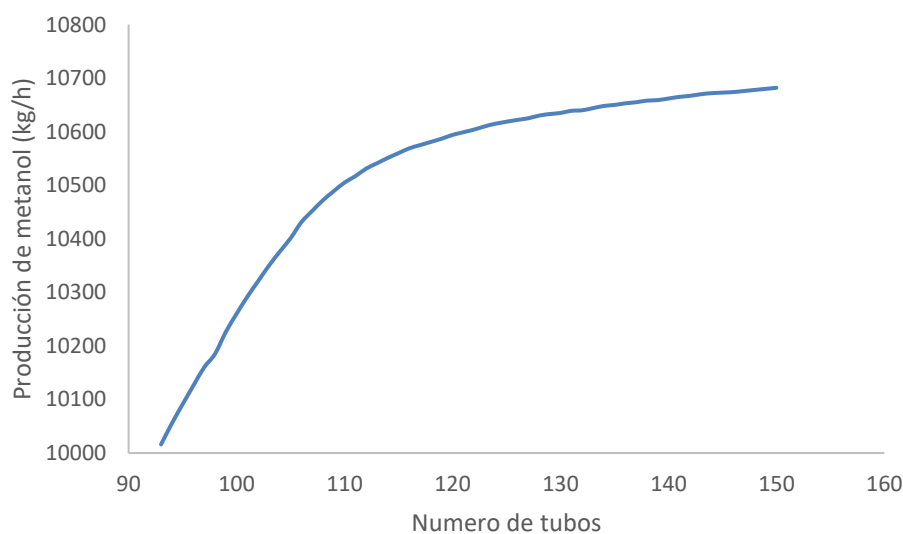


Figura D.1 Producción de metanol según el número de tubos en el reactor

Como se puede observar en la Figura D.1, hay un punto máximo en que aumentar el número de tubos hace que el aumento de producción de metanol varíe despreciablemente. Por ello se escoge un número de tubos de 110. Con este número de tubos se consigue una producción de metanol de aproximadamente 10,505 kg/h de metanol.

E. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DEL DEPÓSITO F-601

A continuación, se muestra el análisis de sensibilidad del último depósito donde se ha variado la presión de 0.5 bar hasta 1 bar y la temperatura de 20 hasta 60°C. Se han descartado los valores que den una fracción en la salida de metanol inferior al 99.5%. Además, se han descartados los valores donde se pierdan más de 200 kg/h de metanol. En todos los casos que se observan en la tabla E.1 la pureza del metanol en la salida es del 99.5%.

Tabla E.1 Análisis de sensibilidad del depósito.

Presión (bar)	Temperatura (°C)	Metanol producido (kg/h)	Metanol perdido (kg/h)
0.50	41	10,314.29	109.42
0.50	42	10,291.75	131.96
0.50	43	10,261.64	162.07
0.51	42	10,301.91	121.80
0.51	43	10,275.33	148.38
0.51	44	10,238.98	184.73
0.52	43	10,287.20	136.51
0.52	44	10,255.38	168.33
0.53	43	10,297.57	126.14
0.53	44	10,269.45	154.26
0.53	45	10,230.71	193.00
0.54	44	10,281.66	142.05
0.54	45	10,247.73	175.98
0.55	44	10,292.35	131.36
0.55	45	10,262.35	161.36
0.56	45	10,275.04	148.67
0.56	46	10,238.49	185.22
0.57	45	10,286.16	137.55
0.57	46	10,253.85	169.86
0.58	45	10,295.99	127.72
0.58	46	10,267.19	156.52
0.58	47	10,227.43	196.28
0.59	46	10,278.87	144.84
0.59	47	10,243.75	179.96
0.60	46	10,289.19	134.52
0.60	47	10,257.91	165.79
0.61	47	10,270.31	153.40
0.61	48	10,231.76	191.95
0.62	47	10,281.26	142.45
0.62	48	10,246.98	176.73
0.63	48	10,260.28	163.43
0.64	48	10,272.00	151.71
0.64	49	10,234.05	189.66

Tabla E.2 Continuación de la Tabla E.1.

Presión (bar)	Temperatura (°C)	Metanol producido (kg/h)	Metanol perdido (kg/h)
0.65	48	10,282.41	141.30
0.65	49	10,248.48	175.23
0.66	49	10,261.17	162.54
0.67	49	10,272.42	151.29
0.67	50	10,234.55	189.16
0.68	50	10,248.45	175.26
0.69	50	10,260.74	162.97
0.70	50	10,271.69	152.02
0.70	51	10,233.43	190.28
0.71	51	10,247.01	176.70
0.72	51	10,259.08	164.63
0.73	52	10,230.76	192.95
0.74	52	10,244.21	179.50
0.75	52	10,256.20	167.51
0.76	53	10,226.55	197.16
0.77	53	10,240.05	183.66
0.78	53	10,252.10	171.61
0.80	54	10,234.46	189.25
0.81	54	10,246.72	176.99
0.83	55	10,227.35	196.36
0.84	55	10,239.95	183.76
0.87	56	10,231.67	192.04

Como se puede observar de la tabla, el mínimo valor de pérdida de metanol por cabeza siguiendo estas condiciones es 109.42 kg/h. Por ello se escoge una presión de 0.70 bar y una temperatura de 50°C. Se asume una pérdida de 150 kg/h de metanol para aumentar la pureza de este, encontrando un punto medio de presión y temperatura de trabajo.

F. DISEÑO DE EQUIPOS

F.1. DISEÑO DE LA ZONA DE COMPRESIÓN

Después de determinar que se necesita un compresor centrífugo multietapa para el diseño del compresor de hidrógeno se especifican los cálculos realizados para saber el número de etapas que se necesitan y la potencia requerida del compresor.

Inicialmente se determina el factor de compresibilidad Z, para ello se calcula la presión y temperatura reducida del gas en la entrada y salida del compresor mediante las siguientes ecuaciones:

$$T_{R,entrada} = \frac{T_{gas,entrada}}{T_{critica}} = \frac{313\text{ K}}{33.15\text{ K}} = 9.45 \quad \text{E.F.1.1}$$

$$T_{R,salida} = \frac{T_{gas,salida}}{T_{critica}} = \frac{473.5\text{ K}}{33.15\text{ K}} = 14.28 \quad \text{E.F.1.2}$$

$$P_{R,entrada} = \frac{P_{gas,entrada}}{P_{critica}} = \frac{2\text{ bar}}{13\text{ bar}} = 0.15 \quad \text{E.F.1.3}$$

$$P_{R,salida} = \frac{P_{gas,salida}}{P_{critica}} = \frac{76\text{ bar}}{13\text{ bar}} = 5.84 \quad \text{E.F.1.4}$$

Según estos valores se encuentran los puntos de compresibilidad a la entrada y salida del compresor con ayuda de la Figura F.1.1.

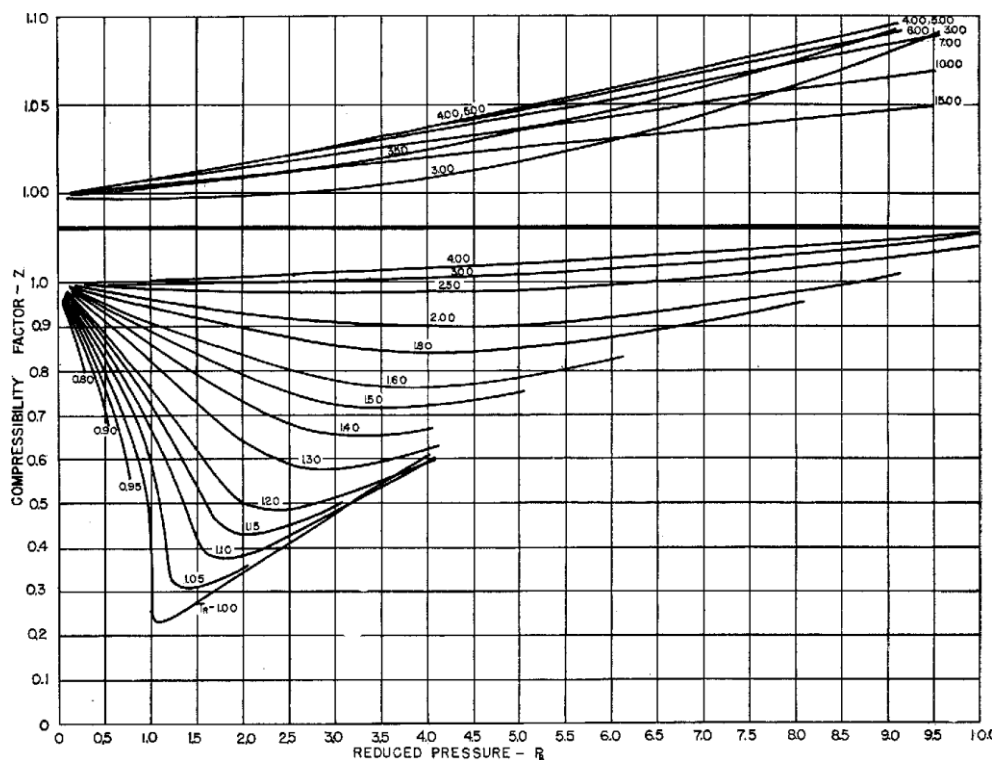


Figura F.1.1. Determinación del factor de compresibilidad según Pr y Tr (ref. 28)

Según la figura anterior, el valor del factor de compresibilidad a la entrada es de 1 aproximadamente y el de la salida de 1.025 aproximadamente. El peor caso sería que el factor de compresibilidad se desviara más del ideal que es 1 por lo que se trabaja con un factor de compresibilidad de 1.025 para realizar los cálculos del compresor a partir del caso más extremo.

Frame	Nominal Flow Range (m ³ /h)	Nominal Max No. of Casing Stages	Max Casing Pressure (bar)	Nominal Speed (r/min)	Nominal Polytropic Efficiency	Nominal H/N ² (per stage)	Maximum Q/N
29M	1 275 - 16 140	10	52	11 500	0.78	2.25 × 10 ⁻⁴	1.403
38M	10 200 - 37 380	9	43	7725	0.79	4.56 × 10 ⁻⁴	4.84
46M	27 200 - 57 750	9	43	6300	0.80	6.84 × 10 ⁻⁴	9.17
60M	42 500 - 98 550	8	23	4700	0.81	11.55 × 10 ⁻⁴	20.97
70M	85 000 - 142 700	8	23	4200	0.81	17.01 × 10 ⁻⁴	33.98
88M	119 000 - 229 400	8	23	3180	0.81	27.3 × 10 ⁻⁴	72.6
103M	186 900 - 272 000	8	3	2800	0.82	34.8 × 10 ⁻⁴	97.
110M	237 900 - 323 000	8	3	2600	0.82	40.2 × 10 ⁻⁴	124.
10MB	150 - 2 700	12	690	18 900	0.77	8.0 × 10 ⁻⁵	0.14
15MB	340 - 4 000	12	690	15 300	0.77	10.8 × 10 ⁻⁵	0.26
20MB	550 - 6 120	12	690	12 400	0.77	18.6 × 10 ⁻⁵	0.48
25MB	850 - 9 345	12	690	10 000	0.78	26.5 × 10 ⁻⁵	0.94
32MB	3 400 - 13 600	10	690	8300	0.78	4.2 × 10 ⁻⁴	1.84
38MB	10 200 - 37 380	9	103	7725	0.79	4.56 × 10 ⁻⁴	4.84
46MB	27 200 - 57 750	9	83	6300	0.79	6.84 × 10 ⁻⁴	9.17
60MB	42 500 - 98 550	8	55	4700	0.80	11.55 × 10 ⁻⁴	20.97
70MB	85 000 - 142 700	8	55	4200	0.80	17.01 × 10 ⁻⁴	33.98

Figura F.1.2. Medidas del compresor en función de sus características básicas

El caudal volumétrico de entrada al compresor es de 1.3·10⁴ m³/h. Se escoge la medida 38 MB con una presión máxima de operación de 103 bar y un máximo de 9 etapas. Se escoge este tipo, ya que la presión que puede soportar la carcasa es mayor que la que se necesita para el proceso (77 bar).

Seguidamente se realiza el cálculo del exponente isoentrópico mediante la E.F.1.5.

$$\frac{n}{n-1} = \left(\frac{k}{k-1}\right) \cdot n_p \tag{E.F.1.5}$$

Donde k es la capacidad calorífica específica que en caso del hidrógeno es de 1.405 y n_p la eficiencia polientrópica del compresor que corresponde a 0.78.

Se obtiene un exponente polientrópico de 1.59. Con este valor y los calculados anteriormente se procede a calcular el cabezal polientrópico.

$$H = \frac{ZRT}{MW} \cdot \frac{n}{n-1} \cdot \left[\frac{P_d}{P_s}^{\frac{n}{n-1}} - 1 \right] \tag{E.F.1.6}$$

Donde Z es el factor de compresibilidad, R la ecuación de los gases ideales en J/mol·K, T

Para calcular el número de etapas que se necesitan para diseñar el compresor se utiliza la siguiente ecuación:

$$\frac{H}{etapa} = \frac{H}{N^2} \cdot N^2 \tag{E.F.1.7}$$

Donde N hace referencia a la velocidad nominal de 7725 rpm del cabezal 38MB.

Se concluye que se necesitan 2,94 etapas, lo que corresponde a 3 etapas de compresión para establecer una presión de descarga de 77 bar.

La potencia requerida para realizar la compresión teniendo en cuenta un 3% de pérdidas de energía se ha calculado siguiendo la siguiente ecuación:

$$P = \frac{m \cdot H}{60000 \cdot n_p} \tag{E.F.1.8}$$

P requerida = 3,410 kW.

Para los compresores de la zona de CO₂, el reciclo del gas de proceso y el aumento de presión de metanol se han seguido los mismos pasos ajustando cada factor de compresibilidad con su respectivo diagrama. Seguidamente se presentan los datos calculados para los compresores de CO₂, reciclo del gas de proceso y compresión de metanol antes del intercambiador E-601.

Tabla F.1.1. Parámetros de compresores calculados.

Parámetros	C-102, C-102, C-103	C-401	C-501
P_{r,entrada}	0.095	0.881/5.00	0.012
P_{r,salida}	1.04	1.04/5.92	0.015
T_{r,entrada}	1.03	1.01/9.30	1.41
T_{r,salida}	1.89	1.08/9.91	1.47
Z	0.980	0.766	0.75
Carcasa	25MB	38MB	88MB
Valor de n	1.405	1.51	176
H (Nm/kg)	876	41.5	32M
H/etapa	2.86·10 ⁴	2.72·10 ⁴	2.72·10 ⁴
Etapas	1.00	1.00	1.00
Potencia requerida (kW)	810	900	53.6

En el caso del gas de proceso se tienen dos valores de Pr y Tr de entrada y salida, ya que los gases que componen esta corriente son mayoritariamente CO₂ e H₂. La primera columna corresponde a CO₂ y el H₂ el de la segunda columna.

F.2. DISEÑO DE LOS DEPÓSITOS

Hay tres zonas del proceso donde son necesarios poner depósitos para separar de la corriente, la fase líquida del vapor. Para ello se ha utilizado la guía y teoría del libro *Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant (Fourth Edition)* (ref. 12) para el dimensionamiento de los tres depósitos. Todos los datos se han sacado de ASPEN y se ha supuesto que los tres depósitos están en forma vertical.

Para el diseño de un depósito vertical, se comienza calculando el factor de separación vapor-líquido con la fórmula A.2.1.

$$S.Fac = \frac{W_L}{W_V} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5} \quad \text{E.F.2.1}$$

Donde W es el caudal masico, ρ es la densidad, L es líquido y V es vapor.

A continuación, se calcula el factor de velocidad de vapor mediante las ecuaciones E.F.2.2 y A.2.3 y la velocidad de vapor máxima mediante la ecuación E.F.2.4. Los parámetros para la ecuación E.F.2.3 se encuentra en la Tabla F.2.1.

$$X = \ln(S.Fac) \quad \text{E.F.2.2}$$

$$K_V = \exp(A + BX + CX^2 + DX^3 + EX^4 + FX^5) \quad \text{E.F.2.3}$$

$$V_{max} = K_V \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5} \quad \text{E.F.2.4}$$

Tabla F.2.1 Parámetros para la ecuación E.F.2.3

Parámetro	Valor
A	-1.942936
B	-0.814894
C	-0.179390
D	-0.0123790
E	0.000386235
F	0.000259550

Mediante la ecuación A.2.5 se calcula la mínima sección que debe tener el depósito.

$$A_V = \frac{Q_V}{v_{max}} \quad \text{E.F.2.5}$$

Donde Q es el cabal volumétrico sacado de ASPEN.

Con este valor de área, se calcula el diámetro del depósito mediante la ecuación E.F.2.6.

$$D_{min} = \left(\frac{4A_v}{\pi}\right)^{0.5} \tag{E.F.2.6}$$

Con este valor de diámetro, se aproxima a el siguiente valor más próximo a un múltiplo de 6 in para estandarizar el diámetro.

Se calcula el área final del depósito con el nuevo diámetro mediante la ecuación E.F.2.7

$$Area = \frac{\pi D^2}{4} \tag{E.F.2.7}$$

Para la altura del vapor se supone que son necesarios 48 in y para la altura entre la entrada de la mezcla al depósito y el nivel máximo de líquido son 18 in.

Con el diámetro estandarizado, se calcula el volumen de líquido suponiendo un tiempo mínimo de 1 minuto de residencia y la altura del líquido mediante la ecuación E.F.2.8 y E.F.2.9.

$$V_L = Q_L \cdot T \tag{E.F.2.8}$$

$$H_L = V_L \left(\frac{4}{\pi D^2}\right) \tag{E.F.2.9}$$

Por último, se comprueba que la relación H/D este entre los valores de 3 a 5. Si está por debajo, se debe aumentar el tiempo de residencia del líquido y si está por encima, el depósito se debe de diseñar en horizontal.

El volumen del depósito se calcula multiplicando el área por la longitud.

En la Tabla F.2.2 se encuentran los valores que se han calculado. Como se puede observar, el depósito F-401 se puede diseñar de manera vertical, aunque se ha tenido que aumentar el tiempo de residencia para que la relación H/D este dentro del rango. En cambio, para los depósitos F-402 y F-403 se debe de diseñar en horizontal porque la relación H/D da mayor a 5 para el mínimo tiempo de residencia.

Tabla F.2.2 Parámetros de los depósitos calculados

Parámetro	F-401	F-402	F-601	Unidades
S.Fac	0.066	1.608	1.606	-
X	-2.712	0.475	0.473	-
K _v	0.439	0.093	0.093	-
V _{max}	3.108	1.959	2.659	ft/s
A _v	6.886	1.287	0.903	ft ²
D _{min}	2.961	1.280	1.072	ft
D	3	1.5	1.5	ft
Área	7.069	1.767	1.767	ft ²
Tiempo de residencia	180	60	60	s
V _L	35.82	11.58	8.1	ft ³
H _L	5.067	6.553	4.584	ft
H total	10.57	12.05	10.08	ft
H total/D	3.52	8.04	6.72	-
Volumen	74.70	-	-	ft ³

Para el diseño de un depósito horizontal, se comienza calculando el factor de velocidad de vapor con las mismas ecuaciones que en el depósito horizontal, E.F.2.1, E.F.2.2, E.F.2.3 y los parámetros de la tabla F.2.1. A continuación, se calcula el factor de velocidad para depósitos horizontales mediante la ecuación E.F.2.10 y la velocidad máxima mediante la ecuación E.F.2.11.

$$K_H = 1.25K_V \tag{E.F.2.10}$$

$$V_{max} = K_H \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}\right)^{0.5} \tag{E.F.2.11}$$

Mediante la ecuación A.2.5 se calcula la sección que ocupa el vapor. Se puede asumir que cuando el depósito está lleno, se puede asumir que el vapor ocupa entre un 15 y un 25% del área transversal. En este caso, se asumirá que ocupa un 20% y mediante la ecuación A.2.12 y A.2.13 se calcula el área y el diámetro totales de los separadores.

$$A_{Total} = \frac{A_V}{0.2} \quad \text{E.F.2.12}$$

$$D = \left(\frac{4A_{Total}}{\pi} \right)^{0.5} \quad \text{E.F.2.13}$$

Se asume que la longitud del depósito es 3.5 veces el diámetro del depósito y se calcula el volumen multiplicando el área total por la longitud.

Por último, se calcula el tiempo de residencia del líquido mediante la ecuación E.F.2.14.

$$T = \frac{A_L \cdot L \cdot \rho_L}{W_L} \quad \text{E.F.2.14}$$

En la Tabla F.2.3 se encuentran los valores calculados, como se puede observar el tiempo de residencia es más o menos igual que el del depósito vertical.

Tabla F.2.3 Parámetros de los depósitos horizontales calculados

Parámetro	F-402	F-601	Unidades
K _H	0.117	0.117	-
V _{max}	2.448	3.323	-
A _V	1.030	0.722	ft ²
A _{Total}	5.151	3.610	ft ²
D	2.561	2.144	ft
L	8.963	7.504	ft
Volumen	46.17	27.09	ft ³
Tiempo residencia	3.19	2.67	Min

F.3. DISEÑO DE LA COLUMNA D-501

Mediante ASPEN se ha comparado los 2 tipos de platos perforados que más se utilizan en la industria, estos son SIEVE y BUBBLE-CAP. En la Tabla F.3.1 se muestra los diámetros que debería de tener la columna para que no haya problemas de inundación.

Tabla F.3.1 Diámetro de plato de la columna con diferente perforación.

Perforado	Diámetro de columna (m)
SIEVE	3
BUBBLE-CAP	3.5

Como se puede observar en la Tabla F.3.1 el diámetro que se necesita de columna es menor para SIEVE que para BUBBLE-CAP, por ese motivo, se escoge SIEVE como plato perforado. Con respecto a la distancia entre platos, esta será de 24 in ya que es la distancia necesaria para que un operario pueda acceder a la columna y realizar las tareas de mantenimiento e inspección.

F.4. GROSOR DE LOS DIFERENTES EQUIPOS

En el proceso de producción de metanol, hay dos diferentes tipos de presión en la que se trabaja, a presión interna donde la presión del recipiente es mayor que la externa y a presión externa donde el recipiente trabaja a una presión inferior a la externa. Los equipos que trabajan a presión interna son el R-301, el F-401, el F-402 y el D-501 y el equipo que trabaja a presión externa es el F-601. El cálculo de los diferentes grosores se ha utilizado el código ASME sección VIII división 1(ref. 11).

A continuación, se muestra la resistencia a la tracción de los dos materiales utilizados. Cabe destacar que el AISI 420 no se ha encontrado el estrés permitido en ASME.

Por ello, este valor se ha calculado con el esfuerzo de tracción del material AISI 420 (ref. 25) entre un factor de seguridad. Según el código ASME sección VIII división 1, este factor de seguridad es de 3.5 (ref. 11).

La temperatura de diseño de los diferentes equipos es sumar a la temperatura de operación 20°C.

En el caso de la presión de diseño, esta es la 1.1 veces la presión de operación o la presión de operación más 2 bar, entre las dos opciones, la que de un valor más elevado es la que se escoge.

Por último, se calcula la presión de prueba, esta se calcula multiplicando 1.3 veces la presión de diseño.

En la tabla F.4.1 se muestran los valores de estrés permitido de los dos materiales a utilizar (ref. 24, 25).

Tabla F.4.1 Estrés permitido en función de la temperatura

Temperatura (°C)	Estrés permitido (MPa)	
	AISI 420	A 106 B
40	512	118
65	512	118
100	512	118
125	512	118
150	512	118
200	512	118
250	493	118
300	482	118
325	476	118
350	469	117

Primero se calculan los grosores de los equipos que trabajan a presión interna.

Para ello, se hace uso de la ecuación E.F.4.1 para el grosor del cilindro, la ecuación E.F.4.2 para los cabezales elipsoidales, estos son utilizados para los equipos que se trabajan a una presión moderada, y la ecuación E.F.4.3 para los cabezales semiesféricos, estos son utilizados para los equipos que trabajan a una presión alta, es el caso del R-301 y F-401.

$$t = \frac{PR}{SE-0.6P} \tag{E.F.4.1}$$

$$t = \frac{PD}{2SE-0.2P} \tag{E.F.4.2}$$

$$t = \frac{PR}{2SE-0.2P} \tag{E.F.4.3}$$

Donde la P es la presión de diseño en MPa, S es el estrés permitido en MPa, E es la eficiencia de soldadura, según el código de diseño, si se realiza un radiografiado parcial, implica una eficiencia de soldadura de 0.85, D y R son el diámetro y radio interior respectivamente en mm y t es el grosor en mm.

A continuación, se indica los cálculos realizados para el grosor del equipo que trabaja a presión externa. Donde para los que trabajan a presión externa, el radiografiado será total y por ello la eficiencia de soldadura es de 1.

Para el cálculo del grosor del cilindro, primero se debe asumir un grosor. A continuación, se debe determinar L/D_e y D_e/t. Donde t es el grosor en mm, D_e es el diámetro exterior, y L se calcula mediante la ecuación E.F.4.4.

$$L = L_{cil} + 2 \left(\frac{R_e}{3} \right) \tag{E.F.4.4}$$

Donde L_{cil} es la longitud del cilindro en mm y R_e el radio exterior del cilindro en mm.

Con los valores L/D_e y D_e/t y la gráfica F.4.1 se encuentra el factor A.

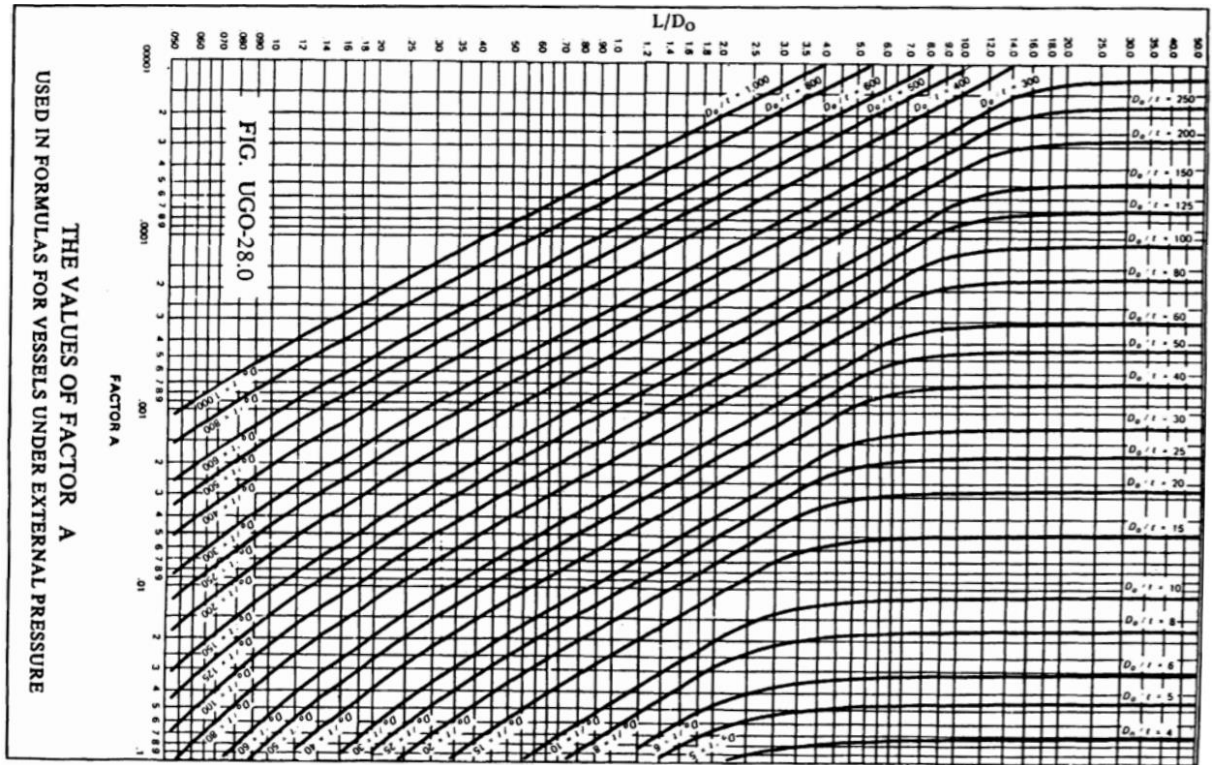


Gráfico F.4.1 Factor A (ref. 11).

Una vez se tiene el factor A, con la gráfica F.4.3 se encuentra el factor B. Si el factor A se encuentra a la izquierda de las temperaturas aplicables se calcula la presión con la ecuación E.F.4.5. Si está en la derecha, se saca el valor de B y mediante la ecuación E.F.4.6 se encuentra la presión de diseño. Si la presión de diseño calculada es inferior a la presión de diseño se recalcula con un grosor diferente.

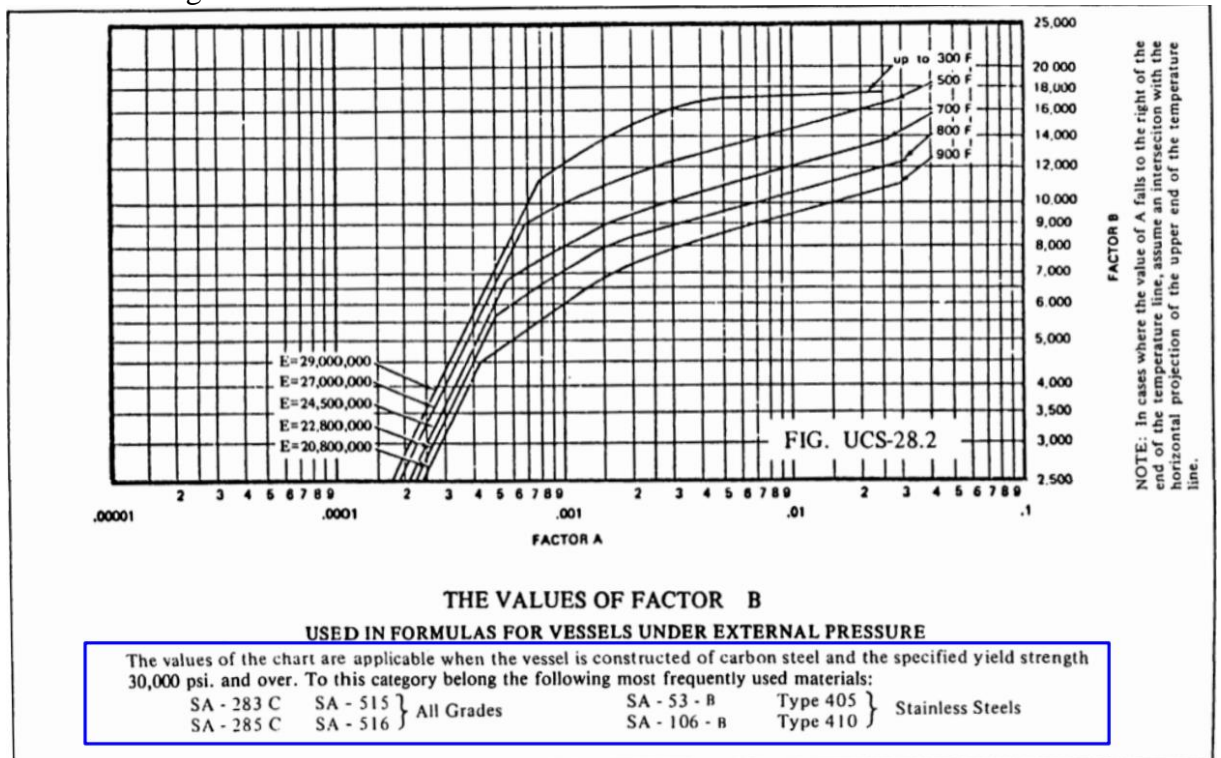


Gráfico F.4.2 Factor B (ref. 11)

$$P_d = \frac{2AE}{3\left(\frac{D_e}{t}\right)} \quad \text{E.F.4.5}$$

$$P_d = \frac{4B}{3\left(\frac{D_e}{t}\right)} \quad \text{E.F.4.6}$$

Donde la P_d está en psig.

Para el caso de los cabezales semiesféricos, se calcula el factor A mediante la ecuación E.F.4.7.

$$A = \frac{0.125}{\left(\frac{R_e}{t}\right)} \quad \text{E.F.4.7}$$

Una vez se tiene el factor A, con la gráfica A.4.2 se encuentra el factor B. Si el factor A se encuentra a la izquierda de las temperaturas aplicables se calcula la presión con la ecuación A.4.8. Si está en la derecha, se saca el valor de B y mediante la ecuación A.4.9 se encuentra la presión de diseño. Si la presión de diseño calculada es inferior a la presión de diseño se recalcula con un grosor diferente.

$$P_d = \frac{0.0625E}{\left(\frac{R_e}{t}\right)^2} \quad \text{E.F.4.8}$$

$$P_d = \frac{B}{\left(\frac{R_e}{t}\right)} \quad \text{E.F.4.9}$$

Una vez se tiene calculada el grosor de los equipos, se le tiene que sumar 3.175 mm por la corrosión.

En la tabla F.4.2 se muestran los resultados para los diferentes equipos.

Tabla F.4.2 Resultado de los grosores de los equipos.

Parámetros	R-301	F-401	F-402	D-501	F-601
Temperatura operación (°C)	306	35	25	100	50
Temperatura de diseño (°C)	326	55	45	120	70
Presión operación (bar)	77	65	1.2	1.2	0.7
Presión diseño (bar)	84.7	71.5	3.2	3.2	2.7
Presión de prueba (bar)	110	93	4.2	4.2	3.5
Cabezal	Semiesfera	Semiesfera	2:1 Elipsoidal	2:1 Elipsoidal	Semiesfera
Grosor cilindro (mm)	-	10.72	3.46	7.97	8.2
Grosor cabezal (mm)	10.46	6.92	3.46	7.66	8.2

El grosor más elevado es el que se utiliza para todo el equipo. Cabe destacar que la carcasa del reactor no se ha calculado el grosor, debido a que no debe soportar presión porque su función es la de aguantar los tubos del reactor.

F.5. PESO DE LOS EQUIPOS

Una vez se tiene el grosor de los equipos, se calcula el peso de los equipos vacíos y llenos de agua.

Con la ecuación E.F.5.1 y E.F.5.2 se muestra la ecuación para calcular el peso del equipo vacío con cabezales semiesféricos y elipsoidal respectivamente.

$$M_{\text{equipo,Semiesfera}} = \pi \cdot \rho_{\text{mat}} \left(\frac{4}{3} (r_e^3 - r_i^3) + (r_e^2 - r_i^2) \cdot L \right) \tag{E.F.5.1}$$

$$M_{\text{equipo,Elipsoidal}} = \pi \cdot \rho_{\text{mat}} \left(\frac{1}{12} (D_e^3 - D_i^3) + (r_e^2 - r_i^2) \cdot L \right) \tag{E.F.5.2}$$

Donde el subíndice “e” es el exterior y “i” es el interior. Todas las unidades son m excepto ρ que está en kg/m³. La densidad del acero inoxidable AISI 420 es de 7723 kg/m³ y la densidad del acero al carbono A 106 B es de 7900 kg/m³.

Una vez se tiene la masa de los equipos, se calcula el peso de los equipos llenos de agua mediante las ecuaciones E.F.5.3 y E.F.5.4 respectivamente.

$$M_{\text{Lleno,Semiesfera}} = M_{\text{equipo,Semiesfera}} + \pi \cdot \rho_{\text{agua}} \left(\frac{4r_i^3}{3} + r_i^2 \cdot L \right) \tag{E.F.5.3}$$

$$M_{\text{Lleno,Elipsoidal}} = M_{\text{equipo,Elipsoidal}} + \pi \cdot \rho_{\text{agua}} \left(\frac{D_i^3}{12} + r_i^2 \cdot L \right) \tag{E.F.5.4}$$

En la tabla F.5.1 se muestra la masa de los diferentes equipos.

Tabla F.5.1 Masa de los diferentes equipos

Parámetro	F-401	F-402	D-501	F-601
M _{Equipo,Vacio} (kg)	991.60	205.32	21933.66	350.84
M _{Equipo,Lleno} (kg)	3480.42	1634.05	278947.36	1182.62

G. HOJA DE ESPECIFICACIONES DE LOS DIFERENTES EQUIPOS

G.1. C-101, C-102 Y C-103

1	PROYECTO	TFG_EQ	ESPECIFICACION	Nº		
2				HOJA Nº	1 de 1	
3	EMPRESA		Compresor	FECHA		
4	FÁBRICA			PREPARADO	Nuria	
5	PLANTA			REVISADO	Alberto	
6				APROBADO	Alberto	
7	ÍTEM	C-101, C-102, C-103	EMPRESA	Nº UNIDADES	1	
8	SERVICIO	Compresor para aumentar la presión de la corriente de H2				
9	GENERAL	DESCRIPCIÓN				
10		CANTIDAD EN OPERACIÓN/RESERVA		1		
11		TIPO		Centrifugo multietapa		
12		TIPO ACCIONAMIENTO		Motor eléctrico		
13	PROPIEDADES FLUIDO	COMPOSICIÓN				
15		Componente 1	H2	100.00	%	
16		Componente 2			%	
17		Componente 3			%	
18		PESO MOLECULAR		2.00	g/mol	
19		DENSIDAD		0.23	kg/m3	
20		VISCOSIDAD		0.01	cP	
21		RELACION CP/CV		1.41		
22	FACTOR DE COMPESIBILIDAD		1.00			
23	OPERACIÓN	Condiciones aspiración				
25		CAUDAL	Normal	13247	Nm ³ /h	
26			Máximo	15897	Nm ³ /h	
27		PRESIÓN ASPIRACIÓN		3.00	kg/cm2	
28		TEMPERATURA ASPIRACIÓN		40.00	°C	
29		Condiciones descarga				
30		PRESIÓN DESCARGA		77.00	kg/cm2	
31		PRESIÓN DIFERENCIAL		74.00	kg/cm2	
32		RENDIMIENTO		79.00	%	
33		POTENCIA (ESTIMADA)		3,855.44	kW	
34	DISEÑO Y PRUEBA	CÓDIGOS				
36		CONDICIONES DE DISEÑO	TEMPERATURA	215	°C	
37			PRESIÓN	85.70	kg/cm2 g	
38			DENSIDAD	0.35	kg/m3	
39		TIPO DE CIERRE	Mecánico de seguridad		A determinar por el fabricante	
40	SISTEMA LUBRIFICACION	A determinar por fabricante				
41	MATERIALES	DESCRIPCIÓN		COMENTARIOS		
44		CUERPO	A 106 B			
45		TUBULADURAS	A 106 B			
46		BRIDAS CUERPO	A 106 B			
47		BRIDAS TUBULADUR.	A 106 B			
48						
49						
50						
51		TORNILLOS/TUERCAS INT.	A determinar por fabricante			
52		TORNILLOS/TUERCAS EXTER.	A determinar por fabricante			
53	JUNTAS INTERIOR	A determinar por fabricante				
54	JUNTAS EXTERNAS	A determinar por fabricante				
55	SOPORTES EXTERIORES	A determinar por fabricante				
56	TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING
58		A	1	Entrada de H2 de proceso (H-1002)	16"	
59		B	1	Salida de la etapa 1 del compresor hacia E-101 (H-1003)	10"	
60		C	1	Entrada de H2 procedente de E-101 (H-1004)	10"	
61		D	1	Salida de la etapa 2 del compresor hacia E-102 (H-1015)	6"	
62		E	1	Entrada de H2 procedente de E-102 (H-1006)	10"	
63		F	1	Salida de compresor hacia reactor (H-1007)	3,5"	
64						
65						
66	NOTAS					
67						
68						
69						

G.2. C-201, C-202 Y C-203

1	PROYECTO	TFG_EQ	ESPECIFICACION		Nº	
2					HOJA Nº	1 de 1
3	EMPRESA		Compresor		FECHA	
4	FÁBRICA				PREPARADO	Nuria
5	PLANTA		EMPRESA		REVISADO	Alberto
6					APROBADO	Alberto
7	ÍTEM	C-201, C-202, C-203			Nº UNIDADES	1
8	SERVICIO	Compresor para aumentar la presión de la corriente de CO2				
9	GENERAL	DESCRIPCIÓN				
10		CANTIDAD EN OPERACIÓN/RESERVA		1		
11		TIPO		Centrifugo multietapa		
12		TIPO ACCIONAMIENTO		Motor eléctrico		
13	PROPIEDADES FLUIDO	COMPOSICIÓN				
14		Componente 1	CO2	99.15	%	
15		Componente 2	CO	0.66	%	
16		Componente 3	H2	0.19	%	
17		PESO MOLECULAR		42.17	g/mol	
18		DENSIDAD		11.67	kg/m3	
19		VISCOSIDAD		0.02	cP	
20		RELACION CP/CV		1.32		
21	FACTOR DE COMPESIBILIDAD		0.97			
22	OPERACIÓN	Condiciones aspiración				
23		CAUDAL	Normal	1304	Nm ³ /h	
24			Máximo	1565	Nm ³ /h	
25		PRESIÓN ASPIRACIÓN		7.00	kg/cm2	
26		TEMPERATURA ASPIRACIÓN		40.00	°C	
27		Condiciones descarga				
28		PRESIÓN DESCARGA		77.00	kg/cm2	
29		PRESIÓN DIFERENCIAL		70.00	kg/cm2	
30		RENDIMIENTO		79.00	%	Por etapa
31		POTENCIA (ESTIMADA)		880.80	kW	
32	DISEÑO Y PRUEBA	CÓDIGOS				
33		CONDICIONES DE DISEÑO	TEMPERATURA	180	°C	
34			PRESIÓN	85.70	kg/cm2	
35			DENSIDAD	154.0373	kg/m3	
36		TIPO DE CIERRE		Mecánico de seguridad	A determinar por el fabricante	
37	SISTEMA LUBRIFICACION		A determinar por fabricante			
38	MATERIALES			DESCRIPCIÓN	COMENTARIOS	
39		CUERPO		A 106 B		
40		TUBULADURAS		A 106 B		
41		BRIDAS CUERPO		A 106 B		
42		BRIDAS TUBULADUR.		A 106 B		
43						
44						
45		TORNILLOS/TUERCAS INT.		A determinar por fabricante		
46		TORNILLOS/TUERCAS EXTER.		A determinar por fabricante		
47		JUNTAS INTERIOR		A determinar por fabricante		
48	JUNTAS EXTERNAS		A determinar por fabricante			
49	SOPORTES EXTERIORES		A determinar por fabricante			
50	TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING
51		A	1	Entrada de CO2 de la etapa 1 de proceso (C-2002)	6"	
52		B	1	Salida de compresor hacia E-201 (C-2003)	3,5"	
53		C	1	Entrada de CO2 procedente de E-201 (C-2004)	3"	
54		D	1	Salida de la etapa 2 del compresor hacia E-202 (C-2015)	2"	
55		E	1	Entrada de CO2 procedente de E-202 (C-2006)	1,5"	
56		F	1	Salida de la etapa 3 compresor hacia reactor (C-2007)	1,5"	
57	NOTAS					
58						
59						
60						

G.3. C-401

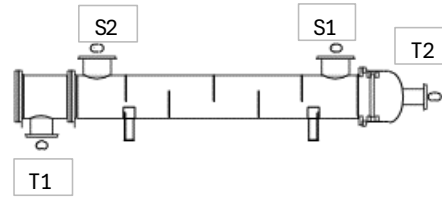
1	PROYECTO	TFG_EQ	ESPECIFICACION		Nº	
2					HOJA Nº	1 de 1
3	EMPRESA		Compresor		FECHA	
4	FÁBRICA				PREPARADO	Nuria
5	PLANTA		EMPRESA		REVISADO	Alberto
6					APROBADO	Alberto
7	ÍTEM	C-401			Nº UNIDADES	1
8	SERVICIO	Compresor para aumentar la presión de la corriente de reciclo				
9	GENERAL	DESCRIPCIÓN				
10		CANTIDAD EN OPERACIÓN/RESERVA		1		
11		TIPO		Centrifugo 1 etapa		
12	TIPO ACCIONAMIENTO		Motor eléctrico			
13						
14	PROPIEDADES FLUIDO	COMPOSICIÓN				
15		Componente 1	CO2	56.36	%	
16		Componente 2	CO	15.07	%	
17		Componente 3	H2	26.62	%	
18		Componente 4	Metanol	1.74		
19		PESO MOLECULAR		42.17	g/mol	
20		DENSIDAD		16.34	kg/m ³	
21		VISCOSIDAD		0.01	cP	
22		RELACION CP/CV		1.41		
23	FACTOR DE COMPESIBILIDAD		1.03			
24	OPERACIÓN	Condiciones aspiración				
25		CAUDAL	Normal	2160	Nm ³ /h	
26			Máximo	2592	Nm ³ /h	
27		PRESIÓN ASPIRACIÓN		65.00	kg/cm ²	
28		TEMPERATURA ASPIRACIÓN		35.00	°C	
29		Condiciones descarga				
30		PRESIÓN DESCARGA		77.00	kg/cm ²	
31		PRESIÓN DIFERENCIAL		12.00	kg/cm ²	
32		RENDIMIENTO		75.00	%	Por etapa
33	POTENCIA (ESTIMADA)		53.98	kW		
34						
35	DISEÑO Y PRUEBA	CÓDIGOS				
36						
37		CONDICIONES DE DISEÑO	TEMPERATURA	75	°C	
38			PRESIÓN	85.70	kg/cm ²	
39			DENSIDAD	18.07806	kg/m ³	
40						
41	TIPO DE CIERRE		Mecánico de seguridad	A determinar por el fabricante		
42	SISTEMA LUBRIFICACION		A determinar por fabricante			
43						
44	MATERIALES			DESCRIPCIÓN	COMENTARIOS	
45		CUERPO		AISI 420		
46		TUBULADURAS		AISI 420		
47		BRIDAS CUERPO		AISI 420		
48		BRIDAS TUBULADUR.		AISI 420		
49						
50						
51						
52	TORNILLOS/TUERCAS INT.		A determinar por fabricante			
53	TORNILLOS/TUERCAS EXTER.		A determinar por fabricante			
54	JUNTAS INTERIOR		A determinar por fabricante			
55	JUNTAS EXTERNAS		A determinar por fabricante			
56	SOPORTES EXTERIORES		A determinar por fabricante			
57						
58	TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING
59		A	1	Entrada reciclo (R-4021)	8"	
60		B	1	Salida de reciclo (R-4022)	8"	
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67	NOTAS					
68						
69						
70						

G.4. C-501

1	PROYECTO	TFG_EQ	ESPECIFICACION		Nº	
2	EMPRESA		Compresor		HOJA Nº	1 de 1
3	FÁBRICA				FECHA	
4	PLANTA		EMPRESA		PREPARADO	Nuria
5	ÍTEM	C-501			REVISADO	Alberto
6	SERVICIO	Compresor para aumentar la presión de la de metanol				
7	GENERAL	DESCRIPCIÓN				
8		CANTIDAD EN OPERACIÓN/RESERVA		1		
9		TIPO		Centrífugo 1 etapa		
10		TIPO ACCIONAMIENTO		Motor eléctrico		
11	PROPIEDADES FLUIDO	COMPOSICIÓN				
12		Componente 1	CO2	0.08	%	
13		Componente 2	Metanol	98.81	%	
14		Componente 3	H2O	0.30	%	
15		PESO MOLECULAR		32.04	g/mol	
16		DENSIDAD		1.33	kg/m3	
17		VISCOSIDAD		0.01	cP	
18		RELACION CP/CV		1.23		
19	FACTOR DE COMPESIBILIDAD		0.98			
20	OPERACIÓN	Condiciones aspiración				
21		CAUDAL	Normal	9095	Nm³/h	
22			Máximo	10914	Nm³/h	
23		PRESIÓN ASPIRACIÓN		1.00	kg/cm2	
24		TEMPERATURA ASPIRACIÓN		65.00	°C	
25		Condiciones descarga				
26		PRESIÓN DESCARGA		1.20	kg/cm2	
27		PRESIÓN DIFERENCIAL		0.20	kg/cm2	
28		RENDIMIENTO		75.00	%	Por etapa
29		POTENCIA (ESTIMADA)		62.39	kW	
30	DISEÑO Y PRUEBA	CÓDIGOS				
31		CONDICIONES DE DISEÑO	TEMPERATURA		100	°C
32			PRESIÓN		2.70	kg/cm2
33			DENSIDAD		1.33	kg/m3
34	TIPO DE CIERRE		Mecánico de seguridad		A determinar por el fabricante	
35	SISTEMA LUBRIFICACION		A determinar por fabricante			
36	MATERIALES	DESCRIPCIÓN			COMENTARIOS	
37		CUERPO			A 106 B	
38		TUBULADURAS			A 106 B	
39		BRIDAS CUERPO			A 106 B	
40		BRIDAS TUBULADUR.			A 106 B	
41						
42		TORNILLOS/TUERCAS INT.			A determinar por fabricante	
43		TORNILLOS/TUERCAS EXTER.			A determinar por fabricante	
44	JUNTAS INTERIOR			A determinar por fabricante		
45	JUNTAS EXTERNAS			A determinar por fabricante		
46	SOPORTES EXTERIORES			A determinar por fabricante		
47	TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING
48		A	1	Entrada metanol ME-5011	16"	
49		B	1	Salida de metanol ME-5012	16"	
50						
51	NOTAS					
52						
53						
54						

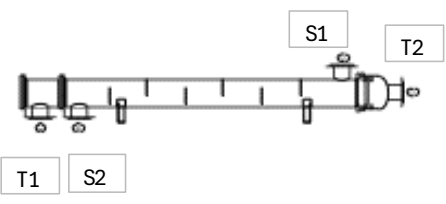

G.5. E-101

1	ITEM No.: E-101					
2	Service: Enfriar el gas que sale del compresor					
3	Type: CES	Position: Horizontal	Total surface / unit: 34		(m ²)	
4	No. Shell: 1					
5	PERFORMANCE OF UNIT					
6		Shell side		Tube side		
7		Inlet	Outlet	Inlet	Outlet	
8	Fluid name	Hidrogeno		Agua de torre		
9	Fluid total flow	2048		111000		
10	Vapour	2048	2048			
11	Liquid			111000	111000	
12	Steam					
13	Water					
14	Temperature	193.8	44.9	32	40.8	
15	Density (L/V)	/0.47	/0.68	987.27/	978.68/	
16	Viscosity (L/V)	/0.0121	/0.0093	0.7863/	0.6609/	
17	Vapour molecular weight	2.02	2.02			
18	Specific heat (L/V)	/3.4733	/3.43	1.0803/	1.0805/	
19	Thermal conductivity (L/V)	/0.217	/0.161	0.53/	0.54/	
20	Latent heat					
21	Inlet pressure	9.218		1.122		
22	Velocity (allowable / calculated)	22.5	17.57	0.95	0.95	
23	Pressure drop (allowable / calculated)	0.041	0.033	0.102	0.042	
24	Fouling resistance	0.00012		0.00029		
25	Heat exchanged:	(kcal/h) 1054655				
26	Heat transfer rate (kcal/h.m ² .°C)	Fouled: 550.6		Clean: 753.9		
27	CONSTRUCTION PER SHELL					
28	Codes: ASME	Shell side	Tube side			
29	Design pressure kg/cm ²	10.54	3.52			
30	Design temperature °C	232.22	232.22			
31	No. of passes	1	1			
32	Stress relief					
33	Radiograph.					
34	Corrosion allowance mm	3.18	3.18			
35	Nozzles	Service	Mark	Dia. (in)	Rating	
36		Entrada H2	S1	10		
37		Salida H2	S2	10		
38		Entrada H2O	T1	8		
39		Salida H2O	T2	8		
40						
41						
42						
43						
44						
45	MATERIALS				SKETCH	
46		Dia.	Thick. (mm.)	Spec. Mat.		
47	Shell:	438	19	A 106 B		
48	Channel:			A 106 B		
49	Tubesheets:			A 106 B		
50	Baffles: n° / mat.	5		A 106 B		
51	Baffles spacing:	438.15	mm.			
52						
53	Tubes:					
54	N°	191				
55	OD	0.75 inches				
56	BWG	14				
57	Length	3048 mm.				
58	Pitch:	23.8 mm.	Cuadrado			
59						
60						
61						
62						
63						
64	NOTES:					
65						
66						
67						
0						
REV		DATE	PREP.	APPR.		



UNIVERSITAT ROVIRAI VIRGILI
 Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química
 Departament d'Enginyeria Química

G.6. E-102

1	ITEM No.: E-102				
2	Service: Enfriar el gas que sale del compresor				
3	Type: CES	Position: Horizontal	Total surface / unit: 36.8		(m ²)
4	No. Shell: 1				
5	PERFORMANCE OF UNIT				
6			Shell side		Tube side
7			Inlet	Outlet	Inlet Outlet
8	Fluid name		Hidrogeno		Agua de torre
9	Fluid total flow	kg/h	2048		128374
10	Vapour	kg/h	2048	2048	
11	Liquid	kg/h			128374 128374
12	Steam	kg/h			
13	Water	kg/h			
14	Temperature	°C	201.2	45	32 40
15	Density (L/V)	kg/m ³	/1.37	/2.03	987.27/ 978.68/
16	Viscosity (L/V)	cP	/0.0123	/0.0094	0.7863/ 0.6711/
17	Vapour molecular weight		2.02	2.02	
18	Specific heat (L/V)	kcal/kg.°C	/3.4777	/3.4419	1.0803/ 1.0805/
19	Thermal conductivity (L/V)	kcal/h.m.°C	/0.217	/0.161	0.53/ 0.54/
20	Latent heat	kcal/kg			
21	Inlet pressure	kg/cm ² (a)	27.555		1.122
22	Velocity (allowable / calculated)	m/s	11.44	6.34	1.43 1.43
23	Pressure drop (allowable / calculated)	kg/cm ²	0.022	0.018	0.102 0.093
24	Fouling resistance	h.m ² .°C/kcal	0.00012		0.00029
25	Heat exchanged:	(kcal/h)	1073758		
26	Heat transfer rate (kcal/h.m ² .°C)	Fouled: 600.3			Clean: 850.2
27	CONSTRUCTION PER SHELL				
28	Codes: ASME	Shell side	Tube side		
29	Design pressure kg/cm ²	30.94	3.52		
30	Design temperature °C	237.78	237.78		
31	No. of passes	1	1		
32	Stress relief				
33	Radiograph.				
34	Corrosion allowance mm	3.18	3.18		
35	Nozzles	Service	Mark	Dia. (in)	Rating
36		Entrada H2	S1	10	
37		Salida H2	S2	10	
38		Entrada H2O	T1	8	
39		Salida H2O	T2	8	
40					
41					
42					
43					
44					
45	MATERIALS			SKETCH	
46		Dia.	Thick. (mm.)	Spec. Mat.	
47	Shell:	387	19	A 106 B	
48	Channel:			A 106 B	
49	Tubesheets:			A 106 B	
50	Baffles: nº / mat.	6		A 106 B	
51	Baffles spacing:	387.35	mm.		
52					
53	Tubes:				
54	Nº	147			
55	OD	0.75 inches			
56	BWG:	14			
57	Length	4267 mm.			
58	Pitch:	23.8 mm.	Cuadrado		
59					
60					
61					
62					
63					
64	NOTES:				
65					
66					
67					
0					
REV.		DATE	PREP.		
					 UNIVERSITAT ROVIRAI VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química


G.7. E-201

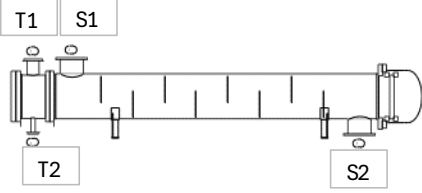
1	ITEM No.: E-201																													
2	Service: Enfriar el gas que sale del compresor																													
3	Type: CES	Position: Horizontal	Total surface / unit: 30.2			(m ²)																								
4	No. Shell: 1																													
5	PERFORMANCE OF UNIT																													
6			Shell side		Tube side																									
7			Inlet	Outlet	Inlet	Outlet																								
8	Fluid name		CO2		Agua de torre																									
9	Fluid total flow	kg/h	15223		44782																									
10	Vapour	kg/h	15223	15223																										
11	Liquid	kg/h			44782	44782																								
12	Steam	kg/h																												
13	Water	kg/h																												
14	Temperature	°C	149.5	45.01	32	40																								
15	Density (L/V)	kg/m ³	/26.05	/36.6	987.27/	979.46/																								
16	Viscosity (L/V)	cP	/0.021	/0.0166	0.7863/	0.6711/																								
17	Vapour molecular weight		42.17	42.17																										
18	Specific heat (L/V)	kcal/kg.°C	/0.2482	/0.24	1.0803/	1.0804/																								
19	Thermal conductivity (L/V)	kcal/h.m.°C	/0.026	/0.018	0.53/	0.54/																								
20	Latent heat	kcal/kg																												
21	Inlet pressure	kg/cm ² (a)	21.455		1.122																									
22	Velocity (allowable / calculated)	m/s	10.83	7.96	0.7	0.7																								
23	Pressure drop (allowable / calculated)	kg/cm ²	0.102	0.091	0.102	0.044																								
24	Fouling resistance	h.m ² .°C/kcal	0.00012		0.00029																									
25	Heat exchanged:		(kcal/h) 386875																											
26	Heat transfer rate (kcal/h.m ² .°C)		Fouled: 287.4		Clean: 334.5																									
27	CONSTRUCTION PER SHELL																													
28	Codes: ASME	Shell side	Tube side																											
29	Design pressure kg/cm ²	23.9	3.52																											
30	Design temperature °C	187.78	187.78																											
31	No. of passes	1	1																											
32	Stress relief																													
33	Radiograph.																													
34	Corrosion allowance mm	3.18	3.18																											
35	Nozzles	Service	Mark	Dia. (in)	Rating																									
36		Entrada CO2	S1	5																										
37		Salida CO2	S2	5																										
38		Entrada H2O	T1	6																										
39		Salida H2O	T2	6																										
40																														
41																														
42																														
43																														
44																														
45	MATERIALS			SKETCH																										
46		Dia.	Thick. (mm.)																											
47	Shell:	337	19																											
48	Channel:																													
49	Tubesheets:																													
50	Baffles: n° / mat.	8																												
51	Baffles spacing:	459.3 mm.																												
52	Tubes:																													
54	N°	105																												
55	OD	0.75 inches																												
56	BWG	14																												
57	Length	4877 mm.																												
58	Pitch:	23.8 mm. Cuadrado																												
59																														
60																														
61																														
62																														
63																														
64	NOTES:																													
65																														
66																														
67																														
0																														
REV	DATE	PREP.	APPR.							<p>UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química</p>																				

G.8. E-202


1	ITEM No.: E-202					
2	Service: Enfriar el gas que sale del compresor					
3	Type: CES	Position: Horizontal		Total surface / unit: 35.5 (m ²)		
4	No. Shell: 1					
5	PERFORMANCE OF UNIT					
6			Shell side		Tube side	
7			Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
8	Fluid name		CO2		Agua de torre	
9	Fluid total flow		15223		58855	
10	Vapour		15223	15223		
11	Liquid				58855	58855
12	Steam					
13	Water					
14	Temperature		157.57	45.03	32	40
15	Density (L/V)		/80.61	/140.54	987.27/	979.46/
16	Viscosity (L/V)		/0.0225	/0.019	0.7863/	0.6711/
17	Vapour molecular weight		42.17	42.17		
18	Specific heat (L/V)		/0.2747	/0.364	1.0803/	1.0804/
19	Thermal conductivity (L/V)		/0.027	/0.018	0.53/	0.539/
20	Latent heat					
21	Inlet pressure		64.266		1.122	
22	Velocity (allowable / calculated)		10.4	9.84	0.68	0.68
23	Pressure drop (allowable / calculated)		0.102	0.055	0.102	0.028
24	Fouling resistance		0.00012		0.00029	
25	Heat exchanged:		508446 (kcal/h)			
26	Heat transfer rate (kcal/h.m².°C)		Fouled: 319.5		Clean: 378.8	
27	CONSTRUCTION PER SHELL					
28	Codes: ASME		Shell side	Tube side		
29	Design pressure	kg/cm ²	71.01	3.52		
30	Design temperature	°C	193.33	193.33		
31	No. of passes		1	1		
32	Stress relief					
33	Radiograph.					
34	Corrosion allowance	mm	3.18	3.18		
35	Nozzles	Service	Mark	Dia. (in)	Rating	
36		Entrada CO2	S1	3		
37		Salida CO2	S2	2.5		
38		Entrada H2O	T1	8		
39		Salida H2O	T2	8		
40						
41						
42						
43						
44						
45	MATERIALS					
46		Dia.	Thick. (mm.)	Spec. Mat.		
47	Shell:	373	33	A 106 B		
48	Channel:			A 106 B		
49	Tubesheets:			A 106 B		
50	Baffles: n° / mat.	14		A 106 B		
51	Baffles spacing:	254 mm.				
52						
53	Tubes:					
54	N°	142				
55	OD	0.75 inches				
56	BWG:	14				
57	Length	4267 mm.				
58	Pitch:	23.81 mm. Cuadrado				
59						
60						
61						
62						
63						
64	NOTES:					
65						
66						
67						
0						
REV.		DATE	PREP.	APPR.		
			SKETCH			
			UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química			

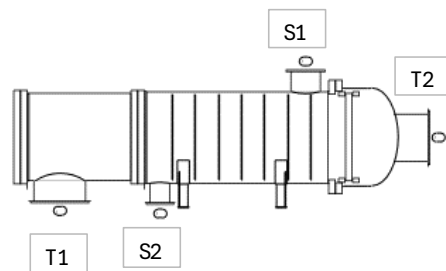
G.9. E-301

1	ITEM No.: E-301				
2	Service: Calentar el gas que entra al reactor				
3	Type: CES	Position: Horizontal	Total surface / unit: 105		(m ²)
4	No. Shell: 1				
5	PERFORMANCE OF UNIT				
6			Shell side		Tube side
7			Inlet	Outlet	Inlet Outlet
8	Fluid name		SYNGAS		Vapor de alta
9	Fluid total flow	kg/h	52555		15192
10	Vapour	kg/h	52555	52555	15192
11	Liquid	kg/h			15192
12	Steam	kg/h			
13	Water	kg/h			
14	Temperature	°C	72.59	210	230 228
15	Density (L/V)	kg/m ³	/20.38	/14.57	/13.6 765.45/
16	Viscosity (L/V)	cP	/0.0148	/0.0187	/0.0179 0.1182/
17	Vapour molecular weight		7.84	7.84	18.02
18	Specific heat (L/V)	kcal/kg.°C	/0.9532	/0.9623	/0.539 1.2983/
19	Thermal conductivity (L/V)	kcal/h.m.°C	/0.131	/0.172	/0.032 0.553/
20	Latent heat	kcal/kg			449.32
21	Inlet pressure	kg/cm ² (a)	78.518		28.55
22	Velocity (allowable / calculated)	m/s	10.46	8.48	9.65 4.91
23	Pressure drop (allowable / calculated)	kg/cm ²	1.02	0.433	1.02 0.102
24	Fouling resistance	h.m ² .°C/kcal	0.00012		0.00035
25	Heat exchanged:		(kcal/h) 6864592		
26	Heat transfer rate (kcal/h.m ² .°C)		Fouled: 989.7	Clean: 2242.1	
27	CONSTRUCTION PER SHELL				
28	Codes: ASME	Shell side	Tube side		
29	Design pressure kg/cm ²	86.478	31.638		
30	Design temperature °C	270	270		
31	No. of passes	1	2		
32	Stress relief				
33	Radiograph.				
34	Corrosion allowance mm	3.18	3.18		
35	Nozzles	Service	Mark	Dia. (in)	Rating
36		Entrada SYNGAS	S1	12	
37		Salida SYNGAS	S2	14	
38		Entrada Vapor	T1	8	
39		Salida H2O	T2	1	
40-44					
45	MATERIALS			SKETCH	
46		Dia.	Thick. (mm.)	Spec. Mat.	
47	Shell:	584	51	A 420	
48	Channel:			A 420	
49	Tubesheets:			A 420	
50	Baffles: nº / mat.	8		A 420	
51	Baffles spacing:	444.5 mm.			
52	Tubes:				
54	Nº	378			
55	OD	0.75 inches			
56	BWG	14			
57	Length	4877 mm.			
58	Pitch:	23.8 mm. Triangular rotado			
59-63					
64	NOTES:				
65-67					
REV.		DATE	PREP.	APPR.	
0				 UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química	



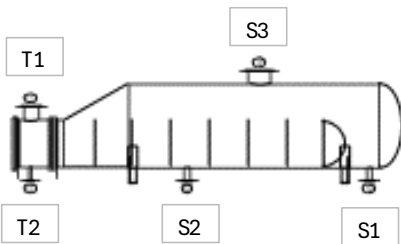
G.10. E-302

1	ITEM No.: E-302					
2	Service: Enfriar el gas que sale del reactor					
3	Type: CES	Position: Horizontal	Total surface / unit: 303	(m ²)		
4	No. Shell: 1					
5	PERFORMANCE OF UNIT					
6			Shell side		Tube side	
7			Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
8	Fluid name		Gas reaccionado		Agua enfriada	
9	Fluid total flow	kg/h	52555		1777454	
10	Vapour	kg/h	17078	163		
11	Liquid	kg/h		16915	1777454	1777454
12	Steam	kg/h	35477	35477		
13	Water	kg/h				
14	Temperature	°C	306.87	35.03	5	15
15	Density (L/V)	kg/m ³	/11.69	838/16.71	1013.14/	1003.65/
16	Viscosity (L/V)	cP	/0.022	0.578/0.013	1.4836/	1.1497/
17	Vapour molecular weight		8.69	6.67		
18	Specific heat (L/V)	kcal/kg.°C	/0.9249	0.929/1.096	1.0837/	1.0817/
19	Thermal conductivity (L/V)	kcal/h.m.°C	/0.178	0.195/0.125	0.496/	0.509/
20	Latent heat	kcal/kg	415.26			
21	Inlet pressure	kg/cm ² (a)	67.3		1.122	
22	Velocity (allowable / calculated)	m/s	9.22	5.47	1.61	1.6
23	Pressure drop (allowable / calculated)	kg/cm ²	1.02	0.172	0.102	0.102
24	Fouling resistance	h.m ² .°C/kcal	0.00012		0.00035	
25	Heat exchanged:	(kcal/h)	19235610			
26	Heat transfer rate (kcal/h.m ² .°C)	Fouled: 713.9			Clean: 1195.7	
27	CONSTRUCTION PER SHELL					
28	Codes: ASME	Shell side	Tube side			
29	Design pressure kg/cm ²	74.525	3.515			
30	Design temperature °C	343.33	343.33			
31	No. of passes	1	1			
32	Stress relief					
33	Radiograph.					
34	Corrosion allowance mm	3.18	3.18			
35	Nozzles	Service	Mark	Dia. (in)	Rating	
36		Entrada Producto	S1	18		
37		Salida Producto	S2	12		
38		Entrada H2O	T1	24		
39		Salida H2O	T2	24		
40						
41						
42						
43						
44						
45	MATERIALS			SKETCH		
46		Dia.	Thick. (mm.)	Spec. Mat.		
47	Shell:	1194	89	A 420		
48	Channel:			A 420		
49	Tubesheets:			A 420		
50	Baffles: n° / mat.	6		A 420		
51	Baffles spacing:	317.5	mm.			
52						
53	Tubes:					
54	N°	1771				
55	OD	0.75 inches				
56	BWG	14				
57	Length	3048 mm.				
58	Pitch:	23.8 mm.	Cuadrado			
59						
60						
61						
62						
63						
64	NOTES:					
65						
66						
67						
0						
REV		DATE	PREP.	APPR.	 UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química	



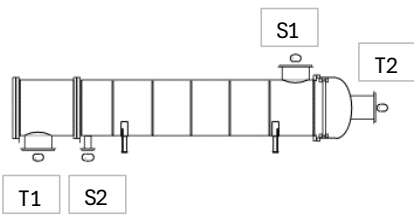
G.11. E-501

1	ITEM No.: E-501				
2	Service: Evaporar parte del liquido que sale por la ultima etapa de la columna				
3	Type: CKU	Position: Horizontal	Total surface / unit: 450	(m ²)	
4	No. Shell: 2				
5	PERFORMANCE OF UNIT				
6		Shell side		Tube side	
7		Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
8	Fluid name	Fondo de columna		Vapor de baja	
9	Fluid total flow	36800		29841	
10	Vapour		30920	29841	
11	Liquid	36800	5880		29841
12	Steam				
13	Water				
14	Temperature	°C	66.7	97.38	128.82 126.14
15	Density (L/V)	kg/m ³	889.89/	911.39/0.68	887.16/1.37 890.13/
16	Viscosity (L/V)	cP	0.4132/	0.29/0.01	0.21/0.01 0.2165/
17	Vapour molecular weight		20.44	18.02	
18	Specific heat (L/V)	kcal/kg.°C	1.00448/	1.09/0.43	1.12/ 1.1176/
19	Thermal conductivity (L/V)	kcal/h.m.°C	0.296/	0.484/0.021	0.59/0.023 0.589/
20	Latent heat	kcal/kg	547.75 539.96		
21	Inlet pressure	kg/cm ² (a)	1.122 2.549		
22	Velocity (allowable / calculated)	m/s	9.14	4.69	47.37 23.72
23	Pressure drop (allowable / calculated)	kg/cm ²	0.102	0.081	0.204 0.191
24	Fouling resistance	h.m ² .°C/kcal	0.00012 0.00029		
25	Heat exchanged:	(kcal/h)	16202640		
26	Heat transfer rate (kcal/h.m ² .°C)	Fouled: 1298.3	Clean: 2564.5		
27	CONSTRUCTION PER SHELL				
28	Codes: ASME	Shell side	Tube side		
29	Design pressure kg/cm ²	3.515	3.515		
30	Design temperature °C	132.22	132.22		
31	No. of passes	1	2		
32	Stress relief				
33	Radiograph.				
34	Corrosion allowance mm	3.18	3.18		
35		Service	Mark	Dia. (in)	Rating
36	Nozzles	Entrada H2O	S1	1.25	
37		Salida Liquido	S2	1.25	
38		Salida Vapor	S3	16	
39		Entrada H2O	T1	10	
40		Salida H2O	T2	2.5	
41					
42					
43					
44					
45	MATERIALS			SKETCH	
46		Dia.	Thick. (mm.)	Spec. Mat.	
47	Shell:	838	22	A 106 B	
48	Channel:			A 106 B	
49	Tubesheets:			A 106 B	
50	Baffles: n° / mat.	0		A 106 B	
51	Baffles spacing:	0	mm.		
52					
53	Tubes:				
54	N°	738			
55	OD	0.75 inches			
56	BWG:	14			
57	Length	4877 mm.			
58	Pitch:	25.4 mm. Cuadrado			
59					
60					
61					
62					
63					
64	NOTES:				
65					
66					
67					
0					
REV.		DATE	PREP.	APPR.	



G.12. E-502

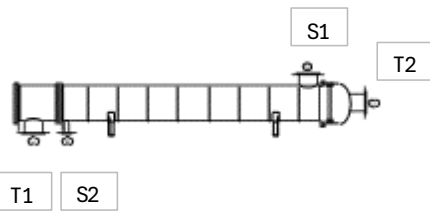
1	ITEM No.: E-502			
2	Service: Condensar el reflujo que sale por cabeza de columna			
3	Type: CES	Position: Horizontal	Total surface / unit: 527 (m ²)	
4	No. Shell: 2			
5	PERFORMANCE OF UNIT			
6		Shell side		Tube side
7		Inlet	Outlet	Inlet Outlet
8	Fluid name	Reflujo		Agua de torre
9	Fluid total flow	kg/h	42074	
10	Vapour	kg/h	42074	
11	Liquid	kg/h	42074	1371144
12	Steam	kg/h		
13	Water	kg/h		
14	Temperature	°C	66.35	63.82 32 40
15	Density (L/V)	kg/m ³	/1.27	745.46/ 987.27/ 979.46/
16	Viscosity (L/V)	cP	/0.0111	0.3477/ 0.7863/ 0.6711/
17	Vapour molecular weight		31.96	
18	Specific heat (L/V)	kcal/kg.°C	/0.3559	0.8732/ 1.0803/ 1.0804/
19	Thermal conductivity (L/V)	kcal/h.m.°C	/0.017	0.163/ 0.53/ 0.539/
20	Latent heat	kcal/kg	279.36	
21	Inlet pressure	kg/cm ² (a)	1.122	
22	Velocity (allowable / calculated)	m/s	24.84	10.64 1.06 1.06
23	Pressure drop (allowable / calculated)	kg/cm ²	0.102	0.099 0.102 0.064
24	Fouling resistance	h.m ² .°C/kcal	0.00012 0.00029	
25	Heat exchanged:	(kcal/h)	11845390	
26	Heat transfer rate (kcal/h.m ² .°C)	Fouled: 863.7	Clean: 1496.9	
27	CONSTRUCTION PER SHELL			
28	Codes: ASME	Shell side	Tube side	
29	Design pressure kg/cm ²	3.515	3.515	
30	Design temperature °C	76.67	76.67	
31	No. of passes	1	1	
32	Stress relief			
33	Radiograph.			
34	Corrosion allowance mm	3.18	3.18	
35		Service	Mark	Dia. (in)
36	Nozzles	Entrada Producto	S1	20
37		Salida Producto	S2	1
38		Entrada H2O	T1	20
39		Salida H2O	T2	20
40				
41				
42				
43				
44				
45	MATERIALS			SKETCH
46		Dia.	Thick. (mm.)	Spec. Mat.
47	Shell:	940	22	A 106 B
48	Channel:			A 106 B
49	Tubesheets:			A 106 B
50	Baffles: n° / mat.	5		A 106 B
51	Baffles spacing:	660.4	mm.	
52				
53	Tubes:			
54	N°	1058		
55	OD	0.75 inches		
56	BWG:	14		
57	Length	4267 mm.		
58	Pitch:	23.8 mm. Cuadrado		
59				
60				
61				
62				
63				
64	NOTES:			
65				
66				
67				
0				
REV		DATE	PREP.	APPR.



UNIVERSITAT ROVIRAI VIRGILI
 Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química
 Departament d'Enginyeria Química


G.13. E-601

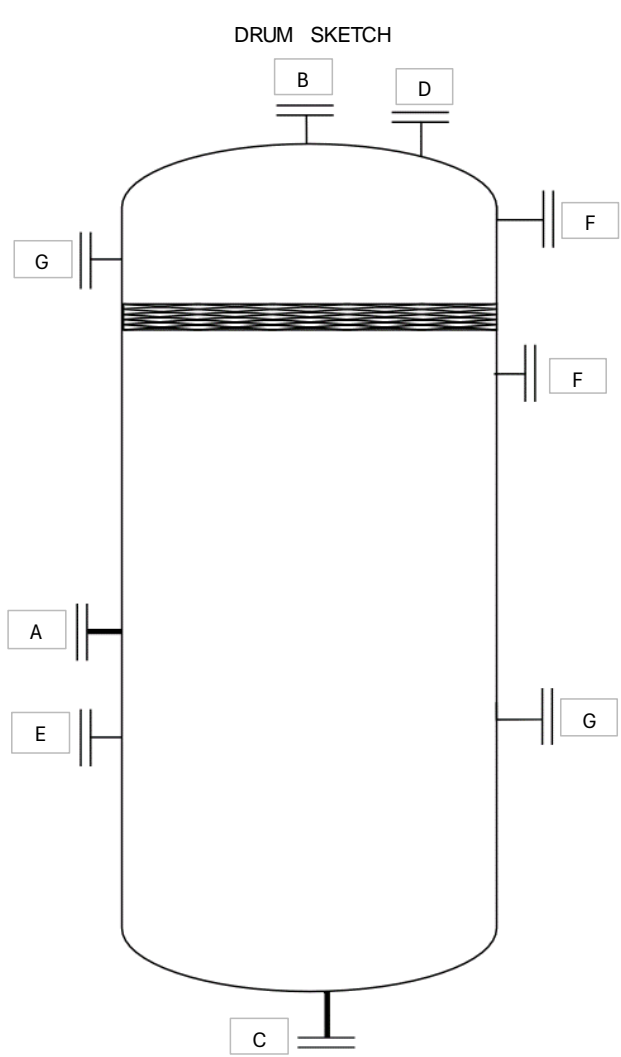
1	ITEM No.: E-601				
2	Service: Condensar parte del gas que sale de la columna				
3	Type: CES	Position: Horizontal	Total surface / unit: 132	(m ²)	
4	No. Shell: 1				
5	PERFORMANCE OF UNIT				
6		Shell side		Tube side	
7		Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
8	Fluid name	Metanol			
9	Fluid total flow	10549		362122	
10	Vapour	10549	78		
11	Liquid		10471	362122	362122
12	Steam				
13	Water				
14	Temperature	°C	79.73	50.46	32
15	Density (L/V)	kg/m ³	/1.33	763/1.56	987.27/
16	Viscosity (L/V)	cP	/0.0116	0.396/0.013	0.7863/
17	Vapour molecular weight		31.95	37.05	
18	Specific heat (L/V)	kcal/kg.°C	/0.3628	0.856/0.274	1.0803/
19	Thermal conductivity (L/V)	kcal/h.m.°C	/0.018	0.164/0.017	0.53/
20	Latent heat	kcal/kg	280.77		
21	Inlet pressure	kg/cm ² (a)	1.224		1.122
22	Velocity (allowable / calculated)	m/s	25.57	10.23	1.29
23	Pressure drop (allowable / calculated)	kg/cm ²	0.204	0.086	0.102
24	Fouling resistance	h.m ² .°C/kcal	0.00012		0.00029
25	Heat exchanged:	(kcal/h)	3128390		
26	Heat transfer rate (kcal/h.m ² .°C)	Fouled: 829	Clean: 1395.5		
27	CONSTRUCTION PER SHELL				
28	Codes: ASME	Shell side	Tube side		
29	Design pressure kg/cm ²	3.515	3.515		
30	Design temperature °C	115.56	115.56		
31	No. of passes	1	1		
32	Stress relief				
33	Radiograph.				
34	Corrosion allowance mm	3.18	3.18		
35		Service	Mark	Dia. (in)	Rating
36	Nozzles	Entrada Producto	S1	14	
37		Salida Producto	S2	2	
38		Entrada H2O	T1	12	
39		Salida H2O	T2	12	
40					
41					
42					
43					
44					
45	MATERIALS			SKETCH	
46		Dia.	Thick. (mm.)	Spec. Mat.	
47	Shell:	635	19	A 106 B	
48	Channel:			A 106 B	
49	Tubesheets:			A 106 B	
50	Baffles: n° / mat.	8		A 106 B	
51	Baffles spacing:	539.75	mm.		
52					
53	Tubes:				
54	N°	461			
55	OD	0.75 inches			
56	BWG:	14			
57	Length	4877 mm.			
58	Pitch:	23.8 mm.	Cuadrado		
59					
60					
61					
62					
63					
64	NOTES:				
65					
66					
67					
0					
REV.		DATE	PREP.	APPR.	




UNIVERSITAT ROVIRAI VIRGILI
 Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química
 Departament d'Enginyeria Química

G.14. F-401


1	GENERAL		Manufacturer:	
2	GENERAL		Item: F-401	
3	GENERAL		Description: Separador de líquidos	Position: <input type="checkbox"/> Horiz. <input checked="" type="checkbox"/> Vertical
4	OPERATING		Product: Metanol	
5	OPERATING		Operating Pressure (eff.)	65 bar
6	OPERATING		Operating Temperature	35 °C
7	OPERATING		Liquid Density	834 kg/m ³
8	DESIGN DATA		Design Pressure (eff.)	71,5 bar
9	DESIGN DATA		Design Temperature	55 °C
10	DESIGN DATA		Hidrostatic Test (eff.)	93 bar
11	DESIGN DATA		Corr. Allow. Shell / Heads	3,18 mm
12	DESIGN DATA		Joint Eff. Shell / Heads	0,85
13	DESIGN DATA		Code: ASME Section VIII - Div1	
14	DESIGN DATA		Radiograph: Si	
15	DESIGN DATA		Stress Relieve:	Yes <input type="checkbox"/> No <input checked="" type="checkbox"/>
16	DESIGN DATA		Seismic: No	
17	DESIGN DATA		Wind Load:	N/m ²
18	DESIGN DATA		Hidrostatic Test (eff.) kg/cm ² g	
19	MATERIALS		Thickness	Mat'l Class
20	MATERIALS		Shell	11 mm
21	MATERIALS		Heads	11 mm
22	MATERIALS		Lining	mm
23	MATERIALS		Nozzle Necks	
24	MATERIALS		Flanges	
25	CONSTRUCTION		Dia.	L / H
26	CONSTRUCTION		Shell	3 ft 3,5
27	CONSTRUCTION		Heads	3 ft 3,5
28	CONSTRUCTION		Insulation:	Yes <input checked="" type="checkbox"/> No <input type="checkbox"/>
29	CONSTRUCTION		Fireproofing:	Yes <input type="checkbox"/> No <input checked="" type="checkbox"/>
30	CONSTRUCTION		Sandblast:	Yes <input type="checkbox"/> No <input checked="" type="checkbox"/>
31	CONSTRUCTION		Paint:	Yes <input checked="" type="checkbox"/> No <input type="checkbox"/>
32	CONSTRUCTION		Demister	Yes <input checked="" type="checkbox"/> No <input type="checkbox"/>
33	CONSTRUCTION		Wt. Empty:	992 kg
34	CONSTRUCTION		Wt. Full Water:	3480 kg
35	NOZZLES		Service	Mark N° Size Rating
36	NOZZLES		Entrada mezcla	A 1 20 "
37	NOZZLES		Salida vapor	B 1 8 "
38	NOZZLES		Salida líquido	C 1 2,5 "
39	NOZZLES		Salida a PSV	D 1 X "
40	NOZZLES		Transmisor nivel	E 1 2 "
41	NOZZLES		Indicador presión	F 2 2 "
42	NOZZLES		Otra salida	G 2 2 "
43	NOZZLES		H	
44	NOZZLES		I	
45	NOZZLES		J	
46	NOZZLES			
47	NOZZLES			
48	NOZZLES			
49	NOZZLES			
50	NOZZLES			
			NOTES: Cabezal extraíble	
			 UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química	
	REV.	DATE	PREP.	APPR.

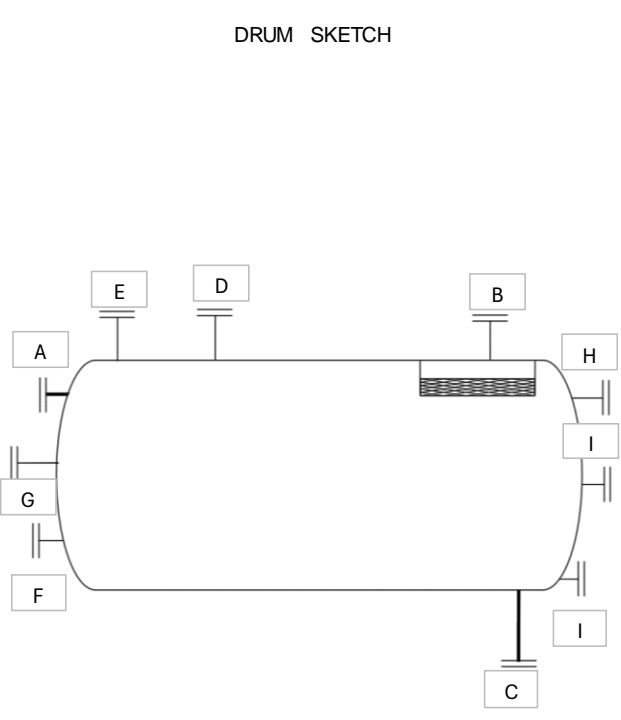


G.15. F-402

1	GENERAL					Manufacturer:					
2	Item:					F-402					
3	Description:				Separador de líquidos		Position:		X Horiz.		Vertical
4	Product:					Metanol					
5	Operating Pressure (eff.)				1,2 bar		<p style="text-align: center;">DRUM SKETCH</p>				
6	Operating Temperature				25 °C						
7	Liquid Density				835 kg/m ³						
8	Design Pressure (eff.)				3,2 bar						
9	Design Temperature				45 °C						
10	Hydrostatic Test (eff.)				4,16 bar						
11	Corr. Allow. Shell / Heads		3,18 mm								
12	Joint Eff. Shell / Heads		0,85								
13	Code:					ASME Section VIII - Div1					
14	Radiograph:					Si					
15	Stress Relieve:				Yes		No		X		
16	Seismic:					No					
17	Wind Load:				N/m ²						
18	Hydrostatic Test (eff.)				kg/cm2g						
19			Thickness		Mat'l Class						
20	Shell		3,5 mm								
21	Heads		3,5 mm								
22	Lining		mm								
23	Nozzle Necks										
24	Flanges										
25			Dia.		L / H		Material				
26	Shell		2,6 ft		3,5		AISI 420				
27	Heads		2,6 ft		3,5		AISI 420				
28	Insulation:				Yes X		No				
29	Fireproofing:				Yes		No X				
30	Sandblast:				Yes		No X				
31	Paint:				Yes X		No				
32	Demister				Yes X		No				
33	Wt. Empty:				205 kg						
34	Wt. Full Water:				1634 kg						
35	Service		Mark Nº		Size		Rating				
36	Entrada mezcla		A 1		10 "						
37	Salida vapor		B 1		2,5 "						
38	Salida líquido		C 1		2,5 "						
39	Salida a PSV		D 1		X "						
40	Transmisor nivel		E 1		2 "						
41	Transmisor presión		F 2		2 "						
42	Otra salida		G 1		2 "						
43			H								
44			I								
45			J								
46						NOTES:					
47						Cabezal extraíble					
48											
49											
50											
0											
REV.	DATE		PREP.		APPR.		UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGLI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química				

G.16. F-601

1	GENERAL	Manufacturer:				
2		Item: F-601				
3		Description: Separador de líquidos		Position:	<input checked="" type="checkbox"/> Horiz.	<input type="checkbox"/> Vertical
4	OPERATING	Product: Metanol				
5		Operating Pressure (eff.)		0,7	bar	
6		Operating Temperature		50	°C	
7		Liquid Density		749	kg/m ³	
8	DESIGN DATA	Design Pressure (eff.)		2,7	bar	
9		Design Temperature		70	°C	
10		Hidrostatic Test (eff.)		3,51	bar	
11		Corr. Allow.	Shell / Heads	3,18	mm	
12		Joint Eff.	Shell / Heads	1		
13		Code: ASME Section VIII - Div1				
14	Radiograph: Si					
15	Stress Relieve:		<input type="checkbox"/> Yes	<input type="checkbox"/> No	<input checked="" type="checkbox"/> X	
16	Seismic: No					
17	Wind Load:			N/m ²		
18	Hidrostatic Test (eff.)			kg/cm2g		
19	MATERIALS		Thickness	Mat'l Class		
20		Shell	8,2 mm			
21		Heads	8,2 mm			
22		Lining	mm			
23		Nozzle Necks				
24	Flanges					
25	CONSTRUCTION		Dia.	L / H	Material	
26		Shell	2,1 ft	3,5	A 106 B	
27		Heads	2,1 ft	3,5	A 106 B	
28		Insulation:		<input type="checkbox"/> Yes	<input checked="" type="checkbox"/> X	<input type="checkbox"/> No
29		Fireproofing:		<input type="checkbox"/> Yes	<input type="checkbox"/> No	<input checked="" type="checkbox"/> X
30		Sandblast:		<input type="checkbox"/> Yes	<input type="checkbox"/> No	<input checked="" type="checkbox"/> X
31	Paint:		<input type="checkbox"/> Yes	<input checked="" type="checkbox"/> X	<input type="checkbox"/> No	
32	Demister		<input type="checkbox"/> Yes	<input checked="" type="checkbox"/> X	<input type="checkbox"/> No	
33	Wt. Empty:		351 kg			
34	Wt. Full Water:		1182 kg			
35	NOZZLES	Service	Mark	Nº	Size	Rating
36		Entrada mezcla	A	1	2 "	
37		Salida vapor	B	1	3 "	
38		Salida líquido	C	1	2 "	
39		Salida a PSV	D	1	X "	
40		Entrada a RV	E	1	X "	
41		Transmisor nivel	F	1	2 "	
42		Transmisor T	G	1	2 "	
43		Transmisor presión	H	1	2 "	
44		Otra salida	I	2	2 "	
45		J				
46						
47						
48						
49						
50						
0						
REV.	DATE	PREP.	APPR.	 UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química		

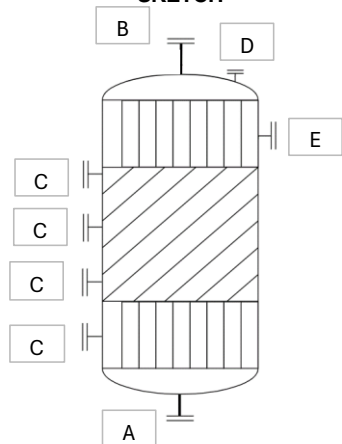


NOTES:
Cabezal extraíble

G.17. R-301

1	ITEM No.: R-301				
2	Service: Reactor flujo piston multitubular con catalizador				
3	Type: -	Position: Verticacel		Total surface / unit: (m ²)	
4	No. Shell:				
5	PERFORMANCE OF UNIT				
6			Shell side		
7			Inlet	Outlet	
8	Fluid name		Gas de sintesis		
9	Fluid total flow	kg/h	52555,2		
10	Vapour	kg/h	52555,2	52555,2	
11	Liquid	kg/h			
12	Steam	kg/h			
13	Water	kg/h			
14	Temperature	°C	210	306,8	
15	Density (L/V)	kg/m ³	/14,44	/13,41	
16	Viscosity (L/V)	cP	/0,018	/0,020	
17	Vapour molecular weight				
18	Specific heat (L/V)	cal/mol.°C			
19	Thermal conductivity (L/V)	kcal/h.m.°C			
20	Latent heat				
21	Inlet pressure	bar	76		
22	Velocity (allowable / calculated)				
23	Pressure drop (allowable / calculated)				
24	Fouling resistance				
25	Heat exchanged: (kcal/h)				
26	Heat transfer rate (kcal/h.m ² .°C)		Fouled:	Clean:	
27	CONSTRUCTION PER SHELL				
28	Codes: ASME		Shell side	Tube side	
29	Design pressure	bar	84	84	
30	Design temperature	°C	326	326	
31	No. of passes		1	1	
32	Stress relief				
33	Radiograph.		0,85	0,85	
34	Corrosion allowance mm		3	3	
35	Nozzles	Service	Mark	nº	Dia. (in)
36		Entrada reactor	A	1	10
37		Salida reactor	B	1	10
38		Transmisor T	C	4	2
39		Salida a PSV	D	1	X
40		Transmisor presion	E	1	2
41					
42					
43					
44					
45	MATERIALS				
46		Dia.	Thick. (mm.)	Spec. Mat.	
47	Shell:	1390	10,5	A 420	
48	Channel:			A 420	
49	Tubesheets:				
50	Baffles: nº / mat.				
51	Baffles spacing: mm.				
52					
53	Tubes:				
54	Nº	110			
55	OD	114,3	mm		
56	SCH	40			
57	Length	8	m		
58	Pitch:	114,3	mm Triangular		
59					
60					
61					
62					
63					
64	NOTES:				
65	Cabezales semiesféricos				
66					
67					
0					
REV.	DATE	PREP.	APPR.		

SKETCH



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

G.18. D-501


1	GENERAL		Manufacturer:									
2			Item:		D-501							
3			Service:		Separar la mayor parte del agua del metanol							
4			Type:		Columna de destilación							
5			Product						<p style="text-align: center;">TOWER SKETCH</p>			
6	OPER. CONDIT.		Temper.		100 °C							
7			Pressure		1,2 bar							
8			Liquid Density		835,2 kg/m ³							
9			Liquid Viscosity		0,674 cP							
10			Tray Number (Bottom Tray=No.1)		58							
11			Tower Inside Diamenter		3 m							
12			Tray Spacing		609,6 mm.							
13	Max. ΔP per Tray		0,003 bar									
14	Minimum Area/Downcomer		0,71 m ²									
15	Valves, Bubble Caps / Tray		Sieve									
16	Perforations / Tray		Perforations									
17												
18	DESIGN DATA		Des.Pr.(eff.)		3,2 bar							
19			Des.Temp.		120 °C							
20			Liquid Density		835,2 kg/m ³							
21			Design Range		%							
22			Hydr. Test		4,2 kg/cm ² g							
23			Code:		ASME							
24			Corr.Allow.mm: Shell / Heads		3 / 3 mm.							
25			Joint Efficiency:		85 %							
26			Stress.Rel.:		Yes X No							
27			Radiograph:		X Yes No							
28			Sandblast:		Yes X No							
29	Paint:		X Yes No									
30	Insulation:		X Yes No									
31	Fireproofing:		Yes X No									
32	Wind Load:		N/m ²									
33	Seismic:		Yes X No									
34	Wt.Empty:		21933 kg									
35	Wt.Full Water:		278947 kg									
36	T R A Y S		Tray No.		Diam.		Spacing		Material			
37			Thru		to							
38			Thru		to							
39			Thru		to							
40			Thru		to							
41	S N A L S		Contact Device:									
42					Bubble Caps		-					
43					Valves		-					
44					Perfor.		Sieve					
45	Packing:		No									
46	Demister:		No									
47	M A T E R I A L				Thick. (mm.)		Mat'l Class					
48			Cylindric		8		A 106 B					
49			Top		8		A 106 B					
50			Bottom		8		A 106 B					
51												
52												
53												
54												
55												
56												
57												
58	N O O Z L E		Service		Mark		No.		Size (in)		Rating	
60			Entrada mezcla columna		A		1		2,5			
61			Salida vapor columna		B		1		24			
62			Entrada reflujo columna		C		1		1			
63			Salida líquido fondo		D		1		1,25			
64			Entrada vapor fondo		E		1		16			
65			Transmisor de nivel		F		2		2			
66			Transmisor de temperatura		G		2		2			
67			Transmisor de presión diferencial		H		3		2			
68			Salida a PSV		I		1		X			
69					J							
70			Q									
71			L									
72	NOTES:											
73												
74												
75												
76												
77												
78												
79	0											
80	REV.		DATE		PREP.		APPR.					
81									<p>UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química</p>			

G.19. PV-403

1	PROYECTO	TFG_EQ	ESPECIFICACIÓN		Nº		
2					HOJA Nº	1 de 1	
3	EMPRESA		Válvula de Control		FECHA		
4	FÁBRICA				PREPARADO	Nuria	
5	PLANTA		EMPRESA		REVISADO	Alberto	
6					APROBADO	Alberto	
7							
8	ITEM	Válvula de reducción de presión PV-403					
9	REFERENCIA P&ID		P&ID 4	PV-403			
10	SERVICIO		Proceso				
11	DIAMETRO LINEA	inch	3"				
12	FASE		Líquida				
13	VAPORIZACION EN VALVULA	(SI/NO)	NO				
14	CAUDAL	NORMAL	kg/h	16864.7			
15	CAUDAL	MINIMO/MAXIMO	kg/h	15178 18551.2			
16	PERDIDA CARGA NORMAL		kg/cm2	8.8			
17	PERDIDA CARGA MINIMA/MAXIMA		kg/cm2	7.92 10.3			
18							
20	PRESIÓN DE ENTRADA		kg/cm2g	10			
21	TEMPERATURA ENTRADA		°C	29			
22							
23	Fase GAS						
24	DENSIDAD		kg/m3				
25	VISCOSIDAD		cP				
26	PESO MOLECULAR						
27	RELACIÓN CP/CV						
28	FACTOR COMPRESIBILIDAD Z						
29							
30	Fase LÍQUIDA						
31	DENSIDAD		kg/m3	839			
32	VISCOSIDAD		cP	0.014			
33	PRESIÓN VAPOR		kg/cm2	0.20793533			
34							
35							
36	VÁLVULA			Pilotada DP			
37	Cv CALCULADO			9.25			
38	Cv INSTALADO			9.3			
39	ESTANQUEIDAD REQUERIDA			100%			
40							
41							
42	Notas						
43	Fabricante Spirax/Sarco: https://content.spiraxsarco.com/-/media/spiraxsarco/international/documents/es/sb/valvulas_reductoras_y_limitadoras_de_presion-sb-gch-29-es.aspx?rev=4f0a4617eaad44c68e595c1b680f7eff						
44							
45							
46							
47							



G.20. BOMBA DE VACÍO

1	PROYECTO	TFG_EQ	ESPECIFICACION		Nº	
2					HOJA Nº	1 de 1
3	EMPRESA		Bomba de anillo líquido		FECHA	
4	FÁBRICA				PREPARADO	Nuria
5	PLANTA		EMPRESA		REVISADO	Alberto
6					APROBADO	Alberto
7	ÍTEM	P-602			Nº UNIDADES	1
8	SERVICIO	Bajada de presión de la línea AT-6101 y el separador F-601				
9	GENERAL	DESCRIPCIÓN				
10		CANTIDAD EN OPERACIÓN/RESERVA			1	
11		TIPO		Bomba de vacío de anillo líquido vectra SX		
12		TIPO ACCIONAMIENTO		motor eléctrico		
13	PROPIEDADES FLUIDO	COMPOSICION				
14			Metanol	67.32	%	
15			CO2	32.50	%	
16			H2O	0.18	%	
17			PESO MOLECULAR	35.01		
18			DENSIDAD	748.68	kg/m ³	
19			VISCOSIDAD	0.01	cP	
20			RELACION CP/CV	1.24		
21		FACTOR DE COMPESIBILIDAD	0.99			
22	OPERACIÓN	Condiciones aspiración				
23			CAUDAL	Normal	244.50	Nm ³ /h
24				Máximo	268.95	Nm ³ /h
25			PRESIÓN ASPIRACION		0.70	kg/cm ²
26			TEMPERATURA ASPIRACION		50°C	°C
27			Condiciones descarga			
28			PRESIÓN DESCARGA		2.16	kg/cm ²
29			PRESIÓN DIFERENCIAL		1.46	kg/cm ²
30			RENDIMIENTO		0.79	%
31		POTENCIA (ESTIMADA)		-	kW	
32	DISEÑO Y PRUEBA	CÓDIGOS				
33		CONDICIONES DE DISEÑO	TEMPERAT.	70	°C	
34			PRESIÓN	3	kg/cm ²	
35		PRUEBA	DENSIDAD	1200	kg/m ³	
36			HIDRÁULICA	3	barg	
37			NEUMÁTICA	-	barg	
38	ESPESOR DE CORROSIÓN		3	mm		
39	MATERIALES	DESCRIPCIÓN			COMENTARIOS	
40		CUERPO		A 106 B		
41		TUBULADURAS		A 106 B		
42		BRIDAS CUERPO		A 106 B		
43		BRIDAS TUBULADUR.		A 106 B		
44						
45						
46		TORNILLOS/TUERCAS INT.		Según fabricante		
47		TORNILLOS/TUERCAS EXTER.		Según fabricante		
48		JUNTAS INTERIOR		Según fabricante		
49	JUNTAS EXTERNAS		Según fabricante			
50	SOPORTES EXTERIORES		Según fabricante			
51	TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING
52		A"	1	Entrada a la bomba de anillo líquido	3"	
53		B"	1	Salida de la bomba de anillo líquido	1 1/2"	
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67	NOTAS	tc-tcm-s-898c-1020_web (1).pdf				
68						
69						
70						

G.21. BOMBA CENTRÍFUGA

1	PROYECTO	TFG_EQ	ESPECIFICACIÓN		N°	
2					HOJA N°	1 de 1
3	EMPRESA		Bombas Centrifuga		FECHA	
4	FÁBRICA				PREPARADO	Nuria
5	PLANTA		Empresa		REVISADO	Alberto
6					APROBADO	Alberto
7	ÍTEM		P-601			
8	SERVICIO		Alimentación del tanque de metanol desde F-601			
9	TIPO		Bomba centrífuga			
10	N° UNIDADES		1.00			
11	CONDICIONES DE OPERACIÓN					
12	CAPACIDAD	NORMAL	17.00	m3/h		
13		DISEÑO	45.00	m3/h		
14	ALTURA DIFERENCIAL		1.50	m.c.l.		
15	PRESIÓN	IMPULSION	3.25	kg/cm2		
16		ASPIRACION	0.70	kg/cm2		
17	FLUIDO	PRODUCTO				
19		SOLIDOS	0.00	% peso		
20		PRES. VAPOR	0.56	bar		
21		TEMPERATURA	50.05	°C		
22		DENSIDAD	762.30	kg/m3		
23		VISCOSIDAD	0.01	cP		
24	NPSH	DISPONIBLE	0.00	m.c.l.		
25		REQUERIDO	-	m.c.l.		
26	RENDIMIENTO		75.00	%		
27	POTENCIA AL EJE		0.98	kW		
28	MOTOR		1.30	kW		
29	OPERACIÓN					
30	CONEXIONES					
31	RATING DE	IMPULSIÓN	150.00	#		
32	LAS BRIDAS	ASPIRACIÓN	150.00	#		
33	TAMAÑO DE	IMPULSIÓN	2.00	inch		
34	LAS BRIDAS	ASPIRACIÓN	1.50	inch		
35	MATERIALES / CONSTRUCCIÓN				COMENTARIOS	
36	CUERPO		A106 B			
37	RODETE	TIPO	De álabes radiales			
38		MATERIAL	A106 B			
39		TAMAÑO	-		inch	
40	EJE		Según fabricante			
41	FUNDA EJE		Según fabricante			
42	CAMISA ESTÁTOR		Según fabricante			
43	COJINETES ROTOR		Según fabricante			
44	COJINETES EJE		Según fabricante			
45	JUNTA		Según fabricante			
46	CIERRE		Según fabricante			
47	OTROS		Según fabricante			
48	ACOPLAMIENTO		Según fabricante			
49						
50		TIPO	Doble cierre mecánico			
57						
58	AISLAMIENTO		No aplica			
59	CODIGO		ANSI B 73.1 STD			
60						
61	TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING
62		A"	1	Entrada a la bomba centrífuga (proceso)	2"	
63		B"	1	Salida de la bomba centrífuga (proceso)	1 1/2"	
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70	NOTAS	CPP Bomba ANSI de Proceso - Ruhrpumpen				
71						
72						
73						



H. METODOLOGÍA CEPCI

Se utiliza el CEPCI para adaptar los precios de los equipos desde el año 2017 a la actualidad. Se utiliza la ecuación E.H.1 Para calcular el precio actualizado por equipo.

$$C_{2024} = C_{2017} \cdot \left(\frac{I_{2024}}{I_{2017}} \right) \quad \text{E.H.1}$$

Donde C_{2024} es el valor del equipo actual, C_{2017} es el valor del equipo en el año de referencia, I_{2017} es el CEPCI del año correspondiente al estudio; 567.2, y I_{2024} es el CEPCI actualizado que corresponde a 800.7.(ref. 38)