






Producció d'hidrogen

Robert Cherta Roig 
Esther López Bueno 
Adrián Olmedo Cirujano 

31 d'agost de 2023

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:Producció d'hidrogen.....

.....

SUBTÍTOL

.....

AUTOR: Robert Cherta Roig, Esther López Bueno, Adrián Olmedo Cirujano.....

CURS ACADÈMIC: 2022/2023.....

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_2306

SI és adequat i en conseqüència recomana la seva defensa no en recomana la defensa per presentar les mancances exposades en el document annex

Signatura:

**Monica
Rosell-
Trillas**Digitally signed
by Monica
Rosell-Trillas
Date: 2023.08.30
15:58:41 +02'00'

Data: 28/08/23

DECLARACIÓ D'ABSÈNCIA DE CONFLICTES DE CONFIDENCIALITATEn/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:

**Monica
Rosell-
Trillas**Digitally signed
by Monica
Rosell-Trillas
Date: 2023.08.30
15:58:54 +02'00'

Data: 28/08/23

Índex

1.	INTRODUCCIÓ	1
2.	ESTUDI PRELIMINAR	1
2.1.	Abast del projecte.....	1
2.2.	Descripció del projecte.....	1
2.3.	Estudi d'alternatives.....	1
2.3.1.	Reformat de hidrocarburs per vapor.....	2
2.3.2.	Oxidació parcial	3
2.3.3.	Gasificació de carbó	4
2.3.4.	Electròlisi de l'aigua	5
2.3.5.	Costos de producció	6
2.3.6.	Comparativa de les alternatives.....	6
2.4.	Planificació del projecte.....	7
3.	BASES DE DISSENY	9
3.1.	Especificacions.....	9
3.2.	Capacitat operativa i factor de servei	11
3.3.	Normes i codis de disseny.....	11
4.	ENGINYERIA BÀSICA	11
4.1.	Diagrama de blocs.....	11
4.2.	Diagrama de procés (PFD).....	11
4.3.	Simulació del procés	21
4.4.	Diagrama de canonades i instrumentació (P&ID)	23
4.5.	Llistat de canonades	34
4.6.	Llistat de la instrumentació	38
4.7.	Disseny de sistema de control.....	42
4.7.1.	Control de pressió de la zona de compressió	42
4.7.2.	Control de temperatura de la segona etapa de compressió.....	42
4.7.3.	Control dels reactors R101 i R102	42
4.7.4.	Control de cabal del <i>prereformer</i>	43
4.7.5.	Control de cabal del <i>reformer</i> (R104)	43
4.7.6.	Control del reactor R104	44
4.7.7.	Control de temperatura de l'intercanviador E101	44
4.7.8.	Control de la temperatura de entrada al R105.....	45
4.7.9.	Control de nivell del separador de condensats S101	45
4.7.10.	Control de temperatura del intercanviador E103	46

4.7.11.	Control de temperatura del intercanviador E104	46
4.7.12.	Control de nivell del separador de condensats S102.....	46
4.7.13.	Control de temperatura de l'aeri E105	47
4.7.14.	Control de temperatura del intercanviador E106	47
4.7.15.	Control de nivell del separador de condensats S103.....	47
4.8.	Disseny d'equips	48
4.8.1.	Reactor R101	50
4.8.2.	Reactor R102.....	50
4.8.3.	Reactor R103.....	51
4.8.4.	Reactor R104.....	51
4.8.5.	Reactor R105.....	52
4.8.6.	Zona de compressió.....	53
4.8.7.	Intercanviador E101	54
4.8.8.	Intercanviador E102	55
4.8.9.	Intercanviador E103	56
4.8.10.	Intercanviador E104	57
4.8.11.	Aeri E105	58
4.8.12.	Intercanviador E106	59
4.8.13.	Separador S101	60
4.8.14.	Separador S102	60
4.8.15.	Separador S103	61
4.9.	Descripció funcional del projecte	62
5.	SEGURETAT	63
5.1.	Anàlisi de risc (HazOp).....	63
5.2.	Equips de seguretat	86
6.	AVALUACIÓ ECONÒMICA.....	86
6.1.	Estudi de viabilitat	86
6.2.	Avaluació global del projecte	87
6.3.	Comparativa de rendibilitat entre l'hidrogen gris i l'hidrogen blau	87
7.	CONCLUSIONS.....	89
8.	BIBLIOGRAFIA.....	90
A.	COMPOSICIÓ ALIMENTACIÓ	94
B.	LLISTAT DE CANONADES	94
C.	MATERIALS	95
D.	DISSENY D'EQUIPS.....	96

D.1. Disseny de la zona de compressió (C101/E100/C102).....	96
D.1.1. C101 i C102.....	96
D.1.2. E100.....	99
D.2. Disseny dels separadors (S101, S102 i S103).....	101
D.2.1. Separador horitzontal (S101).....	102
D.2.2. Separadors verticals (S102 i S103).....	103
D.3. Càlcul de gruixos	104
E. FULLS D'ESPECIFICACIONS	106
E.1. Reactor R101	106
E.2. Reactor R102.....	108
E.3. Reactor R103.....	110
E.4. Reactor R104	112
E.5. Reactor R105	114
E.6. Zona de compressió.....	116
E.6.1. Compressor C101.....	116
E.6.2. Compressor C102.....	117
E.7. Intercanviador E101	118
E.8. Intercanviador E102	122
E.9. Intercanviador E103	126
E.10. Intercanviador E104	130
E.11. Aeri E105	134
E.12. Intercanviador E106	136
E.13. Separador S101.....	140
E.14. Separador S102.....	142
E.15. Separador S103.....	144
F. AVALUACIÓ ECONÒMICA.....	146

1. INTRODUCCIÓ

En resposta a la necessitat de reduir les emissions de carboni i fer ús de fonts d'energia més netes les autoritats mundials i la indústria estan desenvolupant projectes de generació d'hidrogen verd, per fer-lo servir com a font d'energia i per produir altres productes. Arran d'aquesta tendència mundial, la demanda d'hidrogen verd es preveu que augmenti en els anys vinents. El projecte que es presenta estudia els diferents processos per generar hidrogen, analitza les diferències tècniques i econòmiques i, finalment, se centra en el disseny d'una planta de producció d'hidrogen blau. Aquest tipus d'hidrogen es produeix mitjançant la tecnologia de reformat de metà amb captura de carboni.

Durant el desenvolupament del projecte, es realitza el disseny de la planta de producció, així com dels equips principals que la conformen. També es porta a terme el disseny del sistema de control, s'elabora una anàlisi de seguretat de la planta i s'avalua la viabilitat econòmica del projecte.

2. ESTUDI PRELIMINAR

S'ha realitzat un estudi preliminar en el qual s'exposa l'abast, la descripció del projecte i l'anàlisi de diverses alternatives per als diferents processos de producció d'hidrogen. Aquest pas té com a finalitat la selecció d'una d'aquestes opcions, amb la intenció de procedir a un disseny de la planta seleccionada.

2.1. Abast del projecte

L'abast del projecte consisteix a desenvolupar una planta de producció d'hidrogen seguint els principis d'enginyeria bàsica i elaborant el disseny funcional dels equips que la componen. A més, es pretén garantir la seguretat del procés mitjançant la realització d'una anàlisi de riscos (HazOp). Així mateix, s'ha dut a terme un estudi econòmic amb l'objectiu d'avaluar la viabilitat econòmica del procés.

2.2. Descripció del projecte

En aquest projecte es planteja l'estudi dels processos de producció més habituals per obtenir hidrogen. A partir de l'estudi d'alternatives s'escull un dels processos i es realitza el seu disseny.

2.3. Estudi d'alternatives

Els processos de producció d'hidrogen més comuns a la indústria són el gris, el blau i el verd.

En primer lloc, l'hidrogen gris és el més contaminant. Aquest s'obté de fonts fòssils com, per exemple, el gas natural mitjançant la tècnica de reformat per vapor. En aquest procés de producció no es capturen les emissions contaminants i tampoc s'utilitzen energies renovables. Actualment, és el més abundant i el més econòmic, però el cost s'incrementarà a causa dels drets d'emissions de CO₂.

L'hidrogen blau també s'obté a partir de fonts fòssils, però, en aquest cas, l'emissió contaminant és capturada per tal que no arribi a l'atmosfera, per la qual cosa és una producció bastant neta. El procés que s'utilitza és conegut com a ús i emmagatzematge de captura de carboni o CCUS.

L'hidrogen verd es produeix a partir d'energies renovables com poden ser eòlica, fotovoltaica, biomassa, etc., per posteriorment realitzar l'electròlisi de l'aigua. En aquest procés es divideix la molècula d'aigua per obtenir hidrogen i oxigen utilitzant energia elèctrica i, per tant, gairebé no s'emet CO_2 .

A continuació, es presenten els processos més emprats per la producció dels diferents tipus d'hidrogen.

2.3.1. Reformat de hidrocarburs per vapor

El reformat amb vapor de gas natural (SMR) és el procés més utilitzat per produir hidrogen en grans quantitats. El gas natural d'alt contingut de metà, es fa reaccionar amb vapor a temperatures elevades en presència d'un catalitzador de níquel suportat sobre alumini.

El producte de la reacció és el gas de síntesi, una barreja d'hidrogen i monòxid de carboni. Quan l'hidrogen és el producte desitjat, el gas de síntesi del reformador es refreda i s'introdueix en un reactor on el monòxid de carboni reacciona amb el vapor sobre un catalitzador per produir més hidrogen i diòxid de carboni.

El procés es duu a terme mitjançant dues etapes. En la primera, es produeix la reacció de reformat de vapor entre l'aigua i el metà, on s'obtenen com a productes hidrogen i diòxid de carboni, tal com es mostra a la reacció 2.3.1.1.



A la segona etapa, el vapor d'aigua reacciona amb el CO obtingut a la primera etapa a una temperatura de 130°C . De la reacció 2.3.1.2, s'obté hidrogen i diòxid de carboni.



L'hidrogen s'extreu d'aquesta barreja de gasos mitjançant un procés conegut com a adsorció per oscil·lació de pressió (PSA), la qual cosa augmenta l'energia necessària i, per tant, l'emissió de CO_2 . El procés PSA s'utilitza per obtenir una puresa del 99%, tenint un cost de funcionament i manteniment més baix, cosa que sol compensar el cost de capital, més elevat a tot el món.

A la segona fase es produeix una reacció secundària 2.3.1.3 d'on s'obtenen components no desitjats, com són el carbó sòlid i el diòxid de carboni.

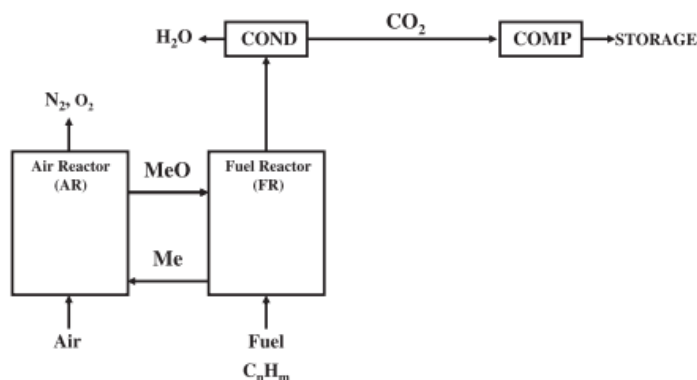


Figura 2.3.1. Diagrama de blocs del procés de reformat del vapor.

Aquest és el procés més utilitzat actualment per produir hidrogen gris, i també blau incorporant una posterior captura del carboni.

En el procés de reformat per vapor, el consum de gas natural i de vapor d'aigua per kg d'hidrogen produït és de 3.50 kg i 18.8 kg, respectivament. L'emissió de CO₂ equivalent a l'atmosfera és de 7.85 kg/kg H₂. El consum elèctric total que requereix el procés té un valor de 1.13 MJ. (ref.1)

2.3.2. Oxidació parcial

Oxidació parcial (POX) és el terme utilitzat quan la matèria primera és gasosa (metà) o líquida (petroli pesat). El procés es realitza a través d'una oxidació parcial on es converteixen hidrocarburs a hidrogen, CO i CO₂ mitjançant reacció amb vapor i oxigen. Aquesta reacció genera una barreja on cal retirar una sèrie de substàncies indesitjables mitjançant tècniques ben desenvolupades.

Poden utilitzar-se com matèries primeres del metà a la nafta. Actualment, és més econòmic emprar el procés SMR per a hidrocarburs de baix cost molecular, com ara el gas natural, i el procés POX per a petrolis pesants.

L'oxidació parcial és una altra via per produir hidrogen. El metà es barreja amb prou oxigen o aire per produir syngas. La reacció es produeix en presència d'un catalitzador a aproximadament 600°C.

Aquest pot ser processat de nou per la reacció 2.3.2 de *water-gas shift reaction* per produir més hidrogen.



Hi ha essencialment tres segments que conformen el POX: la preparació del gas de síntesi, la reacció de canvi aigua-gas i la purificació del gas.

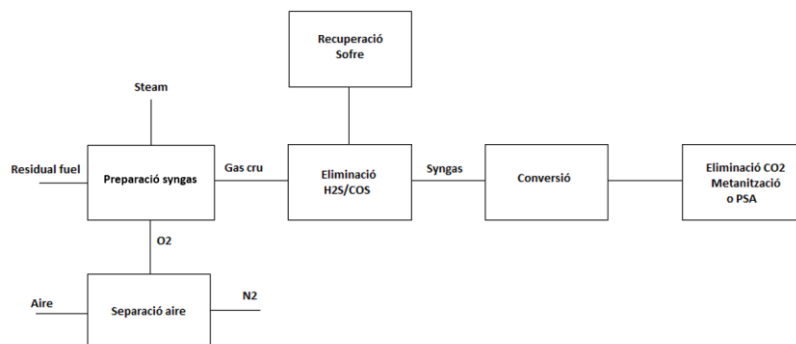


Figura 2.3.2. Diagrama de blocs del procés d'oxidació parcial.

El POX requereix una planta d'oxigen (separació d'aire), un *shift reactor* i unitats de separació de gas més grans que les necessàries per a un procés SMR. Per tant, els requisits de costos de capital són superiors als de la planta SMR comparable. Tot i això, el rendiment d'una planta POX és més gran que el d'una SMR, per la qual cosa l'equilibri entre la inversió de capital i l'eficiència és una qüestió important a l'hora d'avaluar el rendiment d'una planta POX.

S'estan desenvolupant noves tecnologies que podrien reduir el cost del procés POX fins al punt de fer-ho molt competitiu amb el SMR, fins i tot per a hidrocarburs de baix pes molecular.

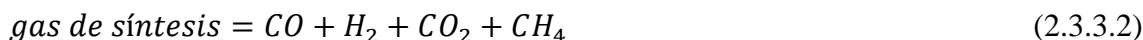
2.3.3. Gasificació de carbó

Igual que l'oxidació, la gasificació produeix hidrogen mitjançant una reacció amb vapor i oxigen a partir d'hidrocarburs. El terme gasificació s'utilitza quan es requereixen matèries primeres sòlides, com ara carbó o biomassa.

Durant el procés el carbó passa a través d'oxigen i vapor d'aigua mentre també s'escalfa. La gasificació, a diferència de la POX, es produeix a una temperatura molt més alta (aproximadament entre 1.100 i 1.300 °C) en absència de catalitzador.

El carbó és el combustible fòssil més utilitzat encara que la gasificació de la biomassa també s'està convertint en una realitat comercial.

L'oxidant subministrat ha de ser insuficient per a l'oxidació (combustió) completa del combustible. Durant la reacció 2.3.3.1, el carbó reacciona amb les molècules de vapor d'aigua i es produeix una barreja gasosa anomenada gas de síntesi, que està formada pels components mostrats a 2.3.3.2.



El gas de síntesi es dessulfura, es desvia i es purifica en etapes posteriors. La necessitat de manipular un combustible sòlid (carbó) i de tractar grans quantitats de cendres fa de la gasificació del carbó un procés molt complex i que augmenten significativament el cost de capital.

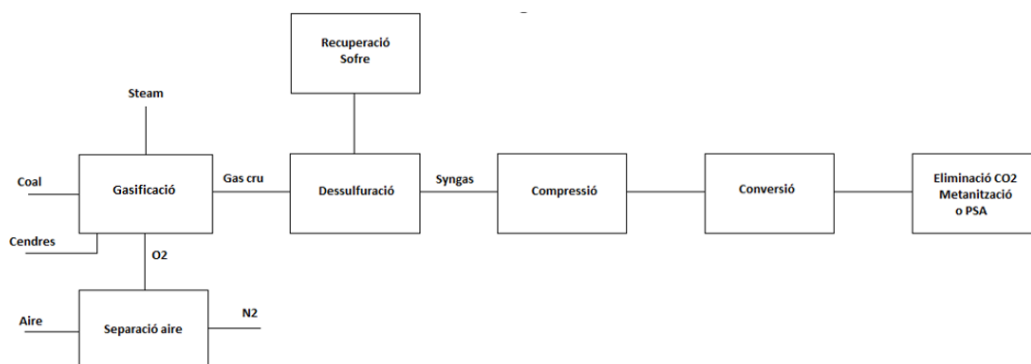


Figura 2.3.3. Diagrama de blocs del procés de gasificació de carbó.

Les emissions de CO₂ que es produeixen en aquest procés tenen un valor de 21.7 kg CO₂/kg H₂, però es pot acoblar un CCUS per tal de reduir les emissions un 76%. El consum elèctric és de 18.9 MJ/kg H₂. (ref. 2)

2.3.4. Electròlisis de l'aigua

La ruta alternativa que s'està promovent amb força és la producció d'hidrogen mitjançant l'electròlisi de l'aigua, especialment si es pot utilitzar electricitat renovable.

L'aigua es pot electrolitzar en una pila electroquímica fent passar corrent continu a través d'ella en presència d'un electròlit adequat, fent que els ions d'hidrogen carregats positivament migrin al càtode carregat negativament, on es redueixen per formar hidrogen. De la mateixa manera, es forma oxigen a l'ànode carregat positivament.

La reacció general 2.3.4.1 es mostra a continuació.



On es produeix la reducció del càtode.



I l'oxidació de l'ànode.

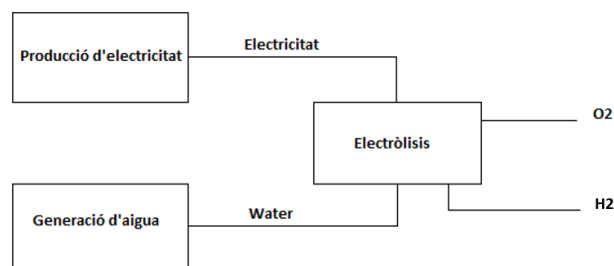


Figura 2.3.4. Diagrama de blocs del procés d'electròlisi.

L'electròlisi no es fa servir actualment per a la producció d'hidrogen a gran escala, però és la principal tecnologia de producció per al subministrament d'hidrogen a les indústries de semiconductors i de processament d'aliments.

Anteriorment, s'ha esmentat que en aquest procés gairebé no es produeixen emissions de CO₂. Això és degut al fet que aquestes es generen en quantitats molt petites. Per exemple, durant la producció mitjançant energia eòlica s'emeten 1.29 kg CO₂ eq/kWh, i en el cas de la fotovoltaica uns 3.38 kg CO₂ eq/kWh. Aquest procés té un consum d'aigua de 15.6 L/kg H₂, i requereix un valor energètic de 57.3 kWh/kg H₂. (ref. 3)

De la producció total d'hidrogen, només el 2-5 % procedeix de l'electròlisi a causa de les limitacions dels costos, però aquesta situació canviarà dràsticament, ja que la tecnologia de l'electròlisi està sent objecte d'un intens desenvolupament per complir els objectius d'emissions.

En l'actualitat, la majoria dels experts estimen que en els pròxims 10 anys els costos de producció d'hidrogen verd, el cost actual dels quals oscil·la al voltant dels 3.5-5 €/kg (ref. 4), descendiran en un 70% o fins i tot més si els preus de l'electricitat procedent de fonts renovables continuen disminuint.

En tot cas, si cap d'aquestes opcions convenç, sempre es poden utilitzar altres fórmules alternatives, com poden ser la producció d'hidrogen a partir de cel·lulosa o el reformat d'etanol i sucres.

2.3.5. Costos de producció

Els paràmetres de costos de capital i d'exploració s'han establert mitjançant estudis bibliogràfics i d'experts (ref. 21). Els processos, la capacitat, els costos d'instal·lacions i de producció s'enumeren a la taula.

Taula 2.3.5. Comparació dels diferents processos de producció. (ref. 21)

Procés	Capacitat (Nm ³ /dia)	Costos d'instal·lacions (\$)	Costos producció (\$/GJ)
Reformació de metà	2.83 M	110 M	6.6
Oxidació parcial	2.83 M	248 M	11.3
Gasificació carbó	2.83 M	400 M	15.9
Electròlisi	2.83 M	250 M	25.8

2.3.6. Comparativa de les alternatives

Encara que són alternatives prometedores, cadascuna consta d'aspectes positius i negatius. En el cas dels processos basats en fonts d'energia renovables no estan del tot desenvolupats des del punt de vista productiu. Per tant, no és viable produir hidrogen en grans quantitats amb aquest conjunt d'alternatives.

Seria més apropiat considerar aquest conjunt d'alternatives en el futur, quan les infraestructures necessàries estiguessin disponibles.

En l'actualitat, aproximadament un 96% de l'hidrogen mundial es produeix a partir de combustibles fòssils, i el reformat de gas natural amb vapor d'aigua és la font principal de producció. El 4% restant es produeix per electròlisi de l'aigua que s'utilitza per a aplicacions que requereixen una gran puresa del gas.

Per ser exactes, al voltant del 48% de la producció de l'hidrogen està basat en el reformat de metà del gas natural mitjançant vapor (SMR), el 30% procedeix del reformat del petroli/nafta a refineries i indústries químiques, un 18% procedeix de processos de gasificació de carbó, un 3.9% de l'electròlisi de l'aigua i un 0.1% d'altres fonts.

Per tant, les tecnologies de producció d'hidrogen a partir de combustibles fòssils, especialment de gas natural, són tecnologies demostrades i actualment en aplicació. Els principals desavantatges que presenten són els que ja es comentaven en apartats anteriors, i les emissions de CO₂. A més que s'estan utilitzant com a primeres matèries recursos consumibles, dels quals es disposa d'unes reserves limitades.

A la taula següent es mostren els costos globals de la producció d'hidrogen segons la seva matèria primera, tecnologia de producció i eficiència, l'estat de l'hidrogen a la distribució i les emissions globals de CO₂ directes.

Taula 2.3.6. Dades obtingudes segons la matèria prima i tecnologia utilitzada en la seva producció. (ref. 34)

Producció i matèries primeres	Estat distribució	Eficiència global (%)	Emissions globals (gCO ₂ /kWh H ₂)	Costos globals (€/kWh H ₂)
Gas Natural-SMR	Comprimat	56-60	377	4.44
	Líquid	42-45	528	3.66
Gas Natural-POX	Comprimat	52	377	4.44
	Líquid	39	528	3.66
Carbó-Gasificació	Comprimat	56	859	5.22
	Líquid	42	1010	4.51
Mix energètic-Electròlisi	-	17-23	-	0.10-0.30

Es presentava un gran interès per al desenvolupament i la utilització de la electròlisi en aquest projecte ja que aquesta no té tant impacte com la resta. Degut a les seves limitacions, als baixos percentatges d'eficiències obtinguts i el seu alt cost, s'ha decidit descartar-la.

La tècnica de gasificació no és molt adequada per a plantes de producció perquè presenten una gran economia d'escala i emissions elevades de CO₂. En el cas de l'oxidació parcial, es pot veure que les seves dades són molt similars a les del reformat amb vapor d'aigua, sent bones opcions.

La font principal de producció d'hidrogen industrial és el gas natural i el mètode més barat el reformat amb vapor d'aigua. A més, ha registrat eficiències de 85% en plantes centralitzades, oferint baixos costos de l'hidrogen produït i convertint-se en la tècnica més viable. Per aquests motius el grup ha escollit dissenyar una planta de producció d'hidrogen mitjançant aquesta tècnica.

2.4. Planificació del projecte

Conegudes les tasques a efectuar, es fa una estimació del temps que implicarà cada tasca per realitzar la planificació i elaborar el diagrama de Gantt, com mostra en la següent figura:

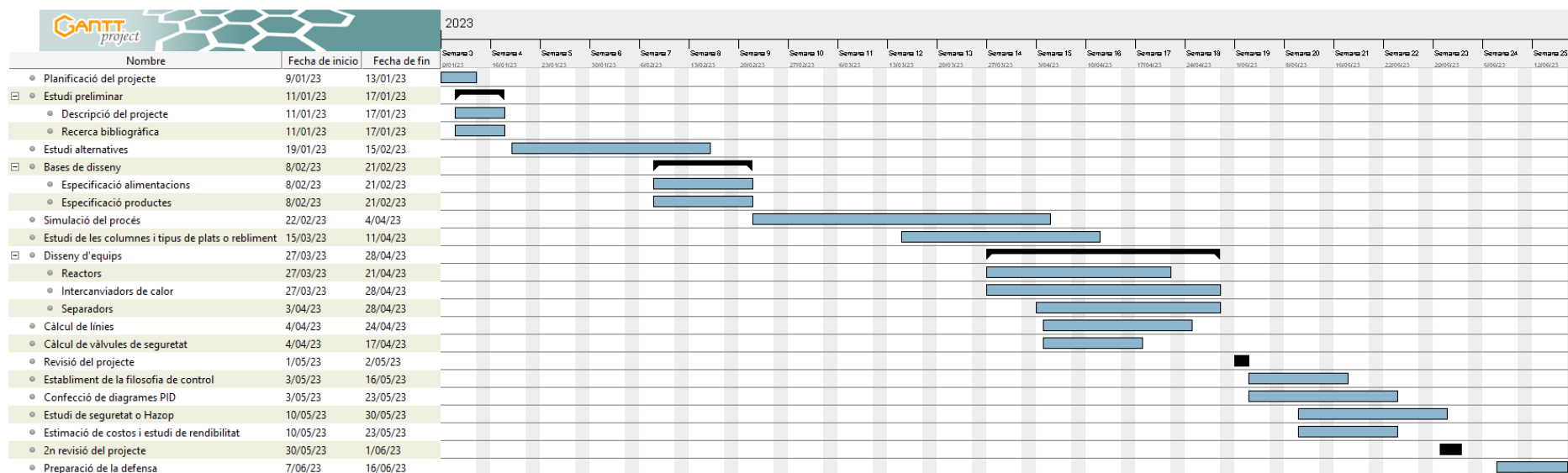


Figura 2.5. Diagrama de Gantt.

3. BASES DE DISSENY

3.1. Especificacions

A continuació es mostren les especificacions dels corrents d'alimentació i altres d'importància.

Taula 3.1.1. Especificacions d'alimentació i productes.

Servei	Valors	Unitats
Alimentació a planta		
Temperatura	25	°C
Pressió	30	bar
Cabal	1513.63	kmol/h
	0.867	CH ₄
	0.076	C ₂ H ₆
	0.022	C ₃ H ₈
	0.002	n-C ₄ H ₁₀
Fraccions molars	0.003	iso-C ₄ H ₁₀
	0.001	iso-C ₅ H ₁₂
	0.014	N ₂
	0.0150	CO ₂
	5	ppms de CH ₃ SH
Traces	5	ppms de C ₂ H ₆ S ₂
	10	ppms de H ₂ S
Forn		
Temperatura aire	30	°C
Pressió aire	1	bar
Excés d'O ₂	10	%
Cabal de sortida	305000	kg/h
Secció de vapor		
Pressió d'alimentació	56	bar
Temperatura d'alimentació	270	°C
Temperatura a reactors	425	°C
Cabal a PSR	4709.04	kmol/h
Cabal a SMR	532	kmol/h
Recicle H₂		
Cabal	75.7	kmol/h

A la Taula 3.1.2 s'indiquen algunes condicions d'operació d'equips que s'utilitzen al llarg del procés.

Taula 3.1.2. Especificacions dels equips.

Servei	Valors	Unitats
Zona de compressió		
Pressió	43	bar
R101		
Temperatura	420	°C
Pressió	42	bar
Flux de calor	0	MW
R102		
Pressió	41.5	bar
Flux de calor	0	MW
R103		
Temperatura	500	°C
Pressió	39.5	bar
Flux de calor	0	MW
R104		
Temperatura alimentació	675	°C
Temperatura operació	875	°C
Pressió	36	bar
R105		
Temperatura	420	°C
Pressió	35	bar
Flux de calor	0	MW
E104		
Temperatura aigua	108	°C
Pressió aigua	1.42	bar
Temperatura de sortida	160	°C
S102		
Temperatura	160	°C
E105		
Temperatura aire	30	°C
Pressió aire	1	bar
Temperatura de sortida	50	°C
E106		
Temperatura aigua de torre	30	°C
Temperatura de retorn	40	°C
Temperatura de sortida	33	°C
S103		
Temperatura	33	°C
VPSA		
Recuperació CO ₂	98	%
Concentració CO ₂	0.95	
Recuperació H ₂	90	%
Concentració H ₂	0.9995	

3.2. Capacitat operativa i factor de servei

Es considera un factor de servei del 95%, és a dir, un funcionament d'unes 8300 hores. Les hores restants són les emprades en parada de la planta i manteniment. Per altra banda, es fixa una capacitat operativa de 74.500 t/any o, cosa que és equivalent, unes 9 t/h.

3.3. Normes i codis de disseny

A continuació es mostren els codis de disseny emprats per al disseny de cada equip del procés..

Taula 3.3. Normes i codis de disseny dels equips.

Codi de disseny	Equips
TEMA (<i>Tubular Exchanger Manufacturers Association</i>) (ref. 5)	E101, E102, E103, E104 i E106
<i>A Practical Guide to Compressor Technology</i> (ref. 6)	C101 i C102
SPE Internacional (<i>Society of Petroleum Engineers</i>) (ref. 7)	S101, S102 i S103
ASME (<i>The American Society of Mechanical Engineers</i>), secció VIII divisió I (ref. 8)	Espressors dels equips
API (<i>American Petroleum Institute</i>) (ref. 9)	E105

4. ENGINYERIA BÀSICA

4.1. Diagrama de blocs

Tot seguit es mostra el diagrama de blocs del procés.

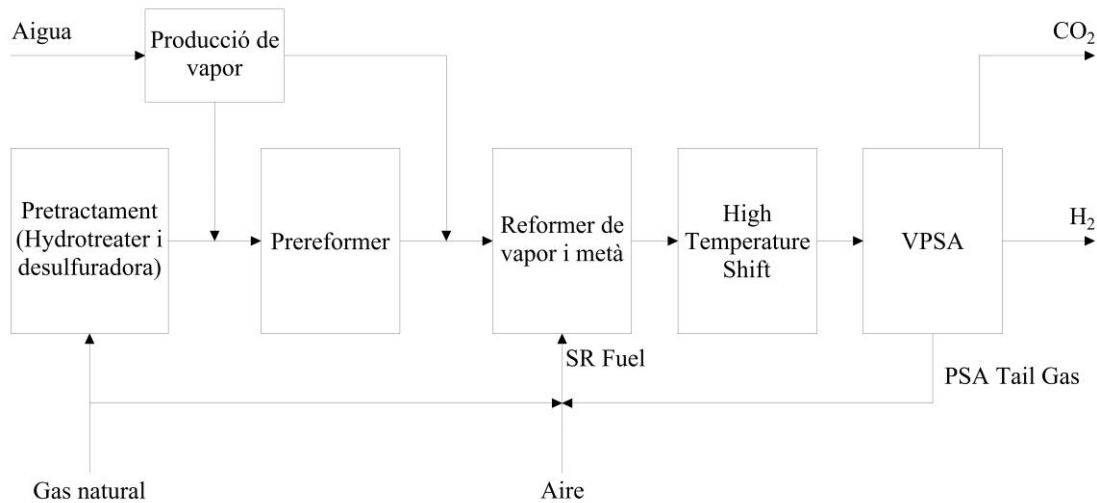


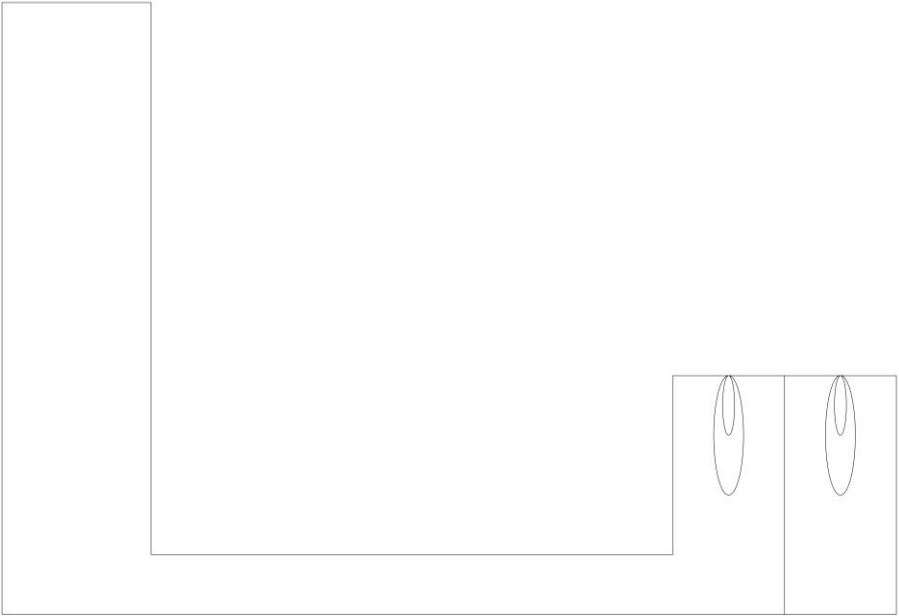






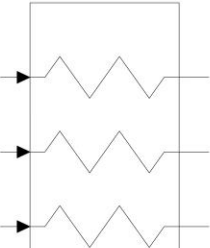

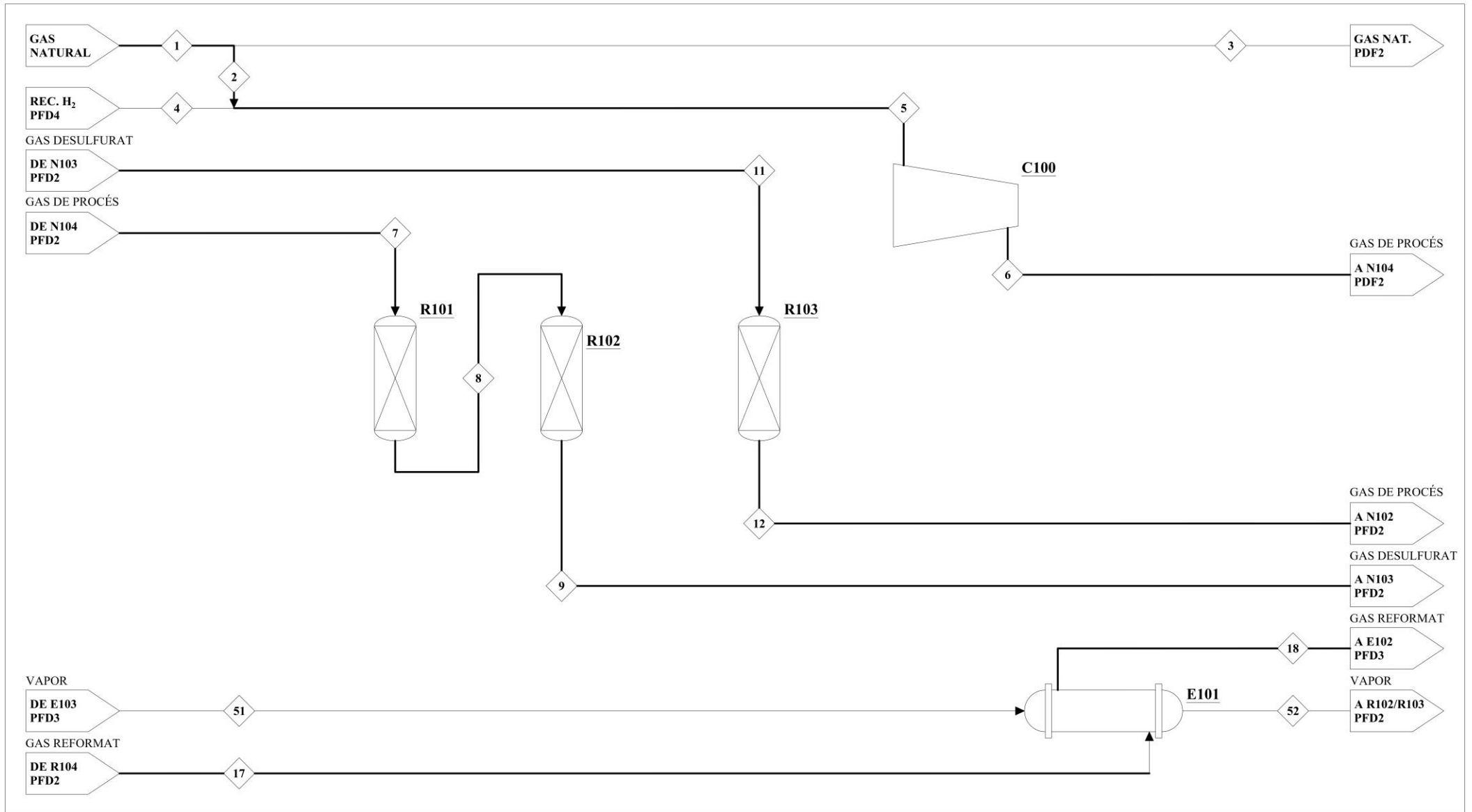


Figura 4.1. Diagrama de blocs del procés.

4.2. Diagrama de procés (PFD)

A continuació es mostra el PFD de tota la planta, juntament amb les taules del balanç de matèria i altres dades d'importància de les diferents seccions.

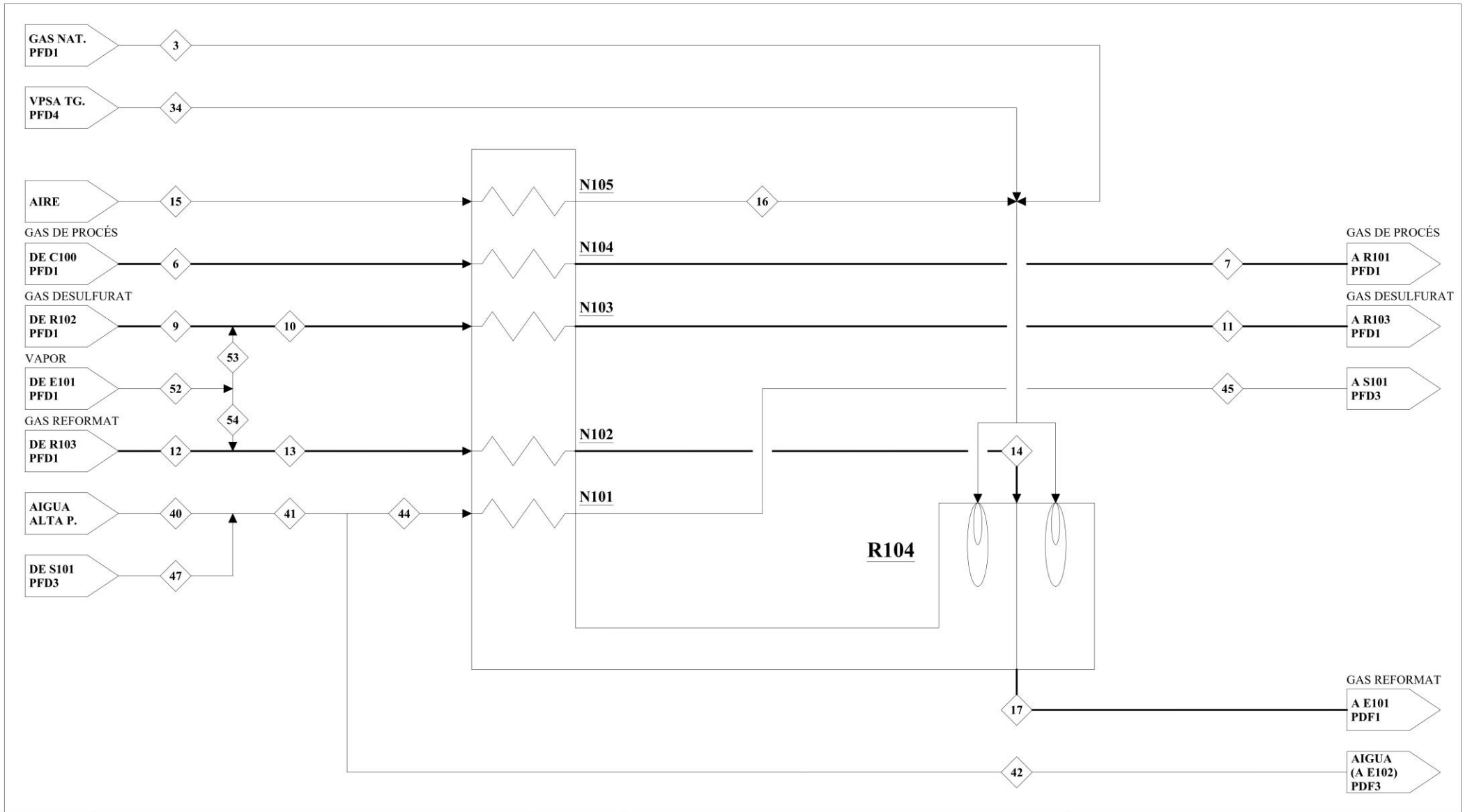
	REACTOR		SEPARADOR HORIZZONTAL		REFORMER DE METÀ I VAPOR	
	INTERCANVIADOR DE TUBS I CARCASSA		SEPARADOR VERTICAL			
	COMPRESSOR		DEMISTER			
	VPSA <i>Vacuum Pressure Swing Adsorption</i>					
	INTERCANVIADOR AERI					
	ZONA CONVECTIVA					
	NÚMERO DE CORRENT		UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI			
			DIBUIXAT	Robert	PFD TFGEQ_06	
			REVISAT	Adrián		



R101	HYT- HYDROTREATER	C100	ZONA DE COMPRESSIÓ (2 ETAPES)	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI		
R102	SRU - DESULFURADORA	E101	SEGON SOBRESALFAT DE VAPOR DE PROCÉS	DIBUIXAT	Robert	PFD1 TFGEQ_06
R103	PSR - PREREFORMER			REVISAT	Esther	

Corrent	1	2	3	4	5	6	7	8	9	11	12	17	18	51	52
T (°C)	25	25	25	33	25	52	420	420	420	500	456	875	836	361	425
P (bar)	31.5	31.5	31.5	33	31.5	43	42.5	42	41.5	40.5	39.5	36	36	56	56
Vapor	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Líquid	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Cabal (m ³ /h)	1414	1112	302	60	1175	946	2190	2216	2242	9854	9968	25386	24527	4447	5167
Cabal (kg/h)	35771	28125	7646	153	28278	28278	28278	28278	28278	113113	113113	122697	122697	94419	94419
CO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.001	0.188	0.188	0	0
CH ₄	0.748	0.748	0.748	0	0.744	0.744	0.744	0.744	0.744	0.186	0.218	0.045	0.045	0	0
C ₂ H ₆	0.123	0.123	0.123	0	0.122	0.122	0.122	0.122	0.122	0.031	0	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0.052	0.052	0.052	0	0.052	0.052	0.052	0.052	0.052	0.013	0	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0.009	0.009	0.009	0	0.009	0.009	0.009	0.009	0.009	0.002	0	0	0	0	0
iso-C ₄ H ₁₀	0.006	0.006	0.006	0	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.002	0	0	0	0	0
iso-C ₅ H ₁₂	0.004	0.004	0.004	0	0.004	0.004	0.004	0.004	0.004	0.001	0	0	0	0	0
N ₂	0.021	0.021	0.021	0.002	0.021	0.021	0.021	0.021	0.021	0.005	0.005	0.005	0.005	0	0
CH ₃ SH*	4·10 ⁻⁹	4·10 ⁻⁹	4·10 ⁻⁹	0	4·10 ⁻⁹	4·10 ⁻⁹	4·10 ⁻⁹	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₂ H ₆ S ₂ *	5·10 ⁻⁹	5·10 ⁻⁹	5·10 ⁻⁹	0	5·10 ⁻⁹	5·10 ⁻⁹	5·10 ⁻⁹	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ S*	1·10 ⁻⁸	1·10 ⁻⁸	1·10 ⁻⁸	0	1·10 ⁻⁸	1·10 ⁻⁸	1·10 ⁻⁸	2·10 ⁻⁸	0	0	0	0	0	0	0
CO ₂	0.036	0.036	0.036	0	0.035	0.035	0.035	0.035	0.035	0.009	0.064	0.193	0.193	0	0
H ₂	0	0	0	0.998	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.001	0.008	0.072	0.072	0	0
H ₂ O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.750	0.704	0.497	0.497	1	1
O ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

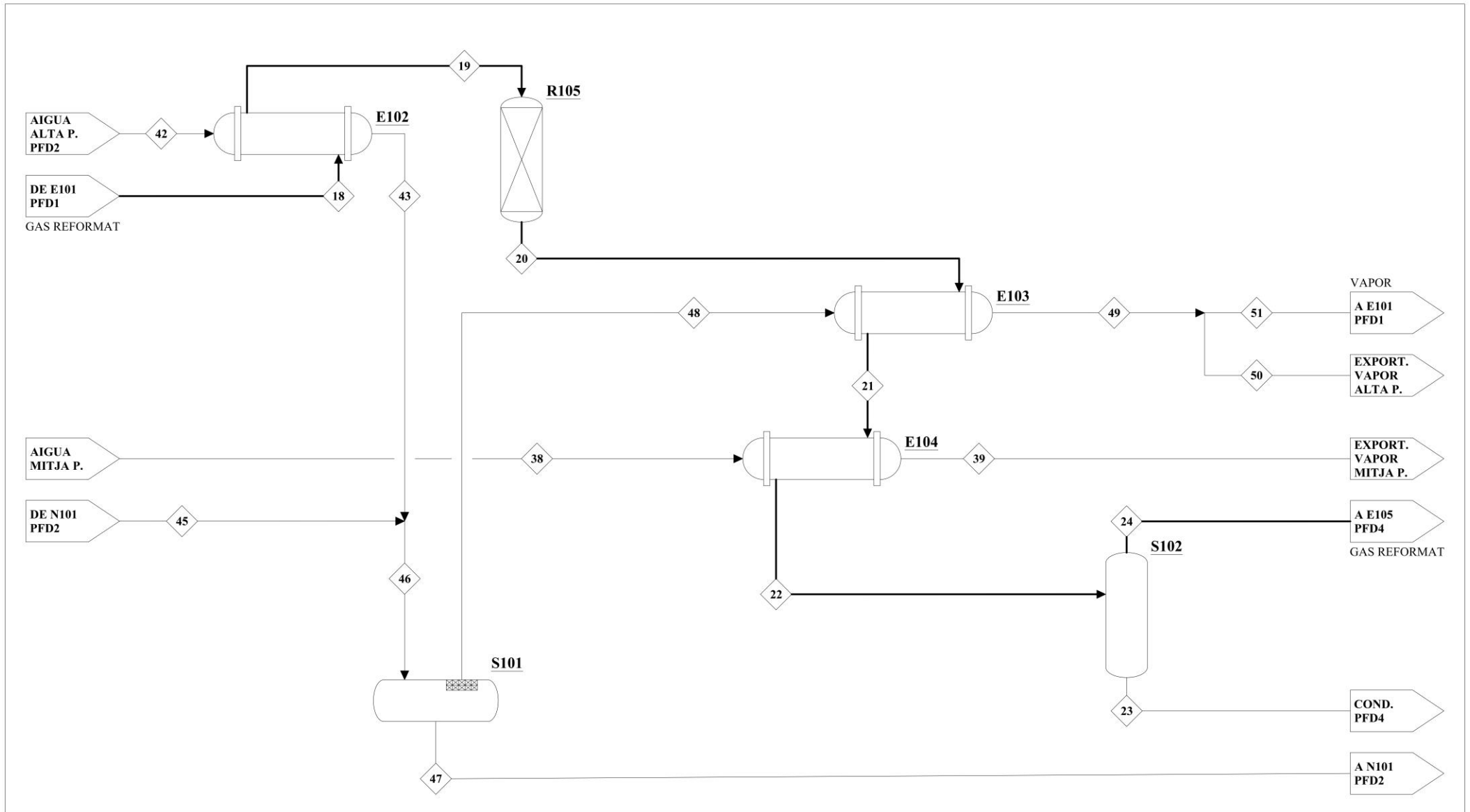
*Únicament s'indiquen les fraccions màssiques inferiors a 0.001 d'aquestes tres substàncies.



R104	SMR - REFORMER DE METÀ	N103	ESCALFAT ALIMENTACIÓ PSR	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI		
N101	PRODUCCIÓ DE VAPOR DE PROCÉS	N104	ESCALFAT ALIMENTACIÓ HYT	DIBUIXAT	Robert	PFD2 TFGEQ_06
N102	ESCALFAT ALIMENTACIÓ SMR	N105	ESCALFAT D'AIRE DE FORN	REVISAT	Esther	

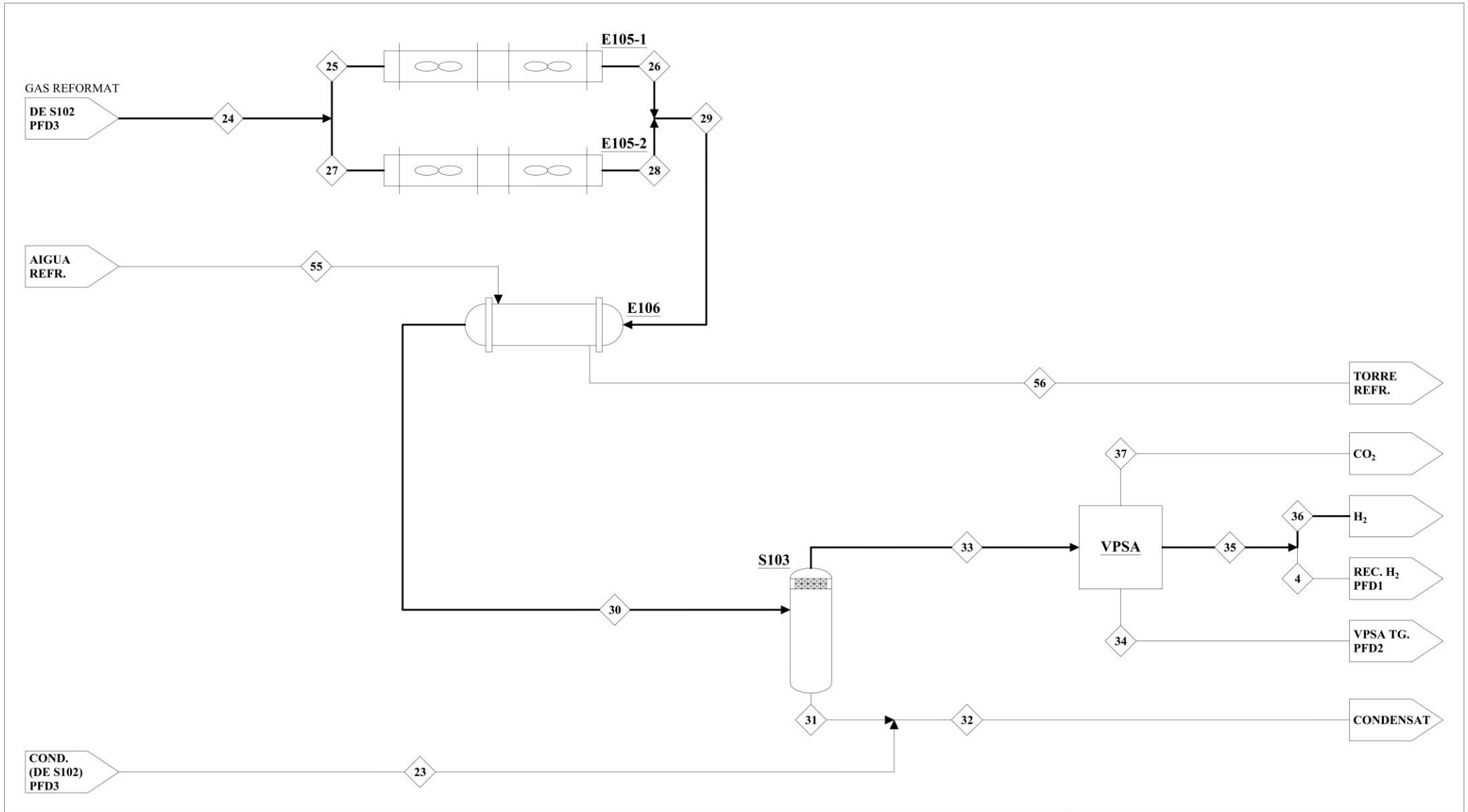
Corrent	3	6	7	9	10	11	12	13	14	15	16	17	34	40	41	42	44	45	47	52	53	54	Forn
T (°C)	25	52	420	420	415	500	456	453	675	30	430	875	33	270	270	270	270	271	271	425	425	425	-
P (bar)	31.5	43	42.5	41.5	41.5	40.5	39.5	39.5	39.5	1	1	36	33	56	56	56	56	56	56	56	56	56	-
Vapor	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0.986	0	0	0	0	0.995	0	1	1	1	1
Líquid	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.014	1	1	1	1	0.005	1	0	0	0	0
Cabal (m ³ /h)	302	946	2190	2242	8433	9854	9968	10707	14214	248334	576222	25386	796	309	310	191	120	2376	2	5167	4643	525	-
Cabal (kg/h)	7646	28278	28278	28278	113113	113113	113113	122697	122697	284239	284239	122697	13113	167430	168271	103272	65000	65000	841	94419	84835	9584	305022
CO	0	0	0	0	0	0	0.001	0.001	0.001	0	0	0.188	0.377	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH ₄	0.748	0.744	0.744	0.744	0.186	0.186	0.218	0.201	0.201	0	0	0.045	0.412	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0.123	0.122	0.122	0.122	0.031	0.031	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0.052	0.052	0.052	0.052	0.013	0.013	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0.009	0.009	0.009	0.009	0.002	0.002	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
iso-C ₄ H ₁₀	0.006	0.006	0.006	0.006	0.002	0.002	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
iso-C ₅ H ₁₂	0.004	0.004	0.004	0.004	0.001	0.001	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N ₂	0.021	0.021	0.021	0.021	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.767	0.767	0.005	0.044	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.717
CH ₃ SH*	4·10 ⁻⁹	4·10 ⁻⁹	4·10 ⁻⁹	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₂ H ₆ S ₂ *	5·10 ⁻⁹	5·10 ⁻⁹	5·10 ⁻⁹	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ S*	1·10 ⁻⁸	1·10 ⁻⁸	1·10 ⁻⁸	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO ₂	0.036	0.035	0.035	0.035	0.009	0.009	0.064	0.059	0.059	0	0	0.193	0.078	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.144
H ₂	0	0.005	0.005	0.005	0.001	0.001	0.008	0.007	0.007	0	0	0.072	0.072	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	0	0	0	0	0.750	0.750	0.704	0.727	0.727	0	0	0.497	0.017	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0.119
O ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.233	0.233	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.020

*Únicament s'indiquen les fraccions màssiques inferiors a 0.001 d'aquestes tres substàncies.



S101	SEPARADOR DE VAPOR DE PROCÉS	E102	PRODUCCIÓ DE VAPOR DE PROCÉS	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGLI		
S102	SEPARADOR DE PRIMERA CONDENSACIÓ	E103	PRIMER SOBRESALFAT DE VAPOR DE PROCÉS	DIBUIXAT	Robert	PFD3 TFGEQ_06
R105	HTS - SHIFT D'ALTA TEMPERATURA	E104	PRIMERA CONDENSACIÓ	REVISAT	Adrián	

Corrent	18	19	20	21	22	23	24	38	39	42	43	45	46	47	48	49	50	51
T (°C)	836	340	411	300	160	160	160	108	110	270	271	271	271	271	271	361	361	361
P (bar)	36	36	35	34.5	33	33	33	1.42	1.42	56	56	56	56	56	56	56	56	56
Vapor	1	1	1	1	0.845	0	1	0	1	0	0.995	0.995	0.995	0	1	1	1	1
Líquid	0	0	0	0	0.155	1	0	1	0	1	0.005	0.005	0.005	1	0	0	0	0
Cabal (m ³ /h)	24527	13471	15527	13145	9231	29	9202	54	46466	191	3775	2376	6150	2	6149	7886	3439	4447
Cabal (kg/h)	122697	122697	122697	122697	122697	18967	103730	37750	37750	103272	103272	65000	168271	841	167430	167430	73011	94419
CO	0.188	0.188	0.045	0.045	0.045	0	0.053	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH ₄	0.045	0.045	0.045	0.045	0.045	0	0.053	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
iso-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
iso-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N ₂	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0	0.006	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH ₃ SH	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₂ H ₆ S ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO ₂	0.193	0.193	0.418	0.418	0.418	0.001	0.494	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂	0.072	0.072	0.083	0.083	0.083	0	0.098	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	0.497	0.497	0.405	0.405	0.405	0.998	0.297	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
O ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0



E105	PRIMEA ETAPA DE SEGONA CONDENSACIÓ AMB AIRE	S103	SEPARADOR DE SEGONA CONDENSACIÓ	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI		
E106	SEGONA ETAPA DE SEGONA CONDENSACIÓ AMB AIGUA DE TORRE	VPSA	ADSORCIÓ PER OSCIL·LACIÓ DE PRESSIÓ AL BUIT	DIBUIXAT	Robert	PFD4 TFGEQ_06
				REVISAT	Adrián	

Corrent	4	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	55	56
T (°C)	33	160	160	160	50	160	50	50	33	33	82	33	33	33	33	33	30	40
P (bar)	33	33	33	33	33	33	33	33	33	33	33	33	33	33	33	33	1	1
Vapor	1	0	1	1	0.708	1	0.708	0.708	0.705	0	0	1	0.986	1	1	1	0	0
Líquid	0	1	0	0	0.292	0	0.292	0.292	0.295	1	1	0	0.014	0	0	0	1	1
Cabal (m ³ /h)	60	29	9202	4601	2808	4601	2850	5700	5303	41	69	5262	796	3561	3502	787	205	207
Cabal (kg/h)	153	18967	103730	51865	51865	51865	51865	103730	103730	30567	49535	73163	13113	9139	8987	50910	154000	154000
CO	0	0	0.053	0.053	0.053	0.053	0.053	0.053	0.053	0	0	0.075	0.377	0	0	0.011	0	0
CH ₄	0	0	0.053	0.053	0.053	0.053	0.053	0.053	0.053	0	0	0.075	0.412	0	0	0.001	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
iso-C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
iso-C ₅ H ₁₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N ₂	0.002	0	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0	0	0.008	0.044	0.002	0.002	0	0	0
CH ₃ SH	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₂ H ₆ S ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ S	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO ₂	0	0.001	0.494	0.494	0.494	0.494	0.494	0.494	0.494	0.001	0.001	0.701	0.078	0	0	0.987	0	0
H ₂	0.998	0	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0	0	0.138	0.072	0.998	0.998	0.001	0	0
H ₂ O	0	0.998	0.297	0.297	0.297	0.297	0.297	0.297	0.297	0.999	0.999	0.003	0.017	0	0	0	1	1
O ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

4.3. Simulació del procés

A la Figura 4.3 es pot observar una imatge del diagrama de procés creat via *Aspen*.

D'acord amb l'especificació d'alimentació a la part de producció, s'estableix un corrent d'entrada (1) amb les composicions dels diferents components. Mitjançant el programari *Excel* (Annex A) es calculen les fraccions molars de les espècies que tenen sofre a partir de les seves ppmvs. Aquest es divideix en dos. El cabal que es dirigeix a producció és el que es mostra a la Taula 3.1.1. El sobrant es dirigeix al forn del *reformer*.

Per tal de simular el forn, s'estableix un RGibbs. Es realitza això perquè no es poden descriure de manera rigorosa totes les reaccions de combustió i oxidació ni la seva cinètica. El cabal d'entrada d'aire es calcula partint de l'excés del 10% d'oxigen i les fraccions molars del mateix i el nitrogen de l'aire. S'ajusta tant el cabal d'aire com el sobrant de l'alimentació a planta per complir amb un cabal de sortida del forn de 350 t/h. Aquest corrent dels gasos de combustió és emprat per escalfar un seguit de corrents de procés.

Amb les limitacions del programari no és possible simular una zona convectiva de la xemeneia dels gasos de sortida del forn. S'estableixen una sèrie d'intercanviadors de calor per tenir-ne una aproximació. Tal com es pot observar a la Figura 4.3, aquest corrent escalfa els següents corrents: producció de vapor (44-45), alimentació al *reformer* (13-14), alimentació al *prereformer* (10-11), alimentació del pretractament (6-7) i alimentació d'aire al forn (15-16). D'aquests corrents l'únic que es pot ajustar és de la zona de producció de vapor. Es modifica el cabal de N101 per tal de minimitzar la temperatura de sortida dels gasos de combustió i mantenir la funcionalitat de tota la zona convectiva.

Tornant ara a la part de producció, el cabal d'alimentació s'uneix amb un recicle de H_2 (4) i es dirigeixen a la zona de compressió (en *Aspen* C101, en P&ID C101/E100/C102). Per al pretractament, en algunes simulacions d'altres estudis (ref. 10) s'observa la presència d'una unitat per eliminar tota l'aigua de l'alimentació i les espècies que puguin tenir clor. No s'han col·locat aquestes unitats a la simulació, ja que en el cas d'estudi no hi ha presència d'aquests components. Escalfat el corrent al passar per la zona convectiva (N104) es dirigeix a les unitats HYT i SRU. Per al HYT (R101) se simula un reactor del tipus RStoic suposant una conversió del 100% per al CH_3SH i $C_2H_6S_2$. Els dos compostos es transformen en CH_4 i H_2S . Es realitza aquesta suposició per facilitar la posterior simulació i perquè és un requisit la nul·la presència de sofre al *prereformer* i altres reactors posteriors, ja que enverinen de seguida el catalitzador (ref. 11). Amb el mateix motiu, el reactor SRU (R102) se simula amb una unitat RYield. S'elimina tot el H_2S present, físicament com a residu sòlid, mantenint les composicions de la resta de components.

Al corrent de sortida de la zona de pretractament (9) se li uneix el cabal de vapor (53) que, complint amb les especificacions i passant per la xemeneia (N103), es dirigeix al PSR (R103). Per al PSR s'utilitza de nou un RGibbs. El motiu és el mateix que per al forn i es busca no caure en la simplificació de suposar una conversió de les olefines presents del 100%.

Al corrent de sortida del PSR (12) se li addiciona encara més vapor d'aigua (54). De nou s'augmenta la temperatura via zona convectiva (N102) i entra al SMR (R104). Per al *reformer* s'utilitza un REquil. Aquesta és l'opció triada perquè es busca no modificar les composicions dels alquens, només produint seguint les reaccions 2.3.1.1, 2.3.1.2 i 2.3.1.3. No es veu factible simular la cinètica (ref. 12) per a aquesta unitat i la majoria d'estudis dels processos de reformat (ref. 10) fan ús d'aquest mètode.

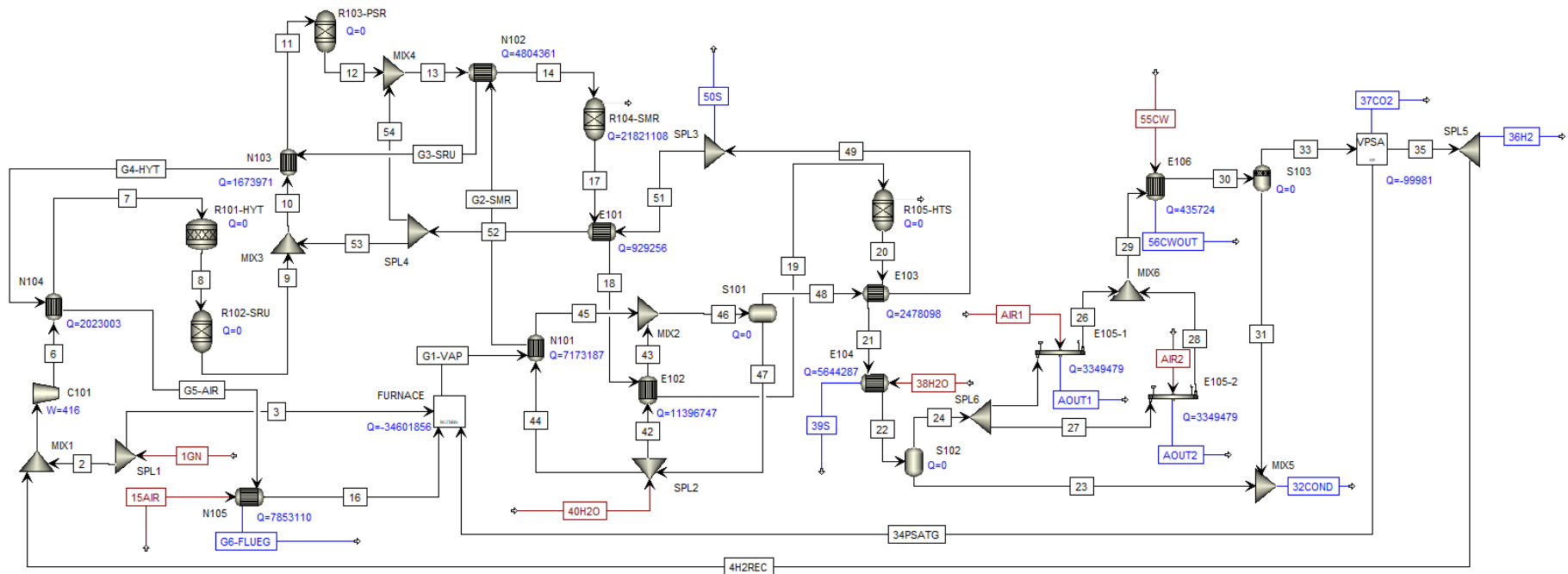


Figura 4.3. Flowsheet de la simulació.

El corrent de sortida del SMR (17) es dirigeix a una sèrie d'intercanviadors de calor que empren la necessitat de refredar aquest abans d'entrar a l'HTS per produir, per una banda, vapor sobreescalfat (E101) i, per l'altra vapor saturat (E102). La producció de vapor sobreescalfat a 425°C, seguint les especificacions, no es pot complir realitzant una integració energètica del corrent de sortida de l'HTS (E103), per això és necessària la presència de l'E101. Es modifica el cabal d'aigua que s'evapora a E102 per arribar a la temperatura d'alimentació de l'HTS. Es produeix un excés de vapor que serà eliminat previ a E101.

Abans de seguir amb l'HTS, tant N101 com E102 operen per tal de produir una fracció de vapor de 0.995. L'alimentació de les dues unitats és aigua de caldera saturada a 270°C i 56 bar. Es busca simular la necessitat de situar un separador per a separar el vapor que seguirà fins a arribar al procés, de l'aigua que es pot produir per pèrdues de calor a la línia.

La simulació de l'HTS (R105) es basa en el mateix principi que el SMR. No obstant això, en el *setup* al programari únicament es defineix la reacció d'oxidació del CO perquè s'ha vist que, altrament, els productes retornen a reactius i aquesta no és la finalitat d'aquest equip (ref. 10). És habitual en algunes plantes la presència d'un LTS. No se simula aquesta unitat, ja que en les versions inicials de l'estudi s'observa que la conversió global no augmenta gaire i es valora que econòmicament no és el més eficient.

El corrent de sortida de l'HTS (20) es dirigeix a la zona de purificació. Primerament, i realitzant una integració energètica, es creua aquest corrent amb la sortida del separador de vapor a l'intercanviador E103 per a produir vapor sobreescalfat, però que com ja s'ha explicat prèviament no arriba a la temperatura necessària al vapor (49). Cal encara disminuir més la temperatura (21) i es situa l'intercanviador E104, que treballa amb aigua de caldera saturada a 108°C i 1.42 bar. S'ajusta el cabal de la part freda per tal que pràcticament només es produeixi canvi de fase a vapor.

La zona de purificació té dues unitats de separació de condensat, ja que una sola resulta insuficient per la quantitat d'aigua present en el producte de reacció. La primera (S102) opera a 160°C. El producte gasós (24) es dirigeix a intercanviadors aeris situats en paral·lel (E105), pel fet que una sola unitat resulta de dimensions inadequades. Posteriorment, s'estableix un altre intercanviador (E106) que funciona amb aigua de torre. S'ajusta el cabal d'aigua per aconseguir una temperatura de retorn de l'aigua de 40°C seguint les especificacions.

La sortida de l'intercanviador (30) es dirigeix a l'últim separador que opera a 33°C i elimina quasi tota l'aigua. Per a la VPSA, en ser un sistema complex difícil de simular, s'utilitza una separació simple a partir de les fraccions de recuperació de cada component. Es recupera un 98% de CO₂ amb una puresa del 95%, i un 90% d'H₂ amb una puresa superior al 99,9% (ref. 13), en base molar.

Finalment, del producte d'hidrogen se separa el recicla de l'alimentació del procés. Totes les unitats s'han dissenyat per complir les especificacions indicades a les Taules 3.1.1 i 3.1.2.

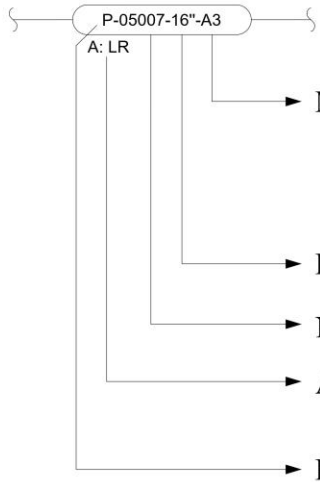
4.4. Diagrama de canonades i instrumentació (P&ID)

A continuació es mostren els P&IDs de tota la planta juntament amb la simbologia. Per a totes les canonades, s'ha calculat el seu diàmetre seguint l'annex B. Les úniques excepcions són el conjunt de canonades d'alimentació del forn que, a causa de la gran quantitat d'aire i combustible, serien necessaris diàmetres de més de 100 in. Així doncs, es proposa l'ús d'un ducte rígid per transportar l'aire i orgànics al forn.

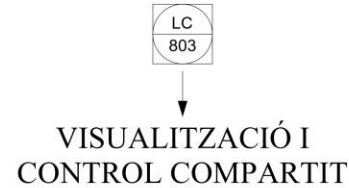
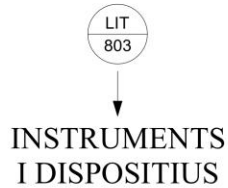
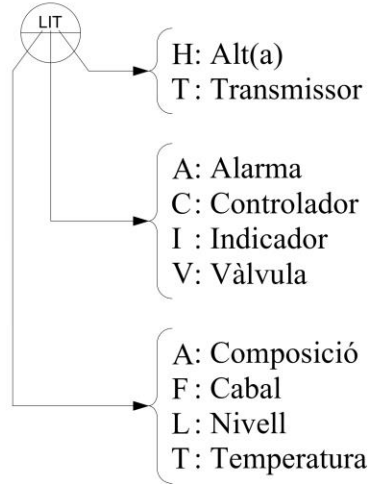
	REACTOR		SEPARADOR HORIZZONTAL		NOTA/COMENTARI		SOPLANT DE GAS	
	INTERCANVIADOR DE TUBS I CARCASSA		SEPARADOR VERTICAL		XEMENEIA DE GAS		PSV <i>Pressure Safety Valve</i>	
	COMPRESSOR		DEMISTER	REFORMER DE METÀ		LÍNIA DE PROCÉS		
	VPSA <i>Vacuum Pressure Swing Adsorption</i>							
						LÍNIA DE CONTROL		
								
		INTERCANVIADOR AERI					CRIDES	
		ZONA CONVECTIVA			MOTOR		VÀLVULA MANUAL	
							VÀLVULA DE CONTROL	
							REDUCTOR/EXPANSOR	
					VARIADOR DE VELOCITAT	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI		
						DIBUIXAT	Robert	P&ID TFGEQ_06
						REVISAT	Adrián	

IDENTIFICADOR DE LÍNIA

ELEMENTS DE CONTROL



- ▶ MATERIAL:
A5 : A53 Type B
A3 : A335 P12
B : B444 Annealed
- ▶ DIÀMETRE (in)
- ▶ NÚMERO DE LÍNIA
- ▶ AÏLLANT:
LR : Llana de Roca
- ▶ FLUID:
AA : Aigua Alta Pressió
AM: Aigua Mitja Pressió
AR : Aigua de Refrigeració
C : Condensat
GN : Gas Natural
I : Aire
P : Producte
VA : Vapor Alta Pressió
VM: Vapor Mitja Pressió
VS : Vàlvula Seguretat (A Torxa)

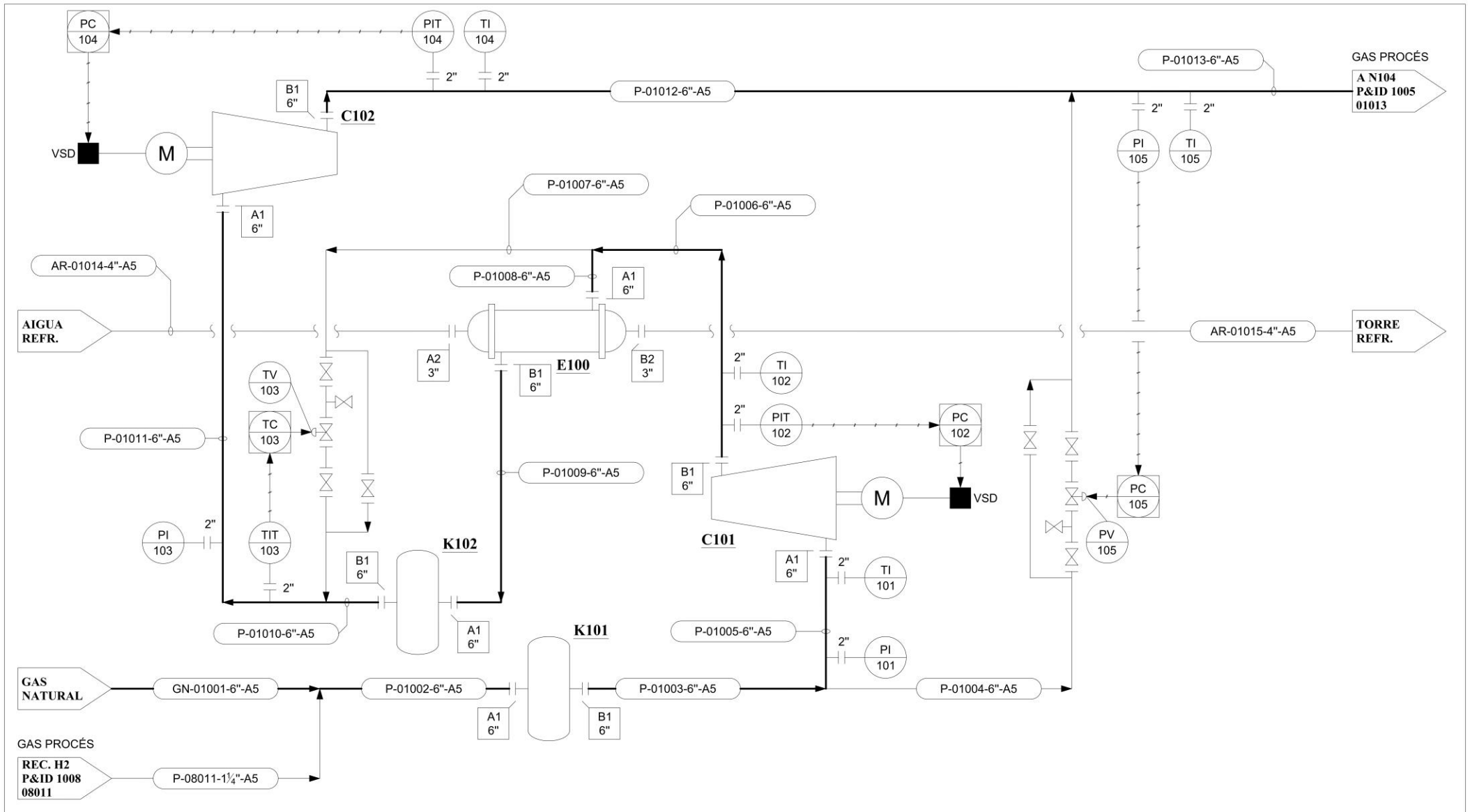


UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI

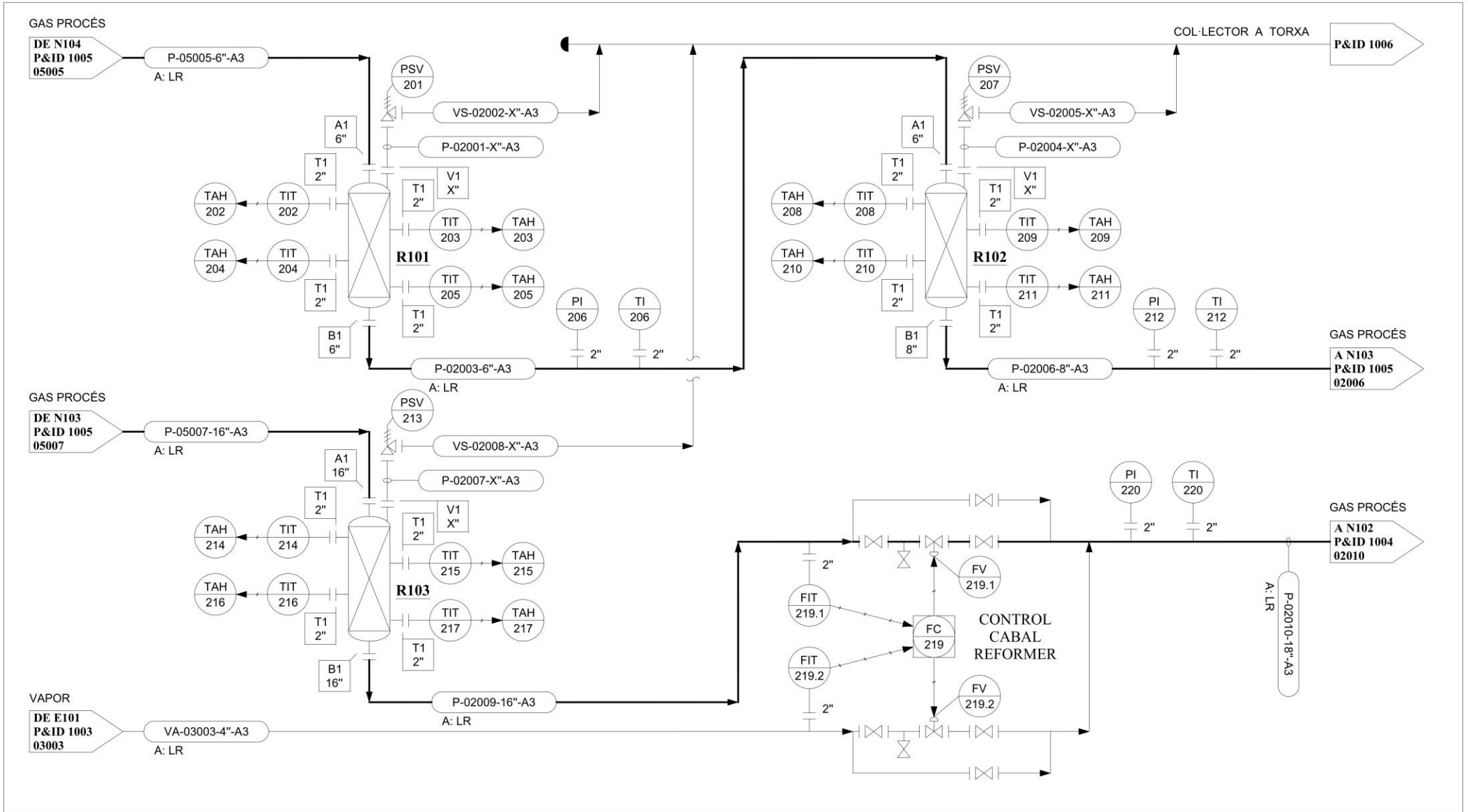
DIBUIXAT Robert

REVISAT Adrián

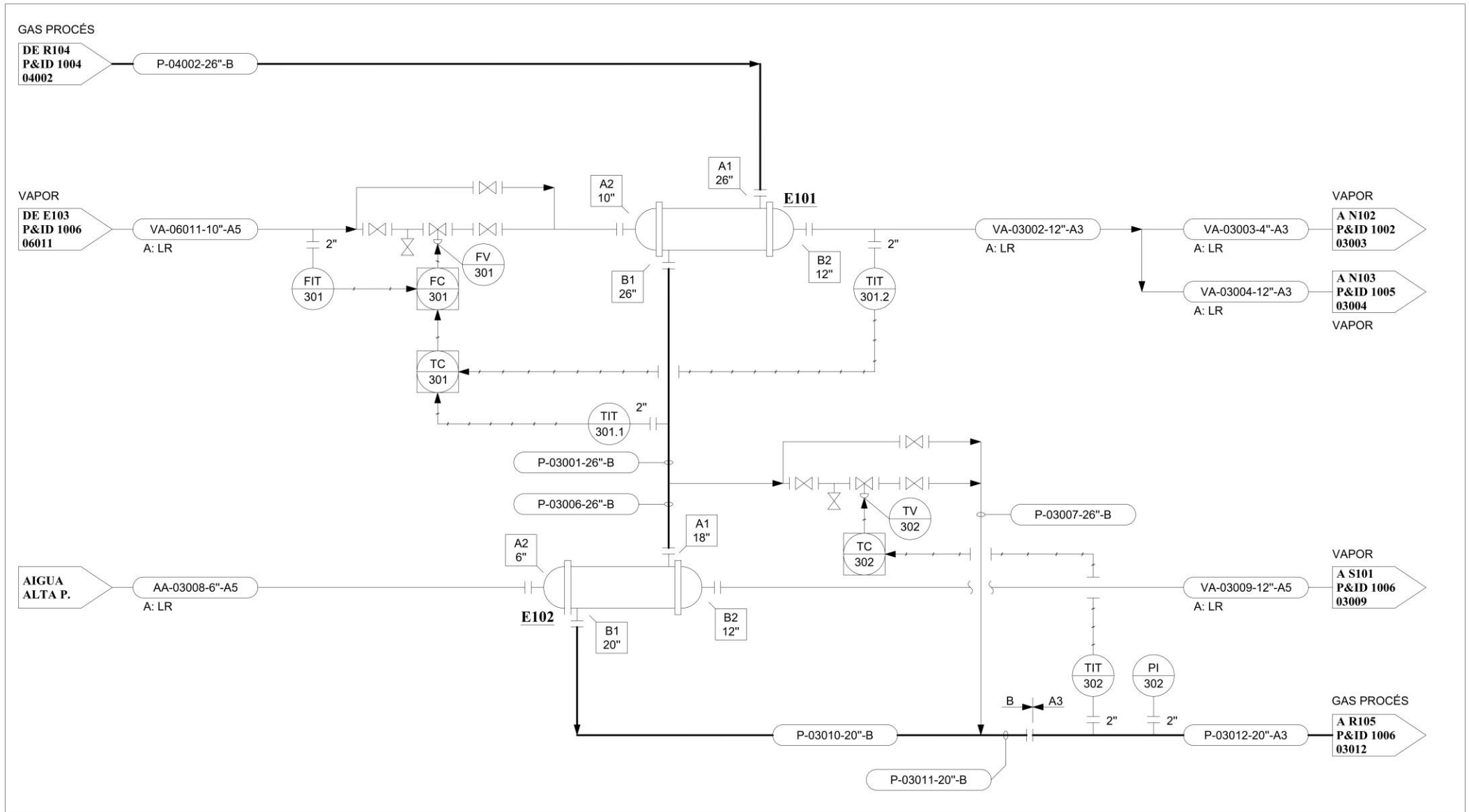
P&ID
TFGEQ_06



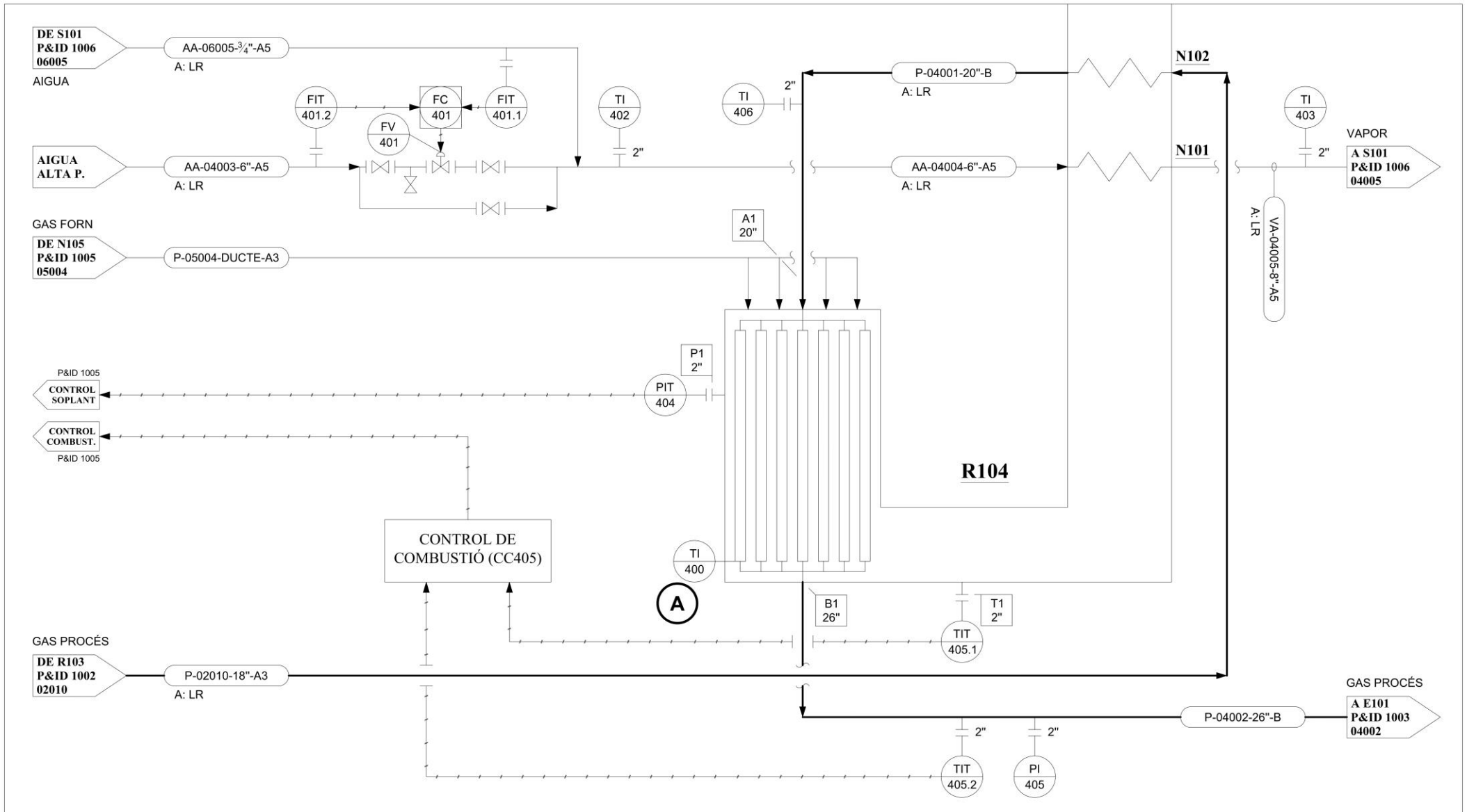
C101	PRIMERA ETAPA COMPRESSOR ALIMENTACIÓ	K101	K.O.DRUM PRIMERA ETAPA DE COMPRESSIÓ	E100	REFRIGERADOR INTERETAPES DE COMPRESSIÓ	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI		
	C102		SEGONA ETAPA COMPRESSOR ALIMENTACIÓ		K102	K.O.DRUM SEGONA ETAPA DE COMPRESSIÓ	DIBUIXAT	Adrián
					REVISAT	Esther		



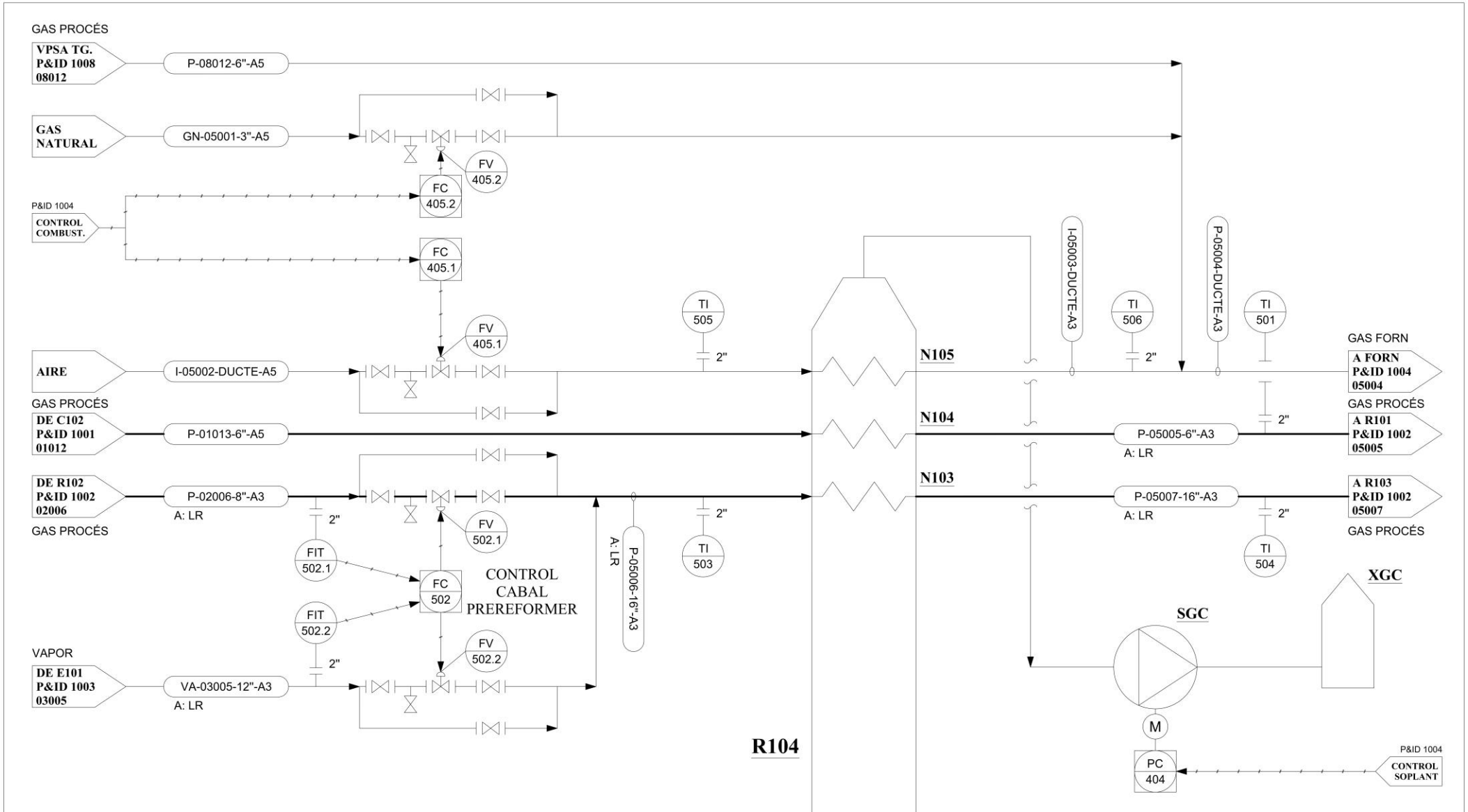
R101	HYT - HYDROTREATER	R102	SRU - DESULFURADORA	R103	PSR - PREREFORMER	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI		
						DIBUIXAT	Adrián	P&ID 1002 TFGEQ_06
						REVISAT	Robert	



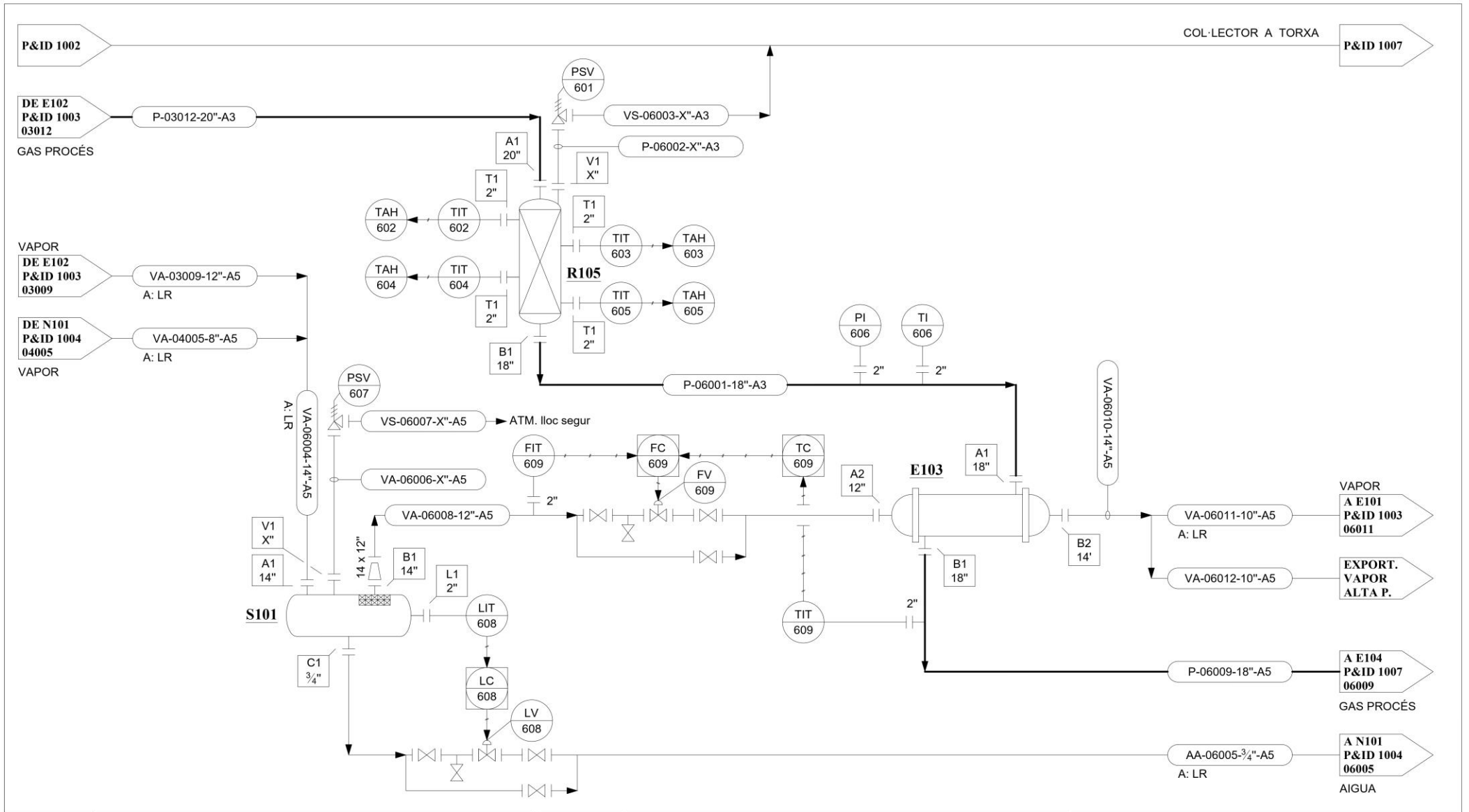
E101	SEGON SOBRESALFAT DE VAPOR DE PROCÉS	E102	PRODUCCIÓ DE VAPOR DE PROCÉS	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI		
				DIBUIXAT	Adrián	P&ID 1003 TFGEQ_06
				REVISAT	Robert	



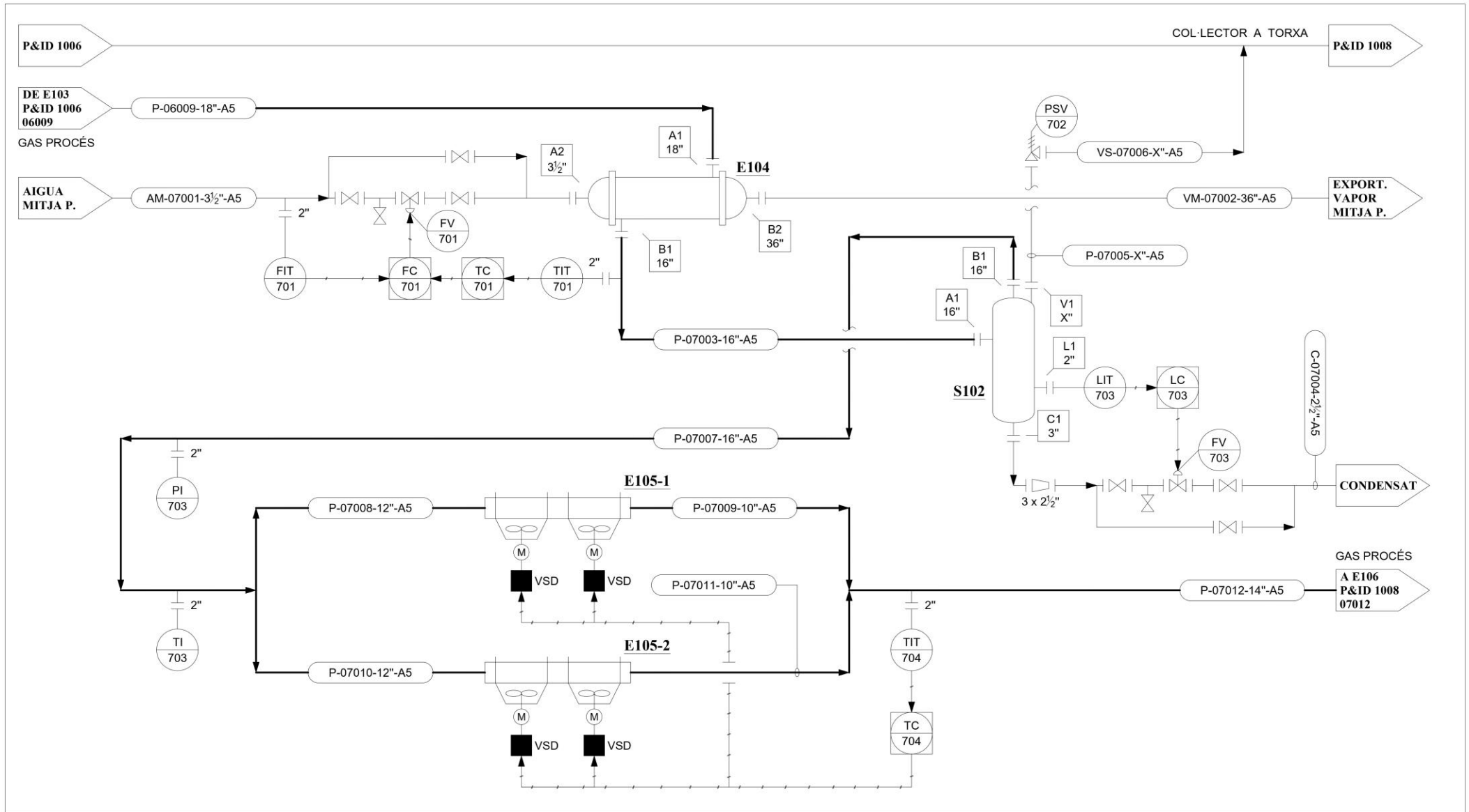
R104	SMR - REMORMER DE METÀ	N101	PRODUCCIÓ DE VAPOR DE PROCÉS	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI		
					DIBUIXAT	Adrián
N102	ESCALFAT ALIMENTACIÓ SMR	(A)	SENSORS DE TEMPERATURA A TOTES LES SORTIDES DELS TUBS DEL SMR	REVISAT	Esther	



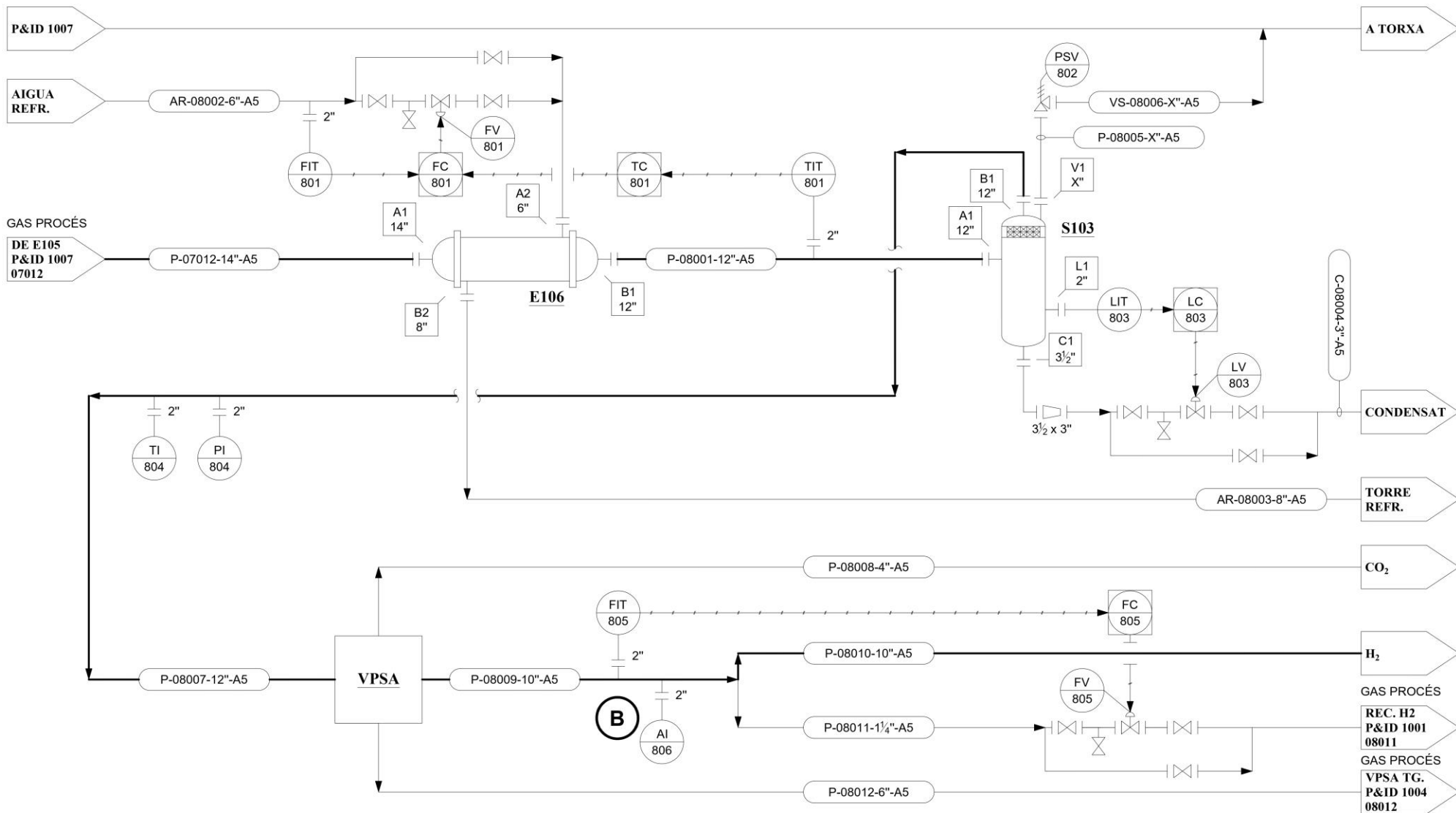
R104	SMR - REFORMER DE METÀ	N104	ESCALFAT ALIMENTACIÓ HYT	SGC	SOPLANT DE GAS DE CUA	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI		
						DIBUIXAT	Adrián	P&ID 1005 TFGEQ_06
N103	ESCALFAT ALIMENTACIÓ PSR	N105	ESCALFAT D'AIRE DE FORN	XGC	XEMENEIA DE GAS DE CUA	REVISAT	Esther	



R105	HTS - SHIFT D'ALTA TEMPERATURA	S101	SEPARADOR DE VAPOR DE PROCÉS	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI		
E103	PRIMER SOBRESALFAT DE VAPOR DE PROCÉS			DIBUIXAT	Adrián	P&ID 1006 TFGEQ_06
				REVISAT	Robert	



E104	PRIMERA CONDENSACIÓ	E105	PRIMERA ETAPA DE SEGONA CONDENSACIÓ AMB AIRE	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI		
				DIBUIXAT	Adrián	P&ID 1007 TFGEQ_06
S102	SEPARADOR DE PRIMERA CONDENSACIÓ			REVISAT	Robert	



E106	SEGONA ETAPA DE SEGONA CONDENSACIÓ AMB AIGUA DE TORRE	VPSA	ADSORCIÓ PER OSCIL·LACIÓ DE PRESSIÓ AL BUIT	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI		
				DIBUIXAT	Adrián	P&ID 1008 TFGEQ_06
S103	SEPARADOR DE SEGONA CONDENSACIÓ	(B)	ANALITZADOR DE CO ₂ I CO	REVISAT	Robert	

4.5. Llistat de canonades

Taula 4.5. Llistat de canonades.

Canonada	Fluid principal	Material	Schedule	NPS (in)	Aïllant	Perillositat	Extrems de línia		Disseny		Operació		
							de	a	T (°C)	P (bar)	T (°C)	P (bar)	Estat
GN-01001	Gas natural	A53 B	SCH 40	6	-	Sí	Subministrament de gas natural	P-01002	45	34.65	25	31.5	Vapor
P-01002	Gas natural	A53 B	SCH 40	6	-	Sí	GN-01001+P-08011	K101	45	34.65	25	31.5	Vapor
P-01003	Gas natural	A53 B	SCH 40	6	-	Sí	K101	P-01004+P-01005	45	34.65	25	31.5	Vapor
P-01004	Gas natural	A53 B	SCH 40	6	-	Sí	P-01003	P-01013	45	34.65	25	31.5	Vapor
P-01005	Gas natural	A53 B	SCH 40	6	-	Sí	P-01003	C101	45	34.65	25	31.5	Vapor
P-01006	Gas natural	A53 B	SCH 40	6	-	Sí	C101	P-01007+P-01008	57.8	41.58	37.8	37.8	Vapor
P-01007	Gas natural	A53 B	SCH 40	6	-	Sí	P-01006	P-01011	57.8	41.58	37.8	37.8	Vapor
P-01008	Gas natural	A53 B	SCH 40	6	-	Sí	P-01006	E100	57.8	41.58	37.8	37.8	Vapor
P-01009	Gas natural	A53 B	SCH 40	6	-	Sí	E100	K102	45	41.58	25	37.8	Vapor
P-01010	Gas natural	A53 B	SCH 40	6	-	Sí	K102	P-01011	45	41.58	25	37.8	Vapor
P-01011	Gas natural	A53 B	SCH 40	6	-	Sí	P-01010	C102	45	41.58	25	37.8	Vapor
P-01012	Gas natural	A53 B	SCH 40	6	-	Sí	C102	P-01013	72	47.3	52	43	Vapor
P-01013	Gas natural	A53 B	SCH 40	6	-	Sí	P-01012	N104	72	47.3	52	43	Vapor
AR-01014	Aigua de refrigeració	A53 B	SCH 40	4	-	No	Subministrament d'aigua de refrigeració	E100	50	2.5	30	1	Líquid
AR-01015	Aigua de refrigeració	A53 B	SCH 40	4	-	No	E100	Torre de refrigeració	60	2.5	40	1	Líquid
P-02001	Gas procés	A335 P12	SCH 40	-	-	Sí	R101	PSV201	-	-	-	-	-
VS-02002	Vàlvula seguretat	A335 P12	SCH 40	-	-	Sí	R101	Torxa	-	-	-	-	-
P-02003	Gas procés	A335 P12	SCH 40	6	Llana de roca	Sí	R101	R102	440	45.65	420	41.5	Vapor
P-02004	Gas procés	A335 P12	SCH 40	-	-	Sí	R102	PSV107	-	-	-	-	-
VS-02005	Vàlvula seguretat	A335 P12	SCH 40	-	-	Sí	R102	Torxa	-	-	-	-	-
P-02006	Gas procés	A335 P12	SCH 40	8	Llana de roca	Sí	R102	N103	440	45.65	420	41.5	Vapor
P-02007	Gas procés	A335 P12	SCH 40	-	-	Sí	R103	PSV1213	-	-	-	-	-
VS-02008	Vàlvula seguretat	A335 P12	SCH 40	-	-	Sí	R103	Torxa	-	-	-	-	-
P-02009	Gas procés	A335 P12	SCH 40	16	Llana de roca	Sí	R103	N102	476	43.45	456	39.5	Vapor
P-02010	Gas procés	A335 P12	SCH 40	18	Llana de roca	Sí	P-02009+VA-03003	N102	473	43.45	453	39.5	Vapor

Taula 4.5. Llistat de canonades. (cont.)

Canonada	Fluid principal	Material	Schedule	NPS (in)	Aïllant	Perillositat	Extrems de línia		Disseny		Operació		
							de	a	T (°C)	P (bar)	T (°C)	P (bar)	Estat
P-03001	Gas procés	B444	SCH 40	26	-	Sí	E101	P-03006+P-03007	856	39.6	836	36	Vapor
VA-03002	Vapor d'alta pressió	A335 P12	SCH 40	12	Llana de roca	Sí	E101	VA-03003+ +VA-03004	445	61.6	425	56	Vapor
VA-03003	Vapor d'alta pressió	A335 P12	SCH 40	4	Llana de roca	Sí	VA-03002	N102	445	61.6	425	56	Vapor
VA-03004	Vapor d'alta pressió	A335 P12	SCH 40	12	Llana de roca	Sí	VA-03002	N103	445	61.6	425	56	Vapor
VA-03005	Vapor d'alta pressió	A335 P12	SCH 40	12	Llana de roca	Sí	VA-03004	P-05006	445	61.6	425	56	Vapor
P-03006	Gas procés	B444	SCH 40	26	-	Sí	P-03001	E102	856	39.6	836	36	Vapor
P-03007	Gas procés	B444	SCH 40	26	-	Sí	P-03001	P-03011	856	39.6	836	36	Vapor
AA-03008	Aigua d'alta pressió	A53 B	SCH 40	6	Llana de roca	Sí	Subministrament d'aigua d'alta pressió	E102	290	61.6	270	56	Líquid
VA-03009	Vapor d'alta pressió	A53 B	SCH 40	12	Llana de roca	Sí	E102	S101	291	61.6	271	56	L/V
P-03010	Gas procés	B444	SCH 40	20	-	Sí	E102	P-03011	360	39.6	340	36	Vapor
P-03011	Gas procés	B444	SCH 40	20	-	Sí	P-03007+P-03010	P-03012	360	39.6	340	36	Vapor
P-03012	Gas procés	A335 P12	SCH 40	20	-	Sí	P-03011	R105	360	39.6	340	36	Vapor
P-04001	Gas procés	B444	SCH 40	20	Llana de roca	Sí	N102	R104	695	43.45	675	39.5	Vapor
P-04002	Gas procés	B444	SCH 40	26	-	Sí	R104	E101	895	39.6	875	36	Vapor
AA-04003	Aigua d'alta pressió	A53 B	SCH 40	6	Llana de roca	Sí	Subministrament d'aigua d'alta pressió	AA-04004	290	61.6	270	56	Líquid
AA-04004	Aigua d'alta pressió	A53 B	SCH 40	6	Llana de roca	Sí	AA-04003+AA-06005	N101	290	61.6	270	56	Líquid
VA-04005	Vapor d'alta pressió	A53 B	SCH 40	8	Llana de roca	Sí	N101	S101	291	61.6	271	56	L/V
GN-05001	Gas natural	A53 B	SCH 40	3	-	Sí	Subministrament de gas natural	P-05004	45	34.65	25	31.5	Vapor
I-05002	Aire	A53 B	SCH 40	DUCTE	-	Sí	Subministrament d'aire	N105	50	2.5	30	1	Vapor
I-05003	Aire	A335 P12	SCH 40	DUCTE	-	Sí	N105	P-05004	450	2.5	430	1	Vapor
P-05004	Gas procés	A335 P12	SCH 40	DUCTE	-	Sí	GN-05001+I-05003+ +P-08012	Forn	450	2.5	430	1	Vapor
P-05005	Gas procés	A335 P12	SCH 40	6	Llana de roca	Sí	N104	R101	440	46.75	420	42.5	Vapor

Taula 4.5. Llistat de canonades. (cont.)

Canonada	Fluid principal	Material	Schedule	NPS (in)	Aïllant	Perillositat	Extrems de línia		Disseny		Operació		
							de	a	T (°C)	P (bar)	T (°C)	P (bar)	Estat
P-05006	Gas procés	A335 P12	SCH 40	16	Llana de roca	Sí	P-02006+VA-03005	N103	435	45.65	415	41.5	Vapor
P-05007	Gas procés	A335 P12	SCH 40	16	Llana de roca	Sí	N103	R103	520	44.55	500	40.5	Vapor
P-06001	Gas procés	A335 P12	SCH 40	18	Llana de roca	Sí	R105	E103	431	38.5	411	35	Vapor
P-06002	Gas procés	A335 P12	SCH 40	-	-	Sí	R105	PSV601	-	-	-	-	-
VS-06003	Vàlvula seguretat	A335 P12	SCH 40	-	-	Sí	R105	Torxa	-	-	-	-	-
VA-06004	Vapor d'alta pressió	A53 B	SCH 40	12	Llana de roca	Sí	VA-03009+VA-04005	S101	291	61.6	271	56	L/V
AA-06005	Aigua d'alta pressió	A53 B	SCH 40	3/4	Llana de roca	Sí	S101	AA-04004	291	61.6	271	56	Líquid
VA-06006	Vapor d'alta pressió	A53 B	SCH 40	14	-	Sí	S101	PSV607	-	-	-	-	-
VS-06007	Vàlvula seguretat	A53 B	SCH 40	-	-	Sí	S101	Atmosfera	-	-	-	-	-
VA-06008	Vapor d'alta pressió	A53 B	SCH 40	10	-	Sí	S101	E103	291	61.6	271	56	Vapor
P-06009	Gas procés	A53 B	SCH 40	18	Llana de roca	Sí	E103	E104	320	37.95	300	34.5	Vapor
VA-06010	Vapor d'alta pressió	A53 B	SCH 40	14	-	Sí	E103	VA-06011+ +VA-06012	381	61.6	361	56	Vapor
VA-06011	Vapor d'alta pressió	A53 B	SCH 40	10	Llana de roca	Sí	VA-06010	E101	381	61.6	361	56	Vapor
VA-06012	Vapor d'alta pressió	A53 B	SCH 40	10	-	Sí	VA-06010	Exportació vapor d'alta pressió	381	61.6	361	56	Vapor
AM-07001	Aigua de mitja pressió	A53 B	SCH 40	3 1/2	-	Sí	Subministrament d'aigua de mitja pressió	E104	128	2.92	108	1.42	Líquid
VM-07002	Vapor de mitja pressió	A53 B	SCH 40	36	-	Sí	E104	Exportació vapor de mitja pressió	130	2.92	110	1.42	Vapor
P-07003	Gas procés	A53 B	SCH 40	16	-	Sí	E104	S102	180	36.3	160	33	L/V
C-07004	Condensat	A53 B	SCH 40	2 1/2	-	Sí	S102	Condensat	180	36.3	160	33	Líquid
P-07005	Gas procés	A53 B	SCH 40	-	-	Sí	S102	PSV702	-	-	-	-	-
VS-07006	Vàlvula seguretat	A53 B	SCH 40	-	-	Sí	S102	Torxa	-	-	-	-	-
P-07007	Gas procés	A53 B	SCH 40	16	-	Sí	S102	E105	180	36.3	160	33	Vapor
P-07008	Gas procés	A53 B	SCH 40	12	-	Sí	S102	E105-1	180	36.3	160	33	Vapor

Taula 4.5. Llistat de canonades. (cont.)

Canonada	Fluid principal	Material	Schedule	NPS (in)	Aïllant	Perillositat	Extrems de línia		Disseny		Operació		
							de	a	T (°C)	P (bar)	T (°C)	P (bar)	Estat
P-07009	Gas procés	A53 B	SCH 40	10	-	Sí	E105-1	E106	70	36.3	50	33	L/V
P-07010	Gas procés	A53 B	SCH 40	12	-	Sí	S102	E105-2	180	36.3	160	33	Vapor
P-07011	Gas procés	A53 B	SCH 40	10	-	Sí	E105-2	E106	70	36.3	50	33	L/V
P-07012	Gas procés	A53 B	SCH 40	14	-	Sí	E105	E106	70	36.3	50	33	L/V
P-08001	Gas procés	A53 B	SCH 40	12	-	Sí	E106	S103	53	36.3	33	33	Líquid
AR-08002	Aigua de refrigeració	A53 B	SCH 40	6	-	No	Subministrament d'aigua de refrigeració		50	2.5	30	1	Líquid
AR-08003	Aigua de refrigeració	A53 B	SCH 40	8	-	No	E106	Torre de refrigeració	50	2.5	30	1	Líquid
C-08004	Condensat	A53 B	SCH 40	3	-	Sí	S103	Condensat	53	36.3	33	33	Líquid
P-08005	Gas procés	A53 B	SCH 40	-	-	Sí	S103	PSV802	-	-	-	-	-
VS-08006	Vàlvula seguretat	A53 B	SCH 40	-	-	Sí	S103	Torxa	-	-	-	-	-
P-08007	Gas procés	A53 B	SCH 40	12	-	Sí	S103	VPSA	53	36.3	33	33	L/V
P-08008	Gas procés	A53 B	SCH 40	4	-	Sí	VPSA	Tancs CO ₂	53	36.3	33	33	Vapor
P-08009	Gas procés	A53 B	SCH 40	10	-	Sí	VPSA	P-08010+P-08011	53	36.3	33	33	Vapor
P-08010	Gas procés	A53 B	SCH 40	10	-	Sí	P-08009	Tancs Producte	53	36.3	33	33	Vapor
P-08011	Gas procés	A53 B	SCH 40	1 1/4	-	Sí	P-08009	P-01002	53	36.3	33	33	Vapor
P-08012	Gas procés	A53 B	SCH 40	5	-	Sí	VPSA	P-05004	53	36.3	33	33	Vapor

4.6. Llistat de la instrumentació

Taula 4.6. Llistat de la instrumentació.

Etiqueta	P&ID	Tipus	Descripció	Equip	Canonada	Senyal
PI101	1001	Pressió	Indicador de pressió	-	P-01005	AI
TI101	1001	Temperatura	Indicador de temperatura	-	P-01005	AI
PIT102	1001	Pressió	Indicador i transmissor de pressió	-	P-01006	AI
PC102	1001	Pressió	Regulador de pressió	-	-	AO/AI
TI102	1001	Temperatura	Indicador de temperatura	-	P-01006	AI
PI103	1001	Pressió	Indicador de pressió	-	P-01011	AI
TIT103	1001	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	-	P-01011	AI
TC103	1001	Temperatura	Regulador de temperatura	-	-	AO/AI
TV103	1001	Temperatura	Vàlvula de control	-	P-01007	AO
PIT104	1001	Pressió	Indicador i transmissor de pressió	-	P-01011	AI
PC104	1001	Pressió	Regulador de pressió	-	-	AO/AI
TI104	1001	Temperatura	Indicador de temperatura	-	P-01011	AI
PIT105	1001	Pressió	Indicador i transmissor de pressió	-	P-01013	AI
PC105	1001	Pressió	Regulador de pressió	-	-	AO/AI
PV105	1001	Pressió	Vàlvula de control	-	P-01004	AO
TI105	1001	Temperatura	Indicador de temperatura	-	P-01013	AI
TIT202	1002	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	R101	-	AI
TAH202	1002	Temperatura	Alarma d'alta temperatura	R101	-	AO
TIT203	1002	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	R101	-	AI
TAH203	1002	Temperatura	Alarma d'alta temperatura	R101	-	AO
TIT204	1002	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	R101	-	AI
TAH204	1002	Temperatura	Alarma d'alta temperatura	R101	-	AO
TIT205	1002	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	R101	-	AI
TAH205	1002	Temperatura	Alarma d'alta temperatura	R101	-	AO
PI206	1002	Pressió	Indicador de pressió	-	P-02003	AI
TI206	1002	Temperatura	Indicador de temperatura	-	P-02003	AI
TIT208	1002	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	R102	-	AI
TAH208	1002	Temperatura	Alarma d'alta temperatura	R102	-	AO
TIT209	1002	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	R102	-	AI
TAH209	1002	Temperatura	Alarma d'alta temperatura	R102	-	AO
TIT210	1002	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	R102	-	AI
TAH210	1002	Temperatura	Alarma d'alta temperatura	R102	-	AO
TIT211	1002	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	R102	-	AI
TAH211	1002	Temperatura	Alarma d'alta temperatura	R102	-	AO
PI212	1002	Pressió	Indicador de pressió	-	P-02006	AI

Taula 4.6. Llistat de la instrumentació. (cont.)

Etiqueta	P&ID	Tipus	Descripció	Equip	Canonada	Senyal
TI212	1002	Temperatura	Indicador de temperatura	-	P-02006	AI
TIT214	1002	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	R103	-	AI
TAH214	1002	Temperatura	Alarma d'alta temperatura	R103	-	AO
TIT215	1002	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	R103	-	AI
TAH215	1002	Temperatura	Alarma d'alta temperatura	R103	-	AO
TIT216	1002	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	R103	-	AI
TAH216	1002	Temperatura	Alarma d'alta temperatura	R103	-	AO
TIT217	1002	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	R103	-	AI
TAH217	1002	Temperatura	Alarma d'alta temperatura	R103	-	AO
FIT219.1	1002	Cabal	Indicador i transmissor de cabal	-	P-02009	AI
FIT219.2	1002	Cabal	Indicador i transmissor de cabal	-	VA-03003	AI
FC219	1002	Cabal	Control de cabal del <i>reformer</i>	-	-	AO/AI
FV219.1	1002	Cabal	Vàlvula de control	-	P-02009	AO
FV219.2	1002	Cabal	Vàlvula de control	-	VA-03003	AO
PI220	1002	Pressió	Indicador de pressió	-	P-02010	AI
TI220	1002	Temperatura	Indicador de temperatura	-	P-02010	AI
TIT301.1	1003	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	-	P-03001	AI
TIT301.2	1003	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	-	VA-03002	AI
TC301	1003	Temperatura	Regulador de temperatura	-	-	AO/AI
FIT301	1003	Cabal	Indicador i transmissor de cabal	-	VA-06011	AI
FC301	1003	Cabal	Regulador de cabal	-	-	AO/AI
FV301	1003	Cabal	Vàlvula de control	-	VA-06011	AO
PI302	1003	Pressió	Indicador de pressió	-	P-03012	AI
TIT302	1003	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	-	P-03012	AI
TC302	1003	Temperatura	Regulador de temperatura	-	-	AO/AI
TV302	1003	Temperatura	Vàlvula de control	-	P-03007	AO
TI400	1003	Temperatura	Indicadors de temperatura tubs <i>reformer</i>	R104	-	AI
FIT401.1	1004	Cabal	Indicador i transmissor de cabal	-	AA-06005	AI
FIT401.2	1004	Cabal	Indicador i transmissor de cabal	-	AA-04003	AI
FC401	1004	Cabal	Control de cabal d'aigua de procés	-	-	AO/AI
FV401	1004	Cabal	Vàlvula de control	-	AA-04003	AO
TI402	1004	Temperatura	Indicador de temperatura	-	AA-04004	AI
TI403	1004	Temperatura	Indicador de temperatura	-	VA-04005	AI

Taula 4.6. Llistat de la instrumentació. (cont.)

Etiqueta	P&ID	Tipus	Descripció	Equip	Canonada	Senyal
PIT404	1004	Pressió	Indicador i transmissor de pressió	R104	-	AI
PC404	1005	Pressió	Regulador de pressió forn <i>reformer</i>	-	-	AO/AI
PI405	1004	Pressió	Indicador de pressió	-	P-04002	AI
TIT405.1	1004	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	R104	-	AI
TIT405.2	1004	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	-	P-04002	AI
CC405	1004	-	Control de combustió forn <i>reformer</i>	-	-	AO/AI
FC405.1	1005	Cabal	Regulador de cabal	-	-	AO/AI
FC405.2	1005	Cabal	Regulador de cabal	-	-	AO/AI
FV405.1	1005	Cabal	Vàlvula de control	-	I-05002	AO
FV405.2	1005	Cabal	Vàlvula de control	-	GN-05001	AO
TI406	1004	Temperatura	Indicador de temperatura	-	P-04001	AI
TI501	1005	Temperatura	Indicador de temperatura	-	P-05005	AI
FIT502.1	1005	Cabal	Indicador i transmissor de cabal	-	P-02006	AI
FIT502.2	1005	Cabal	Indicador i transmissor de cabal	-	VA-03005	AI
FC502	1005	Cabal	Control de cabal del <i>prereformer</i>	-	-	AO/AI
FV502.1	1005	Cabal	Vàlvula de control	-	P-02006	AO
FV502.2	1005	Cabal	Vàlvula de control	-	VA-03005	AO
TI503	1005	Temperatura	Indicador de temperatura	-	P-05006	AI
TI504	1005	Temperatura	Indicador de temperatura	-	P-05007	AI
TI505	1005	Temperatura	Indicador de temperatura	-	I-05002	AI
TI506	1005	Temperatura	Indicador de temperatura	-	I-05003	AI
TIT602	1006	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	R105	-	AI
TAH602	1006	Temperatura	Alarma d'alta temperatura	R105	-	AO
TIT603	1006	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	R105	-	AI
TAH603	1006	Temperatura	Alarma d'alta temperatura	R105	-	AO
TIT604	1006	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	R105	-	AI
TAH604	1006	Temperatura	Alarma d'alta temperatura	R105	-	AO
TIT605	1006	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	R105	-	AI
TAH605	1006	Temperatura	Alarma d'alta temperatura	R105	-	AO
PI606	1006	Pressió	Indicador de pressió	-	P-06001	AI
TI606	1006	Temperatura	Indicador de temperatura	-	P-06001	AI
LIT608	1006	Nivell	Indicador i transmissor de nivell	S101	-	AI
LC608	1006	Nivell	Regulador de nivell	-	-	AO/AI
LV608	1006	Nivell	Vàlvula de control	-	AA-06005	AO
TIT609	1006	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	-	P-06009	AI

Taula 4.6. Llistat de la instrumentació. (cont.)

Etiqueta	P&ID	Tipus	Descripció	Equip	Canonada	Senyal
TC609	1006	Temperatura	Regulador de temperatura	-	-	AO/AI
FIT609	1006	Cabal	Indicador i transmissor de cabal	-	VA-06008	AI
FC609	1006	Cabal	Regulador de cabal	-	-	AO/AI
FV609	1006	Cabal	Vàlvula de control	-	VA-06008	AO
TIT701	1007	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	-	P-07003	AI
TC701	1007	Temperatura	Regulador de temperatura	-	-	AO/AI
FIT701	1007	Cabal	Indicador i transmissor de cabal	-	AM-07001	AI
FC701	1007	Cabal	Regulador de cabal	-	-	AO/AI
FV701	1007	Cabal	Vàlvula de control	-	VM-07002	AO
LIT703	1007	Nivell	Indicador i transmissor de nivell	S102	-	AI
LC703	1007	Nivell	Regulador de nivell	-	-	AO/AI
LV703	1007	Nivell	Vàlvula de control	-	C-07004	AO
TIT704	1007	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	-	P-07012	AI
TC704	1007	Temperatura	Regulador de temperatura	-	-	AO/AI
TIT801	1008	Temperatura	Indicador i transmissor de temperatura	-	P-08001	AI
TC801	1008	Temperatura	Regulador de temperatura	-	-	AO/AI
FIT801	1008	Cabal	Indicador i transmissor de cabal	-	AR-08002	AI
FC801	1008	Cabal	Regulador de cabal	-	-	AO/AI
FV801	1008	Cabal	Vàlvula de control	-	AR-08002	AO
LIT803	1008	Temperatura	Indicador i transmissor de nivell	S103	-	AI
LC803	1008	Nivell	Regulador de nivell	-	-	AO/AI
LV803	1008	Nivell	Vàlvula de control	-	C-08004	AO
PI804	1008	Pressió	Indicador de pressió	-	P-08007	AI
TI804	1008	Temperatura	Indicador de temperatura	-	P-08007	AI
FIT805	1008	Cabal	Indicador i transmissor de cabal	-	P-08009	AI
FC805	1008	Cabal	Regulador de cabal	-	-	AO/AI
FV805	1008	Cabal	Vàlvula de control	-	P-08011	AO
AI806	1008	Composició	Indicador de composició	-	P-08009	AI

4.7. Disseny de sistema de control

4.7.1. Control de pressió de la zona de compressió

S'ha fet servir un variador de velocitat del motor en els equips C101 i C102 per controlar la seva pressió de descàrrega. Variant la velocitat de gir, es produeix un desplaçament de la corba del compressor i del punt de funcionament.

El llaç de control utilitzat és un *feedback*, es regula la velocitat del compressor en funció de la pressió de descàrrega.

A més, es disposa d'un indicador de pressió a la sortida de la zona de compressió que connecta amb un bypass, per tal d'ajustar la pressió absoluta de descàrrega del gas natural.

Taula 4.7.1. Instrumentació del llaç.

Instrument	Identificador
Transmissor indicador de pressió	PIT104/102
Controlador de pressió	PC104/102
Indicador de pressió	PI105
Controlador de pressió	PC105
Vàlvula de pressió	PV105

4.7.2. Control de temperatura de la segona etapa de compressió

Per ajustar la temperatura que arriba al segon compressor C102, s'ha instal·lat un indicador de temperatura a la P-01011 que connecta amb el control del bypass, on es regula el cabal que no passa per C101.

El llaç de control utilitzat és un *feedback*, on es regula el cabal del bypass a través d'una vàlvula en funció de la temperatura desitjada.

Taula 4.7.2. Instrumentació del llaç.

Instrument	Identificador
Transmissor indicador de temperatura	TIT103
Controlador de temperatura	TC103
Vàlvula de temperatura	TV103

4.7.3. Control dels reactors R101 i R102

El rang òptim de temperatura d'operació dels reactors R101 i R102 es troba en 350-420°C, i per garantir una bona operació s'han instal·lat transmissors indicadors de temperatura.

A més, es disposen de quatre alarmes d'alta temperatura per evitar problemes en cas que sigui massa alta.

Taula 4.7.3.1. Instrumentació del llaç.

Instrument	Identificador
Transmissor indicador de temperatura	TIT202
Alarma d'alta temperatura	TAH202
Transmissor indicador de temperatura	TIT203
Alarma d'alta temperatura	TAH203
Transmissor indicador de temperatura	TIT204
Alarma d'alta temperatura	TAH204
Transmissor indicador de temperatura	TIT205
Alarma d'alta temperatura	TAH605

Taula 4.7.3.2. Instrumentació del llaç.

Instrument	Identificador
Transmissor indicador de temperatura	TIT208
Alarma d'alta temperatura	TAH208
Transmissor indicador de temperatura	TIT209
Alarma d'alta temperatura	TAH209
Transmissor indicador de temperatura	TIT210
Alarma d'alta temperatura	TAH210
Transmissor indicador de temperatura	TIT211
Alarma d'alta temperatura	TAH211

4.7.4. Control de cabal del *prereformer*

Abans que el corrent P-05006 passi a través del *reformer* i arribi al R103, es disposa un sistema de control que ajusta el cabal de procés (P-02006) i el de cabal de vapor (VA-03005) segons les condicions de la reacció, l'estequiometria de disseny o els excessos.

El sistema de control utilitzat per regular el cabal de producte i el cabal de vapor que arriba a l'entrada al *prereformer* és un doble llaç. Es disposa d'un indicador de cabal en cada corrent i segons el cabal desitjat es pot ajustar mitjançant les vàlvules de control.

Taula 4.7.4. Instrumentació del llaç.

Instrument	Identificador
Transmissor indicador de cabal	FIT502.1
Transmissor indicador de cabal	FIT502.2
Controlador de cabal	FC502
Vàlvula de cabal	FV502.1
Vàlvula de cabal	FV502.2

4.7.5. Control de cabal del *reformer* (R104)

El corrent P-02010 és la unió del cabal de procés (P-02009) i el de cabal de vapor (VA-03003). Abans que aquest passi a través del *reformer*, es disposa un sistema de control que ajusta aquests dos cabals segons les condicions de la reacció, l'estequiometria de disseny i la producció desitjada.

El sistema de control emprat per regular el cabal de producte i el cabal de vapor que arriba a la P-02010 és un doble llaç. Es disposa d'un indicador de cabal en cada corrent i segons el cabal desitjat es pot ajustar mitjançant les vàlvules de control.

Taula 4.7.5. Instrumentació del llaç.

Instrument	Identificador
Transmissor indicador de cabal	FIT219.1
Transmissor indicador de cabal	FIT219.2
Controlador de cabal	FC219
Vàlvula de cabal	FV219.1
Vàlvula de cabal	FV219.2

4.7.6. Control del reactor R104

Per a una bona operació del *reformer*, cal conèixer la temperatura de l'alimentació i del producte obtingut.

La temperatura dels gasos de sortida del forn i la temperatura de sortida del corrent de procés estan constantment monitorades. Aquestes afecten el control de cabal de gas natural del forn, perquè és un factor determinant la quantitat de compostos orgànics que es dirigeixen al forn per a ser cremats.

Dins del *reformer* es produeix el reformat de vapor, una reacció endotèrmica que requereix calor externa. Per afavorir la reacció, s'ha instal·lat un control de combustió que regula els cabals d'entrada d'aire, gas natural i gasos de la VPSA. En cas de requerir augmentar la temperatura, s'augmentarien els cabals d'entrada.

A més, es disposa d'un PIT al reactor que connecta amb el motor del soplant de gas. Variant la seva velocitat, s'aconsegueix mantenir la pressió desitjada.

També es disposa de sensors de temperatura a les sortides dels tubs del SMR, per tal de conèixer si la reacció es comporta de manera homogènia als tubs.

Taula 4.7.6. Instrumentació del llaç.

Instrument	Identificador
Transmissor indicador de temperatura	TIT405.1
Transmissor indicador de temperatura	TIT405.2
Controlador de cabal	FC405.1
Controlador de cabal	FC405.2
Vàlvula de cabal	FV405.1
Vàlvula de cabal	FV405.2
Transmissor indicador de pressió	PIT404
Sensors de temperatura a les sortides dels tubs	TI400

4.7.7. Control de temperatura de l'intercanviador E101

El corrent de sortida del reactor R104-SMR arriba a l'intercanviador E101 on es refreda el cabal de procés. L'objectiu principal és que el vapor d'alta pressió arribi fins a una temperatura determinada, segons les condicions d'operació.

Es tracta d'un control en cascada, que consisteix en un *feedback* on es manipula el cabal de vapor de l'E101 en funció de la temperatura del procés. La temperatura està determinada per dos TIT situats a la sortida del procés i la sortida del vapor per tal d'assegurar que la temperatura a l'entrada del vapor al procés és la desitjada.

Taula 4.7.7. Instrumentació del llaç.

Instrument	Identificador
Transmissor indicador de temperatura	TIT301.1
Transmissor indicador de temperatura	TIT301.2
Controlador de temperatura	TC301
Transmissor indicador de cabal	FIT301
Control de cabal	FC301

4.7.8. Control de la temperatura de entrada al R105

Per tal d'ajustar la temperatura que arriba al reactor R105-HTS (P-03012), s'ha instal·lat un indicador de temperatura després de la unió del bypass (P-03007) i la sortida de l'E102 (P-03010). Aquest indicador està connectat amb el controlador del bypass que ajusta el cabal segons la temperatura que detecta.

Controlada la temperatura d'entrada, es monitoren les condicions de sortida del mateix amb els indicadors pertinents per garantir una bona operació, a més de col·locar quatre alarmes d'alta temperatura per avisar en cas que sigui massa alta.

El llaç de control utilitzat és un *feedback*, on es regula el caudal del bypass a través d'una vàlvula en funció de la temperatura desitjada.

Taula 4.7.8.1. Instrumentació del llaç.

Instrument	Identificador
Transmissor indicador de temperatura	TIT302
Controlador de temperatura	TC302
Vàlvula de temperatura	TV302
Indicador de temperatura	TI606
Indicador de pressió	PI606

Taula 4.7.8.2. Instrumentació del llaç.

Instrument	Identificador
Transmissor indicador de temperatura	TIT602
Alarma d'alta temperatura	TAH602
Transmissor indicador de temperatura	TIT603
Alarma d'alta temperatura	TAH603
Transmissor indicador de temperatura	TIT604
Alarma d'alta temperatura	TAH604
Transmissor indicador de temperatura	TIT605
Alarma d'alta temperatura	TAH605

4.7.9. Control de nivell del separador de condensats S101

El separador de condensats S101 és un tanc a pressió parcialment ple de líquid, on és necessari controlar el nivell per complir amb el temps de residència requerit. Si aquest es buida o s'omple pot crear problemes en l'operació i separació.

El sistema de control emprat és un llaç *feedback* senzill on es controla regulant el flux de cabal del producte líquid.

Taula 4.7.9. Instrumentació del llaç.

Instrument	Identificador
Transmissor indicador de nivell	LIT608
Controlador de nivell	LC608
Vàlvula de nivell	LV608

4.7.10. Control de temperatura del intercanviador E103

El corrent de sortida del reactor R105-HTS ha de ser refredat fins a la temperatura desitjada segons les condicions d'operació. S'utilitza un control en cascada per controlar el cabal de refrigerant que li arriba, en el nostre cas vapor.

Taula 4.7.10. Instrumentació del llaç.

Instrument	Identificador
Transmissor indicador de temperatura	TIT609
Controlador de temperatura	TC609
Transmissor indicador de cabal	FIT609
Control de cabal	FC609

4.7.11. Control de temperatura del intercanviador E104

El corrent que arriba fins a l'intercanviador E104 és la sortida de l'E103, i es vol refredar el producte per tal d'arribar a la temperatura desitjada per al funcionament del separador S102.

Per això s'utilitzarà el mateix control en cascada que consisteix en un *feedback* on es manipula el cabal d'aigua de l'E104 en funció de la temperatura del procés determinada per un TIT a la sortida de l'equip. També connecta a un FIT d'aigua per regular el seu cabal.

Taula 4.7.11. Instrumentació del llaç.

Instrument	Identificador
Transmissor indicador de temperatura	TIT701
Controlador de temperatura	TC701
Transmissor indicador de cabal	FIT701
Control de cabal	FC701

4.7.12. Control de nivell del separador de condensats S102

A la sortida de l'intercanviador E104 es troba el separador de condensats S102. El seu objectiu és eliminar condensat per reduir les dimensions d'equips posteriors i perquè entri la menor quantitat possible a la VPSA. Per les mateixes raons que per al separador S101, és necessari controlar el nivell d'aquest.

El sistema de control emprat és un llaç *feedback* senzill on es controla regulant el flux de cabal del producte líquid.

Taula 4.7.12. Instrumentació del llaç.

Instrument	Identificador
Transmissor indicador de nivell	LIT703
Controlador de nivell	LC703
Vàlvula de nivell	LV703

4.7.13. Control de temperatura de l'aeri E105

S'ha fet servir un variador de velocitat del motor dels ventiladors en els equips E105-1 i E105-2 per controlar la temperatura de sortida.

El llaç de control utilitzat és un *feedback* on es regula la velocitat dels ventiladors en funció de la temperatura de sortida.

Taula 4.7.13. Instrumentació del llaç.

Instrument	Identificador
Transmissor indicador de temperatura	TIT704
Controlador de temperatura	TC704

4.7.14. Control de temperatura del intercanviador E106

El corrent que arriba fins a l'intercanviador E106 és la sortida de l'E105, i es busca refredar el producte fins a la temperatura desitjada, d'acord amb les condicions d'operació del separador S103.

Aquest és un control en cascada que consisteix en un *feedback* on es manipula el cabal d'aigua de l'E106 en funció de la temperatura del procés determinada per un TIT a la sortida de l'equip.

Taula 4.7.14. Instrumentació del llaç.

Instrument	Identificador
Transmissor indicador de temperatura	TIT801
Controlador de temperatura	TC801
Transmissor indicador de cabal	FIT801
Control de cabal	FC801

4.7.15. Control de nivell del separador de condensats S103

El separador de condensats S103 es troba a la sortida de l'intercanviador E106. Per assegurar una bona separació i evita problemes en l'operació si aquest es buida o s'omple, s'ha instal·lat un controlador de nivell a l'equip que connecta amb una vàlvula situada a la sortida de condensat.

El sistema de control emprat és un llaç *feedback* senzill on es controla regulant el flux de cabal del producte líquid.

Taula 4.7.15. Instrumentació del llaç.

Instrument	Identificador
Transmissor indicador de nivell	LIT803
Controlador de nivell	LC803
Vàlvula de nivell	LV803

4.8. Disseny d'equips

Tot seguit s'expliquen les condicions d'operació i de disseny dels diferents equips de les instal·lacions, així com els resultats més importants per a cada un. Els fulls d'especificacions es troben tots a l'annex E. Es mostra a continuació una taula amb les dimensions o paràmetres més rellevants de cada un.

Taula 4.8. Llistat d'equips.

Equip	Fluid	P&ID	Descripció	Material	Disseny		Operació		Dimensions		
					P (bar)	T (°C)	P (bar)	T (°C)	Cabal (kg/h)	dP (bar)	Pot (kW)
C101	Gas natural	1001	Primera etapa compressor alimentació	A516 G56	42.4	45	31.4	25	2.83·10 ⁴	7.1	208
C102	Gas natural	1001	Segona etapa compressor alimentació	A516 G56	48.2	72	38.5	38	2.83·10 ⁴	10.4	208
									Diàmetre (m)	Longitud (m)	Tubs
E100	Gas natural	1001	Refrigerador interetapes de compressió	A516 G56	-	-	38.5	38	-	-	-
E101	Gas procés	1003	Segon sobreescalfat de vapor de procés	B443	43.0	895	36.0	875	0.80	2.6	83
E102	Gas procés	1003	Producció de vapor de procés	B444	44.3	856	35.9	836	0.64	4.1	269
E103	Gas procés	1006	Primer sobreescalfat de vapor de procés	A516 G56	55.8	431	35.7	411	0.97	6	1079
E104	Gas procés	1007	Primera condensació	A516 G56	59.6	320	35.2	300	1.35	3	1309
E105	Gas procés	1007	Primera etapa de segona condensació amb aire	A516 G56	41.7	180	33.7	160	-	6	296
E106	Gas procés	1008	Segona etapa de segona condensació amb aigua de torre	A516 G56	9.3	60	1.0	40	0.70	6	646
									Diàmetre (m)	Alçada/Longitud (m)	
S101	Vapor/Aigua alta pressió	1006	Separador de vapor de procés	A516 G56	80.0	291	56.0	271	0.41	1.60	
S102	Gas procés/Condensat	1007	Separador de primera condensació	A516 G56	48.2	180	33.0	160	0.76	2.93	
S103	Gas procés/Condensat	1008	Separador de segona condensació	A516 G56	51.5	53	33.0	33	0.91	2.93	

Taula 4.8. Llistat d'equips. (cont.)

Equip	Fluid	P&ID	Descripció	Material	Disseny		Operació	
					P (bar)	T (°C)	P (bar)	T (°C)
K101	Gas natural	1001	K.O. Drum primera etapa de compressió	A516 G56	-	-	31.4	25
K102	Gas natural	1001	K.O. Drum segona etapa de compressió	A516 G56	-	-	38.5	38
N101	Aigua alta pressió/Vapor	1004	Producció de vapor de procés	B443	-	-	56.0	271
N102	Gas procés	1004	Escalfat alimentació SMR	B443	-	-	39.5	675
N103	Gas procés	1005	Escalfat alimentació PSR	A387 G12 C11	-	-	40.5	500
N104	Gas procés	1005	Escalfat alimentació HYT	A387 G12 C11	-	-	42.5	420
N105	Aire	1005	Escalfat d'aire de forn	A387 G12 C11	-	-	1.0	430
R101	Gas procés	1002	HYT - <i>Hydrotreater</i>	A387 G12 C11	48.4	440	44.0	420
R102	Gas procés	1002	SRU - Dessulfuradora	A387 G12 C11	45.7	440	41.5	420
R103	Gas procés	1002	PSR - <i>Prereformer</i>	A387 G12 C11	43.6	520	39.6	500
R104	Gas procés	1004 1005	SMR - <i>Reformer</i> de metà	B443	39.6	895	36.0	875
R105	Gas procés	1002	HTS - Shift d'alta temperatura	A387 G12 C11	39.6	430	36.0	410
SGC	Gasos combustió	1005	Soplant de gas de cua	A516 G56	-	-	1.0	122
VPSA	Gas procés	1005	Adsorció per oscil·lació de pressió al buit	A516 G56	-	-	33.0	33
XGC	Gasos combustió	1008	Xemeneia de gas de cua	A516 G56	-	-	1.0	122

4.8.1. Reactor R101

El reactor R101 es tracta d'un reactor d'hidrogenació, també anomenat tecnologia d'alt rendiment d'hidrogen o reactor HYT. Amb aquest, es pretén convertir els compostos orgànics de sulfur a àcid sulfhídric per reacció amb H₂, per tal d'eliminar-los en l'etapa posterior. El rang òptim de temperatura d'operació es troba entre 350 i 420°C (ref. 14). S'utilitza un catalitzador de molibdè de cobalt (ref. 15), que assegura una alta selectivitat per la hidrogenació. A més, l'alta activitat que proporciona aquest catalitzador permet que el reactor treballi amb alts cabals d'alimentació, i l'eliminació d'altres contaminant de la mescla.

A la taula 4.8.1 s'indiquen les condicions d'operació del reactor.

Taula 4.8.1. Dades del reactor R101.

Paràmetre	Dada
Tipus de reactor (ref. 16)	Llit fix
Temperatura d'operació (°C)	420
Temperatura de disseny (°C)	440
Pressió d'operació (bar)	44.0
Pressió de disseny (bar)	48.4
Catalitzador (ref. 15)	CoMo

4.8.2. Reactor R102

El reactor R102 és un reactor dessulfurant. Com el mateix nom indica, aquest s'encarrega d'eliminar l'àcid sulfhídric que es troba present al gas d'alimentació del reactor per tal d'evitar que es facin malbé uns altres equips i sistemes de la planta de producció, i que perjudiqui l'eficiència i duració del catalitzador que s'utilitza al reactor de reformat de vapor.

El procés de dessulfuració es duu a terme en un reactor de llit fix. El H₂S format durant la hidrogenació prèvia és adsorbat pel llit, que usa òxid de zinc com a catalitzador.

A la taula 4.8.2 s'indiquen les condicions d'operació del reactor.

Taula 4.8.2. Dades del reactor R102.

Paràmetre	Dada
Tipus de reactor (ref. 16)	Llit fix
Temperatura d'operació (°C)	350-420
Temperatura de disseny (°C)	440
Pressió d'operació (bar)	41.5
Pressió de disseny (bar)	45.7
Catalitzador (ref. 10)	ZnO

4.8.3. Reactor R103

El reactor R103 és un *prereformer*, la funció del qual és convertir els hidrocarburs pesats en més lleugers, com poden ser metà, hidrogen i òxids de carboni, abans que aquests entrin al reactor de reformat de vapor. Les reaccions per les quals s'obtenen els compostos esmentats es mostren a continuació, sent la primera endotèrmica, i la segona exotèrmica. (ref. 17)



El PSR es tracta d'un reactor adiabàtic que utilitza un catalitzador de níquel a baixes temperatures, en un rang d'entre 400 i 550°C. (ref. 17)

Amb la utilització del PSR, es facilita el treball al SMR, resultant en una reducció de les dimensions del reactor i del consum de vapor i combustible, i incrementant la producció d'hidrogen. (ref. 18)

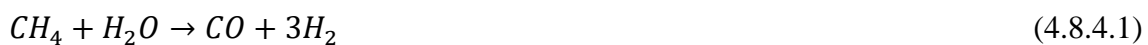
A la taula 4.8.3 s'indiquen les condicions d'operació del reactor.

Taula 4.8.3. Dades del reactor R103.

Paràmetre	Dada
Tipus de reactor (ref. 18)	Llit fix
Temperatura d'operació (°C)	456-500
Temperatura de disseny (°C)	520
Pressió d'operació (bar)	39.6
Pressió de disseny (bar)	43.6
Catalitzador (ref. 17)	Ni

4.8.4. Reactor R104

El reactor R104 és el *reformer*, on es duu a terme el procés de reformat de vapor. Aquest es tracta d'un tipus de forn que manté una temperatura d'entre 800 i 1000°C (ref.19) i està format per una sèrie de tubs. Dins d'aquests, en presència d'un catalitzador basat en níquel, reacciona vapor d'aigua amb metà per tal de convertir-lo en hidrogen, monòxid de carboni i diòxid de carboni, tal com es mostra a les reaccions següents. (ref.19)



L'última reacció, que converteix CO i vapor d'aigua en hidrogen i CO₂, fa que es produeixi un increment en el contingut d'hidrogen.

A la taula 4.8.4.1 s'indiquen les condicions d'operació del reactor.

Taula 4.8.4.1. Dades del reactor R104.

Paràmetre	Dada
Tipus de reactor (ref. 16)	Llit fix
Temperatura d'operació (°C)	875
Temperatura de disseny (°C)	895
Pressió d'operació (bar)	36.0
Pressió de disseny (bar)	39.6
Catalitzador (ref.19)	Ni/Al ₂ O ₃

4.8.5. Reactor R105

El reactor R105 es tracta d'un reactor de desplaçament d'alta temperatura o HTS. Com que el corrent de sortida del reactor R104 de reformat de vapor conté una barreja d'hidrogen, monòxid de carboni, diòxid de carboni, metà i vapor d'aigua en equilibri químic, amb el reactor HTS es pretén augmentar la quantitat d'hidrogen a la mescla de gasos. Aquest fet es produeix fent reaccionar el CO amb el vapor d'aigua per tal d'obtenir H₂ i CO₂, tal com es mostra a la reacció 4.8.5.



La conversió de monòxid de carboni a hidrogen és altament exotèrmica i es dona a elevades temperatures, en un rang d'entre 310 i 460°C (ref. 20). La reacció és catalitzada per un catalitzador en forma de pellets d'òxid de ferro, amb un agent estabilitzador d'òxid de crom per tal de reduir la velocitat de sinterització dels cristalls de ferro actius a altes temperatures, evitant així la disminució de l'activitat catalítica. També s'afegeix coure per tal d'incrementar l'activitat per unitat de volum i per proveir protecció contra un excés en el procés de reducció del catalitzador a baixos ratis de vapor-gas. Tant les condicions d'operació del reactor, com la composició del catalitzador es poden veure a la taula 4.8.5.

Taula 4.8.5. Dades del reactor R105.

Paràmetre	Dada	
Tipus de reactor (ref. 16)	Llit fix	
Temperatura d'operació (°C)	340-410	
Temperatura de disseny (°C)	430	
Pressió d'operació (bar)	36.0	
Pressió de disseny (bar)	39.6	
Composició de catalitzador (%) (ref. 20)	Fe ₂ O ₃	88.0
	Cr ₂ O ₃	9.00
	CuO	2.60

4.8.6. Zona de compressió

S'ha realitzat el disseny de la zona de compressió, amb la qual es pretén aconseguir una pressió absoluta de descàrrega del gas natural de 44 bar. El disseny complet es pot veure a l'annex D.1. En primer lloc, s'han recopilat a la taula 4.8.6 les dades preliminars necessàries per al disseny obtingudes a la simulació del procés.

Taula 4.8.6. Dades preliminars de la zona de compressió.

Paràmetre	Valor
Temperatura de succió (°C)	24.6
Pressió de succió (bar)	32.4
Temperatura de descàrrega (°C)	49.9
Pressió de descàrrega (bar)	44.0
Pes molecular (g/mol)	17.8
Cabal màssic (kg/min)	471

S'ha escollit el tipus de compressor mitjançant la figura 4.8.6.1.

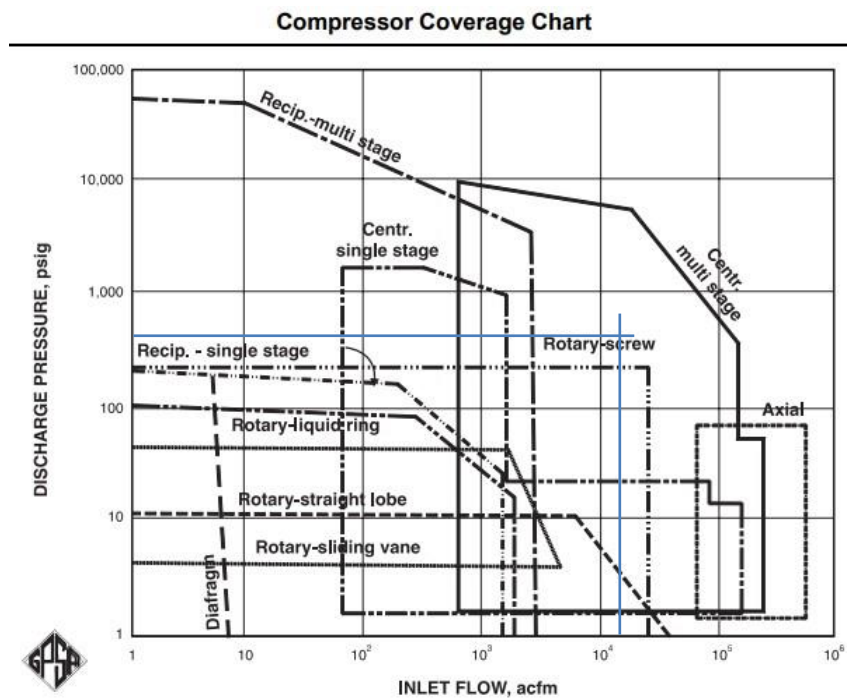


Figura 4.8.6. Determinació del tipus de compressor. (ref. 22)

Com es pot veure a la gràfica anterior, tenint en compte les especificacions requerides pel procés, s'ha determinat que es necessita un compressor centrífug multietapa.

A partir dels càlculs, s'obté que la temperatura de descàrrega és de 50.2°C, molt propera a la que es mostra a la simulació.

Es determina que el nombre d'etapes necessàries per a la compressió són 2, amb un sistema de refrigeració intermedi. El bescanviador E100 requereix una potència de 216 kW i un cabal d'aigua de refrigeració de $3.87 \cdot 10^4$ kg/h. Finalment, el resultat de la potència requerida pel conjunt de compressors C101 i C102 és 417 kW, valor que s'aproxima a l'obtinguda a la simulació.

4.8.7. Intercanviador E101

Per l'intercanviador E101, s'ha dissenyat un bescanviador de tubs i carcassa pel seu ampli rang de temperatura i pressió de treball i perquè el seu mètode de construcció està ben definit per la normativa TEMA (ref. 5). A més, és adaptable i flexible per la majoria d'aplicacions i és el més utilitzat per la seva alta fiabilitat.

El corrent que entra a l'intercanviador es troba a 875°C i està compost per CH₄, CO, CO₂, H₂, H₂O i N₂.

La funció de l'E101 és augmentar la temperatura del corrent de vapor que circula pel procés. Es pretén arribar fins a una temperatura de 425°C i produir vapor sobreescalfat, a més de refredar el corrent de procés. El vapor d'aigua circula pels tubs, ja que aquest corrent té més pressió.

S'ha escollit un capçal frontal de tipus B, el qual és adequat per treballar a pressions normals amb un fluid-costat tub, que és l'aigua. S'utilitza una carcassa de tipus E, ja que és la més utilitzada i econòmica. Per al capçal de retorn s'ha escollit un de tipus M perquè és el que es fa servir amb el capçal frontal B.

A continuació es mostren les propietats i dades fisicoquímiques per al disseny de l'intercanviador de calor:

Taula 4.8.7.1. Propietats fisicoquímiques dels corrents.

Variable	Corrent Fred	Corrent Calent
Fluid	Vapor	Gas de procés
Disposició	Tubs	Carcassa
m (kg/h)	94419	122697
T in (°C)	361	875
T out (°C)	425	836
Fracció vapor	1	1
Massa molecular	18	13
μ (cp)	0.024	0.043
k (W/m·K)	0.07	0.024
Cp (J/kg K)	2336	3004
Densitat (kg/m ³)	1.33	0.30

Per al disseny de l'intercanviador s'ha utilitzat el programari *Aspen Exchanger Design* i s'han obtingut els resultats òptims. Aquests es mostren a la taula 4.8.7.2.

Taula 4.8.7.2. Resultats del disseny del bescanviador de calor de tubs i carcassa.

Variable	Valor
Tipus	BEM
Nº de tubs	83
Longitud del bescanviador (m)	2.6
Diàmetre interior dels tubs (m)	0.03
Diàmetre exterior dels tubs (m)	0.04
Distribució dels tubs	45-Rotated Square
Diàmetre intern de la carcassa (m)	0.7
Diàmetre extern de la carcassa (m)	0.8
Pitch (mm)	0.048
Àrea d'intercanvi (m ²)	22.4

4.8.8. Intercanviador E102

El corrent que entra a l'intercanviador E102 és la sortida de l'E101 i es troba a 836°C. A més, està compost per CH₄, CO, CO₂, H₂, H₂O i N₂.

L'objectiu de l'E102 és escalfar el corrent format per aigua d'alta pressió, que arriba a una temperatura de 270°C i 56 bar, per produir vapor que posteriorment s'utilitzarà en el procés.

A la vegada, s'aprofita per refredar temperatura del corrent de sortida del *reformer* R104-SMR. L'aigua d'alta pressió circula pels tubs, ja que aquest corrent té més pressió.

A continuació es mostren les propietats i dades fisicoquímiques per al disseny de l'intercanviador de calor:

Taula 4.8.8.1. Propietats fisicoquímiques dels corrents.

Variable	Corrent Fred	Corrent Calent
Fluid	Aigua alta pressió	Gas de procés
Disposició	Tubs	Carcassa
m (kg/h)	103272	122697
T in (°C)	270	836
T out (°C)	271	340
Fracció vapor	0	1
Massa molecular	18	13
μ (cp)	0.065	0.042
k (W/m·K)	2.11	0.15
Cp (J/kg K)	5717	2979
Densitat (kg/m ³)	542	0.31

Per al disseny de l'intercanviador s'ha utilitzat el programari *Aspen Exchanger Design* i s'han obtingut els resultats òptims. Aquests es mostren a la taula 4.8.8.2.

Taula 4.8.8.2. Resultats del disseny del bescanviador de calor de tubs i carcassa.

Variable	Valor
Tipus	BEM
Nº de tubs	269
Longitud del bescanviador (m)	4.05
Diàmetre interior dels tubs (m)	0.014
Diàmetre exterior dels tubs (m)	0.019
Distribució dels tubs	30-Triangular
Diàmetre intern de la carcassa (m)	0.53
Diàmetre extern de la carcassa (m)	0.64
Pitch (mm)	0.023
Nº en paral·lel	3
Àrea d'intercanvi (m ²)	183.6

4.8.9. Intercanviador E103

S'ha dissenyat el bescanviador de tubs i carcassa E103 amb la funció de refredar temperatura del corrent de sortida del reactor R105 i escalfar el vapor que circula pel procés. El corrent que entra a l'intercanviador es troba a 410°C i està compost per CH₄, CO, CO₂, H₂, H₂O i N₂.

Per tal refredar el corrent de sortida del reactor s'ha utilitzat un corrent de procés, format per vapor d'aigua, que es troba a una temperatura de 271°C i, aprofitant el bescanvi de calor, es pretén arribar a una temperatura de 361°C. El vapor d'aigua circula pels tubs, ja que aquest corrent té més pressió.

A continuació es mostren les propietats i dades fisicoquímiques per al disseny de l'intercanviador de calor:

Taula 4.8.9.1. Propietats fisicoquímiques dels corrents.

Variable	Corrent Fred	Corrent Calent
Fluid	Vapor	Gas de procés
Disposició	Tubs	Carcassa
m (kg/h)	167430	122697
T in (°C)	271	411
T out (°C)	362	300
Fracció vapor	1	1
Massa molecular	18	13
μ (cp)	0.02	0.03
k (W/m·K)	0.06	0.1
C _p (J/kg K)	2608	2759
Densitat (kg/m ³)	1.32	0.49

Per al disseny de l'intercanviador s'ha utilitzat el programari *Aspen Exchanger Design* i s'han obtingut els resultats òptims. Aquests es mostren a la taula 4.8.9.2.

Taula 4.8.9.2. Resultats del disseny del bescanviador de calor de tubs i carcassa.

Variable	Valor
Tipus	BEM
Nº de tubs	1079
Longitud del bescanviador (m)	6
Diàmetre interior dels tubs (m)	0.015
Diàmetre exterior dels tubs (m)	0.019
Distribució dels tubs	30-Triangular
Diàmetre intern de la carcassa (m)	0.90
Diàmetre extern de la carcassa (m)	0.97
Pitch (mm)	0.024
Nº en paral·lel	2
Àrea d'intercanvi (m ²)	741.4

4.8.10. Intercanviador E104

La funció del E104 és la mateixa que la de l'E103, refredar temperatura del corrent de sortida del reactor R105-HTS. El corrent que entra a l'intercanviador és la sortida de l'E103 i aquesta es troba a 300°C. A més, està compost per CH₄, CO, CO₂, H₂, H₂O i N₂.

Per tal refredar el corrent de sortida del reactor s'ha utilitzat un corrent d'aigua que es troba a una temperatura de 108°C.

L'intercanviador E104 està situat en sèrie amb l'E103.

A continuació es mostren les propietats i dades fisicoquímiques per al disseny de l'intercanviador de calor:

Taula 4.8.10.1. Propietats fisicoquímiques dels corrents.

Variable	Corrent Fred (aigua)	Corrent Calent
Fluid	Aigua	Gas de procés
Disposició	Tubs	Carcassa
m (kg/h)	40000	122697
T in (°C)	108	300
T out (°C)	160	110
Fracció vapor	0	1
Massa molecular	18	13
μ (cp)	0.12	0.03
k (W/m·K)	3.45	0.08
Cp (J/kg K)	4217	2703
Densitat (kg/m ³)	703	0.58

Per al disseny de l'intercanviador s'ha utilitzat el programari *Aspen Exchanger Design* i s'han obtingut els resultats òptims. Aquests es mostren a la taula 4.8.10.2.

Taula 4.8.10.2. Resultats del disseny del bescanviador de calor de tubs i carcassa.

Variable	Valor
Tipus	BEM
Nº de tubs	1309
Longitud del bescanviador (m)	3
Diàmetre interior dels tubs (m)	0.021
Diàmetre exterior dels tubs (m)	0.025
Distribució dels tubs	30-Triangular
Diàmetre intern de la carcassa (m)	1.3
Diàmetre extern de la carcassa (m)	1.35
Pitch (mm)	0.031
Àrea d'intercanvi (m ²)	292.3

4.8.11. Aeri E105

S'han dissenyat dos aerorefrigerants situats en paral·lel, l'E105-1 i l'E105-2, per tal de disminuir la temperatura del corrent de sortida del separador S102 que es troba a 160°C.

La composició del corrent continua sent la mateixa que els anteriors intercanviadors.

A continuació es mostren les propietats i dades fisicoquímiques per al disseny de l'intercanviador de calor:

Taula 4.8.11.1. Propietats fisicoquímiques dels corrents.

Variable	Corrent Fred (aire)	Corrent Calent
Fluid	Aire	Gas de procés
m (kg/h)	600000	51858
T in (°C)	30	160
T out (°C)	113	50
Fracció vapor	1	1
Massa molecular	29	13
μ (cp)	0.19	0.02
k (W/m·K)	0.03	0.06
Cp (J/kg K)	1007	2748
Densitat (kg/m ³)	1.16	11.27

Per al disseny de l'intercanviador s'ha utilitzat el programari *Aspen Exchanger Design* seguint la normativa API i s'han obtingut els resultats òptims. Aquests es mostren a la taula 4.8.11.2.

Taula 4.8.11.2. Resultats del disseny del bescanviador de calor de tubs i carcassa.

Variable	Valor
Tipus configuració	Forced
Nº de tubs	296
Longitud del tub (m)	6
Diàmetre interior dels tubs (m)	0.022
Diàmetre exterior dels tubs (m)	0.025
Tipus fin	G-finned
Diàmetre fin	0.057
Angle Layout	30
Passos	3
Pitch (mm)	0.06
Nº en paral·lel	2
Àrea d'intercanvi (m ²)	13.2

4.8.12. Intercanviador E106

Per l'intercanviador E106, s'ha dissenyat un bescanviador de tubs amb la funció de refredar la temperatura del corrent de sortida del sistema d'aerorefrigerants. Aquest es troba a 50°C i està compost per CH₄, CO, CO₂, H₂, H₂O i N₂.

Per tal refredar el corrent de sortida dels aerorefrigerants s'ha utilitzat un corrent d'aigua de refrigeració que es troba a una temperatura de 30°C.

A continuació es mostren les propietats i dades fisicoquímiques per al disseny de l'intercanviador de calor:

Taula 4.8.12.1. Propietats fisicoquímiques dels corrents.

Variable	Corrent Fred (aigua)	Corrent Calent
Fluid	Aigua	Gas de procés
Disposició	Carcassa	Tubs
m (kg/h)	154000	103723
T in (°C)	30	50
T out (°C)	40	33
Fracció vapor	0.708	1
Massa molecular	18	18
μ (cp)	0.39	0.26
k (W/m·K)	4.26	4.22
C _p (J/kg K)	4286	4237
Densitat vapor (kg/m ³)	-	13
Densitat líquid (kg/m ³)	750	740

Per al disseny de l'intercanviador s'ha utilitzat el programari *Aspen Exchanger Design* i s'han obtingut els resultats òptims. Aquests es mostren a la taula 4.8.12.2.

Taula 4.8.12.2. Resultats del disseny del bescanviador de calor de tubs i carcassa.

Variable	Valor
Tipus	BEM
Nº de tubs	646
Longitud del bescanviador (m)	6
Diàmetre interior dels tubs (m)	0.014
Diàmetre exterior dels tubs (m)	0.019
Distribució dels tubs	45-Rotated Square
Diàmetre intern de la carcassa (m)	0.67
Diàmetre extern de la carcassa (m)	0.70
Pitch (mm)	0.024
Nº en paral·lel	2
Àrea d'intercanvi (m ²)	453

4.8.13. Separador S101

Per al separador S101 es proposa un separador horitzontal amb un *demister*, ja que és imperatiu evitar que es dirigeixi aigua d'alta pressió cap a l'intercanviador E103. Es mostra a continuació una taula amb els paràmetres de disseny obtinguts a partir d'*Aspen*.

Taula 4.8.13.1. Paràmetres de disseny.

Variable	Valor
Reynolds	$2.80 \cdot 10^6$
Densitat líquid (kg/m^3)	540
Densitat gas (kg/m^3)	27
T ($^{\circ}\text{R}$)	980
Z	0.8186
Cabal gas (mmscf/D)	5.211
Cabal líquid (B/D)	235.2
P (psia)	812
Viscositat (Pa s)	$2.11 \cdot 10^{-5}$

Seguint el procediment explicat a l'annex D.2 i més particularment D.2.1 s'arriba als següents resultats.

Taula 4.8.13.2. Resultats del disseny del separador.

Variable	Valor
Temps de residència (min)	3
Diàmetre (in)	16
Longitud (ft)	5.25
Diàmetre inlet (in)	14
Diàmetre gas outlet (in)	14
Diàmetre líquid outlet (in)	0.75
Diàmetre <i>demister</i> (in)	1.25

4.8.14. Separador S102

Per al separador S102 es proposa un separador vertical, ja que tenen major capacitat per a líquids, sense un *demister*. Es mostra a continuació una taula amb els paràmetres de disseny obtinguts a partir d'*Aspen*.

Taula 4.8.14.1. Paràmetres de disseny.

Variable	Valor
Reynolds	$1.82 \cdot 10^6$
Densitat líquid (kg/m^3)	664
Densitat gas (kg/m^3)	11
T ($^{\circ}\text{R}$)	780
Z	0.9971
Cabal gas (mmscf/D)	7.798
Cabal líquid (B/D)	4312
P (psia)	479
Viscositat (Pa s)	$2.01 \cdot 10^{-5}$

Seguint el procediment explicat a l'annex D.2 i més particularment D.2.2 s'arriba als següents resultats.

Taula 4.8.14.2. Resultats del disseny del separador.

Variable	Valor
Temps de residència (min)	1
Diàmetre (in)	30
Alçada (ft)	9.6
Diàmetre inlet (in)	16
Diàmetre gas outlet (in)	16
Diàmetre líquid outlet (in)	3

4.8.15. Separador S103

Per al separador S102 es proposa un separador vertical, ja que tenen major capacitat per a líquids, amb un *demister* per assegurar que a la VPSA arribi la menor quantitat d'aigua possible. Es mostra a continuació una taula amb els paràmetres de disseny obtinguts a partir d'*Aspen*.

Taula 4.8.14.1. Paràmetres de disseny.

Variable	Valor
Reynolds	$2.10 \cdot 10^6$
Densitat líquid (kg/m^3)	749
Densitat gas (kg/m^3)	14
T ($^{\circ}\text{R}$)	551
Z	1.0090
Cabal gas (mmscf/D)	4.458
Cabal líquid (B/D)	6156
P (psia)	479
Viscositat (Pa s)	$1.23 \cdot 10^{-5}$

Seguint el procediment explicat a l'annex D.2 i més particularment D.2.2 s'arriba als següents resultats.

Taula 4.8.14.2. Resultats del disseny del separador.

Variable	Valor
Temps de residència (min)	1
Diàmetre (in)	36
Alçada (ft)	9.6
Diàmetre inlet (in)	10
Diàmetre gas outlet (in)	10
Diàmetre líquid outlet (in)	3.5
Diàmetre <i>demister</i> (in)	1

4.9. Descripció funcional del projecte

El procés de producció d'hidrogen inicia amb el subministrament de gas natural, que s'uneix amb el recicla d' H_2 provinent de la sortida de la VPSA. Aquest fluid passa per un primer *knockout drum*, K101, per tal de separar els possibles líquids o sòlids del gas i així protegir els equips següents. El fluid es dirigeix a la primera etapa de compressió C101, i posteriorment al bescanviador E100 per refrigerar el gas natural mitjançant aigua de refrigeració abans d'arribar a la segona etapa. El fluid passa per un segon *knockout drum* K102, i entra a la segona compressió C102. S'ha instal·lat un bypass abans de l'entrada d'E100 amb un control de temperatura a la sortida del K102 en cas que l'E100 refrigeri en excés. En cas que el corrent de sortida de la zona de compressió tingui una pressió massa elevada, s'ha instal·lat un bypass abans de l'entrada del C101 amb un sistema de control de pressió per ajustar-la.

El corrent de sortida de la zona de compressió es dirigeix al bescanviador N104 localitzat a la xemeneia del reactor R104 per tal d'arribar a la temperatura requerida a l'entrada del reactor R101, que és de 420°C. En aquest reactor, s'hidrogena el gas de procés per tal de convertir els compostos orgànics de sulfur en àcid sulfhídric.

La sortida del R101 entra directament al R102, que és un reactor dessulfurant i opera en un rang de temperatures de 350 a 420°C. En aquest, s'elimina l'àcid sulfhídric produït al reactor anterior.

El gas de procés que s'obté del R102 s'uneix amb el vapor provinent del bescanviador E101 i passa pel bescanviador N103 per escalfar-se fins a la temperatura d'operació del R103, que és un rang de 456 a 500°C. El reactor R103 és un *prereformer* i s'encarrega de convertir els hidrocarburs pesats en més lleugers abans d'entrar al reactor R104. Les reaccions que es donen a l'interior del *prereformer* es poden consultar a l'apartat 4.8.3.

La sortida del reactor R103 s'uneix amb el vapor provinent de l'E101 i es dirigeix al bescanviador N102 per tal d'escalfar-se fins a 875°C, que és la temperatura d'operació del reactor R104. Aquest és el *reformer* o SMR, on es duu a terme el procés de reformat de vapor i es converteix el metà en hidrogen. Les reaccions que es donen durant aquest procés es poden veure a l'apartat 4.8.4.

Com que és necessari refrigerar el corrent de sortida de R104, es dirigeix a dos bescanviadors col·locats en sèrie. El gas de procés entra per carcassa al bescanviador E101 i és refrigerat per un corrent de vapor d'alta pressió provinent de l'E103. La temperatura de sortida del gas de procés està controlada per un control en cascada. Aquest corrent entra també per carcassa al segon bescanviador, l'E102, i és refrigerat pel corrent d'aigua d'alta pressió. El vapor d'alta pressió que surt pels tubs de l'E102 s'uneix amb el corrent de sortida del N101 i es dirigeix al separador S101. Per fons, surt l'aigua d'alta pressió i es retorna a l'entrada de N101. S'ha instal·lat un bypass abans de l'entrada a l'E102 amb un sistema de control de temperatura a la seva sortida en cas que aquest refrigeri més del compte, ja que ha de sortir a la temperatura d'operació del R105, que consta d'un rang de 340 a 410°C.

El gas de procés que surt de l'E102 entra al reactor R105. Amb aquest es pretén augmentar la quantitat d'hidrogen a la mescla de gasos de sortida del R104 mitjançant la reacció que es mostra a l'apartat 4.8.5. Es pretén refredar la sortida de R105 amb dos bescanviadors en sèrie. El corrent de sortida de R105 passa per E103 i és refrigerat per la sortida de vapor d'alta pressió que es dona pel cap de S101. Part del vapor que surt per tubs es dirigeix a E101 com s'ha esmentat anteriorment, i la resta s'exporta. El gas de procés que surt per carcassa entra al següent bescanviador, E104, i es refrigera per mitjà d'un subministrament d'aigua de mitja pressió. El vapor de mitja pressió de sortida s'exporta. El gas de procés de sortida de l'E104 es dirigeix al separador S102. Per fons

surt el condensat, i per cap el gas, que es fa passar per un parell dos parells d'aerorefrigerants col·locats en paral·lel (E105-1 i E105-2) per reduir la temperatura del fluid. El corrent de sortida dels aerorefrigerants es fa passar pel bescanviador E106 per tal de reduir encara més la temperatura, i és refrigerat per un subministrament d'aigua de refrigeració. Seguidament, entra al separador S103, pel fons del qual surt el condensat, i per cap el gas que es dirigeix a la VPSA. Aquest equip serveix per separar i purificar els gasos presents a la mescla. Per aquest surt el CO₂, un cabal fixat de recicle d'H₂, l'excés d'H₂, que és el producte, i el *tail gas*. Aquest últim s'uneix a la sortida d'aire de N105 i a un subministrament de gas natural i es dirigeix al forn per alimentar la combustió.

5. SEGURETAT

5.1. Anàlisi de risc (HazOp)

Com ja s'ha comentat anteriorment, es realitza una anàlisi de riscos (HazOp) dels diferents equips presents a les instal·lacions. El HazOp consisteix en un examen crític, formal i sistemàtic a un procés o projecte d'enginyeria de nova instal·lació, per avaluar el risc potencial de l'operació o funcionament incorrecte dels components individuals dels equips, i els conseqüents efectes sobre la instal·lació com conjunt. Per tant, i seleccionant uns nodes d'estudi (en aquest cas un conjunt d'equips), s'estudien les possibles desviacions, les seves causes i conseqüències. Posteriorment, s'atribueixen un nivell de conseqüència (C), d'1 (menor) a 5 (major) i és cerca la freqüència (F) estimada dels successos iniciadors, on el número és l'exponent de la freqüència per any. En funció dels valors de C, F i emprant una matriu de riscos semi quantitativa, s'assigna un identificador de A (mitigació instantània a B o parada de la planta), B (prendre urgentment les mesures necessàries per assegurar operació estable), C (prendre tan aviat com es pugui les mesures necessàries per assegurar operació estable) o D (no fer res) a cada desviació. Finalment, es proposen un seguit de salvaguardes que disminueixen el nivell de freqüència (en el cas d'una PSV, per exemple en 4) i reassigna l'identificador.

Tal com es mostra a continuació, es crea una taula per cada conjunt d'equips, en aquest cas, per cada un dels P&IDs.

Taula 5.1.1. HazOp del P&ID1001.

Paraula guia	Desviació	Causes	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions
Més	Més cabal a C101	Fallada control FC805 (FV805 oberta totalment)	Augment de la potència i, per tant, de la pressió.	4	1	A	- PSV a la carcassa de l'intercanviador E100	4	5	C	- Dissenyar PSV per aquest cas - Alarma d'alt cabal a TI101
		Excés de subministrament de gas natural	Ruptura catastròfica de la carcassa d'E100	4	1	A		4	5	C	
	Més cabal a E100 (carcassa)	Veure "Més cabal a C101"									- Dissenyar PSV per aquest cas - Alarma d'alt cabal a TI101
	Més cabal a E100 (tubs)	Excés de subministrament d'aigua de refrigeració	No conseqüències de seguretat.								
	Més cabal a C102	Veure "Més cabal a C101"	Augment de la potència i, per tant, de la pressió. No conseqüències de seguretat.								
Menys	Menys cabal a C101	Fallada control FC805 (FV805 tancat totalment)	No conseqüències de seguretat								
		Falta de subministrament de gas natural									
	Menys cabal a E100 (carcassa)	Veure "Menys cabal a C101"									
	Menys cabal a E100 (tubs)	Falta de subministrament d'aigua de refrigeració	Augment de la temperatura a carcassa, el gas tindrà menys densitat i més volum, la segona etapa del compressor necessitarà més potència per moure aquest volum.	4	1	A		4	5	C	- Alarma de potència màxima
	Menys cabal a C102	Veure "Menys cabal a C101"									
No	No cabal a C101	Fallada control PC105 (PV105 oberta totalment)	No conseqüències de seguretat.								
	No cabal a E100 (carcassa)	Veure "No cabal a C101"									
	No cabal a E100 (tubs)	Veure "Menys cabal a E100 (tubs)"									
	No cabal a C102	Veure "No cabal a C101"									

Taula 5.1.1. HazOp del P&ID1001. (cont.)

Paraula guia	Desviació	Causes	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions
Invers	Flux invers a PC105	Diferencial de pressió entre P-01012 i P-01004	Acumulació del fluid de procés a la zona de compressió.								- Vàlvula <i>check</i> a P-01004
	Flux invers a P-01010	Diferencial de pressió entre P-01007 i P-01010	Acumulació del fluid de procés a E100.								- Vàlvula <i>check</i> a P-01010
Més	Més pressió a la sortida de C101	Fallada control PC102	Ruptura catastròfica de la carcassa d'E100.	4	1	A	- PSV a la carcassa de l'intercanviador E100	4	5	C	- Dissenyar PSV per aquest cas - Alarma d'alta pressió a PC102
	Més pressió a la sortida de C102	Fallada control PC104	Més pressió després de C102, a N104 i R101	4	1	A	- PSV a N104 o R101				- Dissenyar PSV per aquest cas
	Més pressió a la sortida de la zona de compressió (P-01013)	Fallada control PC105 (PV105 tancada totalment) i PC104	Ruptura catastròfica tubs N104.	4	2	B	- PSV a la canonada P-01013	4	6	D	- Dissenyar PSV per aquest cas - Alarma d'alta pressió a PC105 - Assegurar cabal mínim a PV105
Menys	Menys pressió a la sortida de C101	Fallada control PC102	No conseqüències de seguretat								
	Menys pressió a la sortida de C102	Fallada control PC104	No conseqüències de seguretat.								
	Menys pressió a la sortida de la zona de compressió (P-01013)	Fallada control PC105 (PV105 oberta totalment)	No conseqüències de seguretat.								
Més	Més temperatura a l'entrada de C102	Fallada control TC103 (TV103 oberta totalment)	Augment de la temperatura a carcassa, el gas tindrà menys densitat i més volum, la segona etapa del compressor necessitarà més potència per moure aquest volum.	4	1	A		4	5	C	- Alarma de potència màxima
		Fallada d'aigua de refrigeració									

Taula 5.1.1. HazOp del P&ID1001. (cont.)

Paraula guia	Desviació	Causas	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions
Menys	Menys temperatura a l'entrada C102	Fallada control TC103 (TV103 tancada totalment)	No conseqüències de seguretat.								
As well as	No aplica										
No	No utilities	Fallada aigua de refrigeració	Veure "No cabal E100 (tubs)".								
		Fallada d'energia elèctrica	Aturada C101 i C102. No conseqüències de seguretat.								
		Fallada d'aire d'instruments	TV103 oberta PV105 oberta								

Taula 5.1.2. HazOp del P&ID1002.

Paraula guia	Desviació	Causes	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions
Més	Més cabal a R101	Fallada control FC805 (FV805 oberta totalment)	Augment de la pressió per acumulació de gas sense reaccionar. Ruptura catastròfica del reactor R101.	4	1	A	- PSV201 al reactor R101.	4	5	C	- Dissenyar PSV201 per aquest cas.
		Excés de subministrament de gas natural									
	Més cabal a R102	Veure "Més cabal a R101"	Augment de la pressió per acumulació de gas sense reaccionar. Ruptura catastròfica del reactor R102.	4	1	A	- PSV207 al reactor R102.	4	5	C	- Dissenyar PSV207 per aquest cas.
Més cabal a R103	Més cabal a R103	Veure "Més cabal a R101"	Augment de la pressió per acumulació de gas sense reaccionar. Ruptura catastròfica del reactor R103.	4	1	A	- PSV213 al reactor R103.	4	5	C	- Dissenyar PSV213 per aquest cas.
		Fallada control FC502 (FV502.1 i FV502.2 obertes totalment)									
Menys	Menys cabal a R101	Fallada control FC805 (FV805 tancat totalment)	No conseqüències de seguretat.								
		Falta de subministrament de gas natural									
	Menys cabal a R102	Veure "Menys cabal a R101"	No conseqüències de seguretat.								
Menys cabal a R103	Menys cabal a R103	Veure "Menys cabal a R101"	No conseqüències de seguretat.								
		Fallada control FC502 (FV502.1 i/o FV502.2 tancades totalment)									
No	No cabal a R101	Falta de subministrament de gas natural i fallada control FC805 (FV805 tancada totalment)	No conseqüències de seguretat.								
	No cabal a R102	Veure "No cabal a R101"	No conseqüències de seguretat.								
	No cabal a R103	Fallada control FC502 (FV502.1 i FV502.2 tancades totalment)	No conseqüències de seguretat.								
Invers	Flux invers a FC219	Diferencial de pressió entre P-02009 i VA-03003	Acumulació del fluid de procés a R103.								- Vàlvula <i>check</i> després del control de P-02009

Taula 5.1.2. HazOp del P&ID1002. (cont.)

Paraula guia	Desviació	Causas	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions
Més	Més pressió a R101	Fallada control PC105 (PV105 tancada totalment) i PC104	Ruptura catastròfica del reactor R101.	4	1	A	- PSV201 al reactor R101.	4	5	C	- Dissenyar PSV201 per aquest cas.
	Més pressió a R102	Veure "Més pressió a R101"	Ruptura catastròfica del reactor R102.	4	1	A	- PSV207 al reactor R102.	4	5	C	- Dissenyar PSV207 per aquest cas.
	Més pressió a R103	Veure "Més cabal a R103"	Ruptura catastròfica del reactor R103.	4	1	A	- PSV213 al reactor R103.	4	5	C	- Dissenyar PSV213 per aquest cas.
Menys	Menys pressió a R101	Fallada control PC105 (PV105 oberta totalment)	No conseqüències de seguretat.								
	Menys pressió a R102	Veure "Menys pressió a R101"	No conseqüències de seguretat.								
	Menys pressió a R103	Veure "Menys cabal a R103"	No conseqüències de seguretat.								
Més	Més temperatura a R101	Foc extern	Ruptura catastròfica del reactor R101.	4	2	B	- PSV201 al reactor R101.	4	6	D	- Dissenyar PSV201 per aquest cas.
	Més temperatura a R102	Foc extern	Ruptura catastròfica del reactor R102.	4	2	B	- PSV207 al reactor R102.	4	6	D	- Dissenyar PSV207 per aquest cas.
	Més temperatura a R103	Foc extern	Ruptura catastròfica del reactor R103.	4	2	B	- PSV213 al reactor R103.	4	6	D	- Dissenyar PSV213 per aquest cas.
Menys	Menys temperatura a R101	No aplica									
	Menys temperatura a R102	No aplica									
	Menys temperatura a R103	No aplica									
As well as	As well as corrosió en línies P-02006, P-02009, P-02010, P-05005 i P-05007	Corrosió sota aïllament	Fuga de producte inflamable a l'exterior amb possibilitat d'explosió.	2	1	C	Programa d'inspecció en vigor.	2	2	C	
	As well as corrosió en línia VA-03003	Corrosió sota aïllament	Fuga de vapor a alta pressió. Possibles cremades a personal.	1	4	D					
No	No utilities	Fallada d'aire d'instruments	FV219.1 tancada FV219.2 tancada								

Taula 5.1.3. HazOp del P&ID1003.

Paraula guia	Desviació	Causas	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions	
Més	Més cabal a E101 (carcassa)	Fallada control FC219 (FV219.1 i FV219.2 obertes totalment)	Augment de pressió. Ruptura catastròfica de la carcassa d'E101	4	1	A	- PSV a la carcassa d'E101	4	5	C	- Dissenyar PSV per aquest cas	
	Més cabal a E101 (tubs)	Fallada control en cascada TC301 i FC301 (FV301 oberta totalment)	Augment de pressió. Ruptura catastròfica tub E101. Entrada de vapor d'aigua al procés. No conseqüències de seguretat.									
	Més cabal a E102 (carcassa)	Veure "Més cabal a E101 (carcassa)"	Fallada control TC302 (TV302 tancada totalment)	Augment de pressió. Ruptura catastròfica de la carcassa d'E102	4	1	A	- PSV a la carcassa d'E102	4	5	C	- Dissenyar PSV per aquest cas
Més cabal a E102 (tubs)	Excés de subministrament d'aigua a alta pressió	Ruptura catastròfica tub d'E102. Entrada d'aigua al procés. No conseqüències de seguretat.										
Menys	Menys cabal a E101 (carcassa)	Fallada control FC219 (FV219.1 i/o FV219.2 tancades totalment)	No conseqüències de seguretat.									
	Menys cabal a E101 (tubs)	Fallada control en cascada TC301 i FC301 (FV301 tancada totalment)	Refrigeració insuficient del corrent P-04002. No conseqüències de seguretat.									
	Menys cabal a E102 (carcassa)	Veure "Menys cabal a E101 (carcassa)"	No conseqüències de seguretat.									
	Menys cabal a E102 (tubs)	Falta de subministrament d'aigua a alta pressió	Refrigeració insuficient del corrent P-03006. Entrada a més temperatura a R105. <i>Runaway.</i>	4	1	A	- PSV601 en R105	4	5	C	- Dissenyar PSV601 per aquest cas	

Taula 5.1.3. HazOp del P&ID1003. (cont.)

Paraula guia	Desviació	Causas	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions
No	No cabal a E101 (carcassa)	Veure "Menys cabal a E101 (carcassa)"	No conseqüències de seguretat.								
		Ruptura tubs de N102									
		Ruptura tubs de R104									
	No cabal a E101 (tubs)	Veure "Menys cabal a E101 (tubs)"	No refrigeració del corrent P-04002. No conseqüències de seguretat.								
	No cabal a E102 (carcassa)	Veure "No cabal a E101 (carcassa)"	No conseqüències de seguretat.								
	No cabal a E102 (tubs)	Veure "Menys cabal a E102 (tubs)"									
Invers	Flux invers	No aplica									
Més	Més pressió a E101 (carcassa)	Veure "Més cabal a E101 (carcassa)"	Augment de pressió. Ruptura catastròfica de la carcassa d'E101	4	1	A	- PSV a la carcassa d'E101	4	5	C	- Dissenyar PSV per aquest cas - Alarma d'alta pressió a PI405
	Més pressió a E101 (tubs)	Veure "Més cabal a E101 (tubs)"	Augment de pressió. Ruptura catastròfica tub E101. Entrada de vapor d'aigua al procés.								
	Més pressió a E102 (carcassa)	Veure "Més cabal a E102 (carcassa)"	Augment de pressió. Ruptura catastròfica de la carcassa d'E102	4	1	A	- PSV a la carcassa d'E102	4	5	C	- Dissenyar PSV per aquest cas - Alarma d'alta pressió a PI302
	Més pressió a E102 (tubs)	Veure "Més cabal a E102 (tubs)"									
Menys	Menys pressió a E101 (carcassa)	Veure "Menys cabal a E101 (carcassa)"									
	Menys pressió a E101 (tubs)	Veure "Menys cabal a E101 (tubs)"									
	Menys pressió a E102 (carcassa)	Veure "Més cabal a E102 (carcassa)"									
	Menys pressió a E102 (tubs)	Falta de subministrament d'aigua d'alta pressió	No conseqüències de seguretat.								

Taula 5.1.3. HazOp del P&ID1003. (cont.)

Paraula guia	Desviació	Causes	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions
Més	Més temperatura a E101 (carcassa)	Fallada control de combustió CC405	No conseqüències de seguretat.								
	Més temperatura a E102 (carcassa)	Fallada control en cascada TC301 i FC301 (FV301 tancada totalment)	Refrigeració insuficient del corrent P-03006. Entrada a més temperatura a R105. <i>Runaway</i> .	4	1	A	- PSV601 en R105	4	5	C	- Dissenyar PSV601 per aquest cas
	Menys temperatura a E102 (carcassa)	Fallada control en cascada TC301 i FC301 (FV301 oberta totalment)	El corrent de sortida de R104 es refreda en excés. Menys temperatura a la carcassa d'E102. No conseqüències de seguretat.								
As well as	As well as corrosió en línies VA-06011, VA-03002, VA-03003, VA-03004, AA-03008 i VA-03009	Corrosió sota aïllament	Fuga de vapor o aigua d'alta pressió. No conseqüències de seguretat.								
No	No utilities	Fallada d'aire d'instruments	FV301 oberta TV302 tancada								

Taula 5.1.4. HazOp del P&ID1004.

Paraula guia	Desviació	Causes	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions	
Més	Més cabal a N101	Fallada control FC401 i LC608 (FV401 i LV608 obertes totalment)	Augment de pressió. Ruptura catastròfica dels tubs del N101.	4	2	B	- PSV a la canonada AA-04004	4	6	D	- Dissenyar PSV per aquest cas - Instal·lació de alarmes d'alta pressió	
	Més cabal al forn	Fallada control FC405 (FV405 obertes totalment)	Forn obert a l'atmosfera. No augmentarà la pressió perquè és una xemeneia. Més emissions de gas natural a atmosfera.	4	1	A		4	5	C	- Instal·lació de mesura d'emissions a la xemeneia	
	Més cabal als tubs de R104	Fallada control FC219 (FV219 obertes totalment)	Augment de pressió. Ruptura catastròfica dels tubs de R104.	4	1	A	-Sensors de temperatura a les sortides dels tubs	4	5	C	-Instal·lació de alarmes d'alta pressió als tubs	
	Més cabal a N102	Fallada control FC219 (FV219 obertes totalment)	Augment de pressió. Ruptura catastròfica dels tubs del N102.	4	1	A	- PSV a la canonada P-02010	4	5	C	- Dissenyar PSV per aquest cas - Instal·lació de alarmes d'alta pressió	
Menys	Menys cabal a N101	Fallada control FC401 (FV401 tancada totalment)	No conseqüències de seguretat.									
		Fallada control LC608 (LV608 tancada totalment)	No conseqüències de seguretat.									
	Menys cabal al forn	Fallada control FC405 (FV405.1 tancada totalment)	Baixada de pressió en la línia d'entrada als cremadors. No conseqüències de seguretat.									
		Fallada control FC405 (FV405.2 tancada totalment)	Baixada de pressió en la línia d'entrada als cremadors. No conseqüències de seguretat.									
	Menys cabal als tubs de R104	Fallada control FC219 (FV219.1 tancada totalment)	Alteracions a el procés de reacció. No conseqüències de seguretat.									
		Fallada control FC219 (FV219.2 tancada totalment)	Alteracions a el procés de reacció. No conseqüències de seguretat.									
	Menys cabal a N102	Veure "Menys cabal als tubs de R104"										

Taula 5.1.4. HazOp del P&ID1004. (cont.)

Paraula guia	Desviació	Causes	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions
No	No cabal a N102	Fallada control FC219 (FV219 tancades totalment)	Baixada de pressió en la línia d'entrada a N102. No conseqüències de seguretat.								
	No cabal a N101	Fallada control LC608 i FC401 (LV608 i FV401 tancades totalment)	Baixada de pressió en la línia d'entrada a N101. No conseqüències de seguretat.								
Invers	Flux invers	No aplica									
Més	Més pressió a N101	Veure "Més cabal a N101"									
	Més pressió als tubs de R104	Obstrucció dels tubs	Augment de pressió. Ruptura catastròfica dels tubs	4	1	A		4	5	C	-Instal·lació de alarmes d'alta pressió als tubs
	Més pressió al forn	Fallada control soplant (PC404)	Ruptura catastròfica del R104	4	1	A	- PSV al forn	4	5	C	- Dissenyar PSV per aquest cas -Instal·lació de alarmes d'alta pressió
		Fallada control FC405 (FV 405.1 i FC405.2 obertes totalment)	Augment de pressió. Ruptura catastròfica del R104.	4	1	A	- PSV Al forn	4	5	C	- Dissenyar PSV per aquest cas - Instal·lació de alarmes d'alta pressió
	Més pressió a N102	Veure "Més cabal a N102"									
Menys	Menys pressió al forn	Fallada control soplant (PC404)	No conseqüències de seguretat.								
		Fallada control FC405 (FV405.1 tancada totalment)	Baixada de pressió en la línia d'entrada als cremadors. No conseqüències de seguretat.								
		Fallada control FC405 (FV405.2 tancada totalment)	Baixada de pressió en la línia d'entrada als cremadors. No conseqüències de seguretat.								

Taula 5.1.4. HazOp del P&ID1004. (cont.)

Paraula guia	Desviació	Causes	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions
Menys	Menys pressió als tubs de R104	Ruptura de un tub dins del forn	Foc incontrolat dins del forn	4	4	C		4	8	D	- Instal·lació d'un control diferencial de flux entre l'entrada i la sortida del forn connectat a un sistema d'alarma
	Menys pressió als tubs de R104	Fallada control FC219 (FV219.1 tancada totalment)	No conseqüències de seguretat								
		Fallada control FC219 (FV219.2 tancada totalment)	No conseqüències de seguretat								
	Menys pressió a N102	Veure "Menys pressió als tubs de R104"									
	Menys pressió al forn	Veure "Menys cabal al forn"									
Més	Més temperatura a N102	Veure "Més pressió a N102"									
	Més temperatura als tubs de R104	Fallada control FC219 (FV219 obertes totalment)	Augment de temperatura. Ruptura dels tubs de R104				-Indicador de temperatura al la sortida dels tubs -Sensors de temperatura a les sortides dels tubs				
Menys	Menys temperatura a N101	Veure "Menys cabal a N101"									
	Menys temperatura als tubs de R104	Veure "Menys cabal als tubs de R104"									
	Menys temperatura a N102	Veure "Menys cabal als tubs de R104"									
	Menys temperatura al forn	Veure "Menys cabal al forn"									
As well as	As well as corrosió/erosió	No aplica									
No	No utilities	Fallada d'aire d'instruments	FC401 tancada FC405 tancada								

Taula 5.1.5. HazOp del P&ID1005.

Paraula guia	Desviació	Causes	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions
Més	Més cabal a N105	Fallada control FC405 (FV405.1 oberta totalment)	Augment de pressió. Ruptura catastròfica del tub N105.	4	2	B	- PSV a la canonada I-05002	4	6	D	- Dissenyar PSV per aquest cas - Instal·lació de alarmes d'alta pressió
	Més cabal a N103	Fallada control FC502 (FV502 obertes totalment)	Augment de pressió. Ruptura catastròfica del tub N103.	4	2	B	- PSV a la canonada P-05006	4	6	D	- Dissenyar PSV per aquest cas - Instal·lació de alarmes d'alta pressió
	Més cabal a N104	Fallada control FC105 (FV105 oberta totalment)	Augment de pressió. Ruptura catastròfica del tub N104	4	2	B	- PSV a la canonada P-01013	4	6	D	- Dissenyar PSV per aquest cas - Instal·lació de alarmes d'alta pressió
Menys	Menys cabal a N105	Fallada control FC405 (FV405.1 tancada totalment)	No conseqüències de seguretat en N105.								
	Menys cabal a N104	Fallada control PC105 (PV105 tancada totalment)	No conseqüències de seguretat en N104.								
	Menys cabal a N103	Fallada control FC502 (FV502.1 tancada totalment)	No conseqüències de seguretat en N103.								
No	No cabal a N105	Fallada control FC405 (FV405 tancades totalment)	Baixada de pressió en la línia d'entrada a N105. No conseqüències de seguretat.								
	No cabal a N103	Fallada control FC502 (FV502 tancades totalment)	Baixada de pressió en la línia d'entrada a N103. No conseqüències de seguretat.								
Invers	Flux invers	No aplica									

Taula 5.1.5. HazOp del P&ID1005. (cont.)

Més	Més pressió a N103	Veure "Més cabal a N103"									
	Més pressió a N105	Fallada control FC405 (FV405.1 oberta totalment)	No conseqüències de seguretat								
Menys	Menys pressió a N103	Fallada control FC502 (FV502.1 tancada totalment)	No conseqüències de seguretat								
		Fallada control FC502 (FV502.2 tancada totalment)	No conseqüències de seguretat								
	Menys pressió a N105	Fallada control FC405 (FV405.1 tancada totalment)	No conseqüències de seguretat								
Més	Més temperatura a N105	Fallada control FC405 (FV405.1 obertes totalment)	Augment de temperatura. Ruptura catastròfica del R104	4	1	A	- PSV al forn	4	5	C	- Dissenyar PSV per aquest cas - Instal·lació de alarmes d'alta pressió
Menys	Menys temperatura a N103	Veure "Menys pressió a N103"									
As well as	As well as corrosió/erosió	No aplica									
No	No utilities	Fallada d'aire d'instruments	FC405 tancada FC502 tancada FC105 tancada								

Taula 5.1.6. HazOp del P&ID1006.

Paraula guia	Desviació	Causes	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions
Més	Més cabal a R105	Fallada control FC219 (FV219.1 i FV219.2 obertes totalment)	Augment de pressió. Ruptura catastròfica de R105.	4	1	A	- PSV a R105	4	5	C	- Dissenyar PSV601 per aquest cas - Alarma d'alta pressió a R105
	Més cabal a S101	Fallada control FC401 (FV401 oberta totalment)	Augment de pressió. Ruptura catastròfica de S101.	4	1	A	- PSV607 al separador S101	4	5	C	- Dissenyar PSV607 per aquest cas - Alarma d'alta pressió a S101
	Més cabal a E103 (carcassa)	Veure "Més cabal a R105"	Augment de pressió. Ruptura catastròfica de la carcassa d'E103.								- Dissenyar PSV601 per aquest cas
	Més cabal a E103 (tubs)	Fallada control FC609 (FV609 oberta totalment)	Augment de pressió. Ruptura catastròfica tub E103. Entrada de vapor d'alta pressió al procés. No conseqüències de seguretat.								
Menys	Menys cabal a R105	Fallada control FC219 (FV219.1 i FV219.2 tancades totalment)	No conseqüències de seguretat.								
	Menys cabal a S101	Fallada control FC401 (FV401 tancada totalment)	No conseqüències de seguretat.								
	Menys cabal a E103 (carcassa)	Veure "Més cabal a R105"									
	Menys cabal a E103 (tubs)	Fallada control FC609 (FV609 tancada totalment)	Augment de la pressió a S101. Ruptura catastròfica de S101.	4	1	A	- PSV al S101	4	5	C	- Dissenyar PSV607 per aquest cas - Alarma de baix cabal a FIT609
No	No cabal a R105	Veure "Menys cabal a R105"									
	No cabal a S101	Veure "Menys cabal a S101"									
	No cabal a E103 (carcassa)	Veure "Menys cabal a R105"									
	No cabal a E103 (tubs)	Veure "Menys cabal a E103 (tubs)"									

Taula 5.1.6. HazOp del P&ID1006. (cont.)

Paraula guia	Desviació	Causas	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions
Invers	Flux invers	No aplica									
Més	Més pressió a R105	Veure "Més cabal a R105"									
	Més pressió a S101	Fallada control LC608 (FV608 tanca totalment)	Més quantitat de condensat, menys espai pel gas. Evacua per P-06008. Possible ruptura catastròfica de S101	4	1	A	- PSV607 al separador S101	4	5	C	- Dissenyar PSV607 per aquest cas - Alarma d'alta pressió a S101
	Més pressió a E103 (carcassa)	Veure "Més cabal a E105"									
	Més pressió a E103 (tubs)	Veure "Menys cabal a E103 (tubs)"									
Menys	Menys pressió a R105	Veure "Menys cabal a R105"									
	Menys pressió a S101	Fallada control LC608 i/o cascada FC609 (LV608 i FV609 obertes totalment)	No conseqüències de seguretat.								
	Menys pressió a E103 (carcassa)	Veure "Menys cabal a R105"									
	Menys pressió a E103 (tubs)	Veure "Menys cabal a E103 (tubs)"									
Més	Més temperatura a sortida de R105	Canvi en l'operació de R105	Refrigeració insuficient del corrent de procés de E103. No conseqüències de seguretat.								
	Més temperatura a sortida de S101 (a E103)	No aplica									
	Més temperatura a sortida de S101 (a AA)	No aplica									
	Més temperatura a sortida d'E103	Veure "Més temperatura a sortida de S101 (a E103)"									

Taula 5.1.6. HazOp del P&ID1006. (cont.)

Paraula guia	Desviació	Causes	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions
Menys	Menys temperatura a sortida de R105	Canvi en l'operació de R105	No conseqüències de seguretat.								
	Menys temperatura a sortida de S101	No aplica									
	Menys temperatura a sortida de S101 (a AA)	No aplica									
	Menys temperatura a sortida d'E103	Fallada control cascada FC609 (FV609 oberta totalment)	No conseqüències de seguretat.								
Més	Més nivell a S101	Fallada control LC608 (LV608 tancada totalment)	Augment de pressió. Ruptura catastròfica de S101.	4	1	A	- PSV607 al separador S101.	4	5	C	- Dissenyar PSV607 per aquest cas. - Alarma d'alt nivell de condensat.
Menys	Menys nivell a S101	Fallada control LC608 (LV608 oberta totalment)	Possible evacuació de vapor per AA-06005. No conseqüències de seguretat.								
As well as	As well as corrosió/erosió	No aplica									
No	No utilities	Fallada d'aire d'instruments	LV608 oberta FV609 oberta								

Taula 5.1.7. HazOp del P&ID1007.

Paraula guia	Desviació	Causes	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions
Més	Més cabal a E104 (carcassa)	Fallada control FC219 (FV219.1 i FV219.2 obertes totalment)	Augment de pressió. Ruptura catastròfica de la carcassa d'E104.	4	1	A	- PSV a la carcassa d'E104	4	5	C	- Dissenyar PSV per aquest cas
	Més cabal a E104 (tubs)	Fallada control en cascada TC701 i FC701 (FV701 oberta totalment)	Augment de pressió. Ruptura catastròfica tub E104. Entrada d'aigua de mitja pressió al procés. No conseqüències de seguretat.								
	Més cabal a S102	Veure "Més cabal a E104 (carcassa)"									
	Més cabal a E105	Fallada control en cascada TC701 i FC701 (FV701 tancada totalment)	El corrent de sortida d'E104 no condensa suficient. Més quantitat de gas a S102. No conseqüències de seguretat.								
Menys	Menys cabal a E104 (carcassa)	Fallada control FC219 (FV219.1 i/o FV219.2 tancades totalment)	No conseqüències de seguretat.								
	Menys cabal a E104 (tubs)	Fallada control en cascada TC701 i FC701 (FV701 tancada totalment)	Major quantitat de gas que de condensat. No conseqüències de seguretat.								
	Menys cabal a S102	Veure "Menys cabal a E104 (carcassa)"									
	Menys cabal a E105	Fallada control en cascada TC701 i FC701 (FV701 oberta totalment)	El corrent de sortida d'E104 condensa de més. Més quantitat de condensat a S102. No conseqüències de seguretat.								

Taula 5.1.7. HazOp del P&ID1007. (cont.)

Paraula guia	Desviació	Causes	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions
No	No cabal a E104 (carcassa)	Veure "Menys cabal a E104 (carcassa)"	No conseqüències de seguretat.								
	No cabal a E104 (tubs)	Veure "Menys cabal a E104 (tubs)"	Major quantitat de gas que de condensat. No conseqüències de seguretat.								
		Fallada d'aigua de mitja pressió									
	No cabal a S102	Veure "Menys cabal a S102"									
	No cabal a E105	Veure "Menys cabal a E105"									
Invers	Flux invers	No aplica									
Més	Més pressió a E104 (carcassa)	Veure "Més cabal a E104 (carcassa)"									
	Més pressió a E104 (tubs)	Veure "Més cabal a E104 (tubs)"									
	Més pressió a S102	Fallada control LC703 (FV703 tanca totalment)	Més quantitat de condensat, menys espai pel gas. Evacua per P-07007. No conseqüències de seguretat.								
	Més pressió a E105	Veure "Més cabal a E105"									
Menys	Menys pressió a E104 (carcassa)	Veure "Menys cabal a E104 (carcassa)"									
	Menys pressió a E104 (tubs)	Veure "Menys cabal a E104 (tubs)"									
	Menys pressió a S102	Fallada control LC703 (FV703 oberta totalment)	Surt el gas de procés per cap i per fons. No conseqüències de seguretat.								
	Menys pressió a E105	Veure "Menys cabal a E105"									
Més	Més temperatura a sortida d'E104 (carcassa)	Veure "Menys cabal a E104 (tubs)"	Major quantitat de gas que de condensat a S102. Augment de pressió. Ruptura catastròfica de S102.	4	1	A	- PSV702 al separador S102.	4	5	C	- Dissenyar PSV702 per aquest cas. - Alarma d'alta temperatura a la sortida d'E104.

Taula 5.1.7. HazOp del P&ID1007. (cont.)

Paraula guia	Desviació	Causes	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions
Menys	Menys temperatura a sortida d'E104 (carcassa)	Veure "Més cabal a E104 (tubs)"	Major quantitat de condensat que de gas. Disminueix la pressió. No conseqüències de seguretat.								
Més	Més nivell a S102	Veure "Més pressió a S102"	Augment de pressió.	4	1	A	- PSV702 al separador S102.	4	5	C	- Dissenyar PSV702 per aquest cas. - Alarma d'alt nivell de condensat.
		Excés de subministrament d'aigua de mitja pressió	Ruptura catastròfica de S102.								
Menys	Menys nivell a S102	Veure "Menys pressió a S102"	Disminueix la pressió. No conseqüències de seguretat.								
		Falta de subministrament d'aigua de mitja pressió									
As well as	As well as corrosió/erosió	No aplica									
No	No utilities	Fallada d'aire d'instruments	FV701 oberta FV703 oberta								
		Fallada d'energia elèctrica	Aturada d'E105. No conseqüències de seguretat.								

Taula 5.1.8. HazOp del P&ID1008.

Paraula guia	Desviació	Causes	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions
Més	Més cabal a E106 (carcassa)	Fallada control FC801 (FV801 oberta totalment)	Augment de pressió. Ruptura catastròfica de carcassa E104.	4	1	A	- PSV a la carcassa d'E106.	4	5	C	- Dissenyar PSV per aquest cas
	Més cabal a E106 (tubs)	Fallada control FC219 (FV219.1 i FV219.2 obertes totalment)	Augment de pressió. Ruptura catastròfica tub E106. Entrada de gas de procés al sistema de refrigeració. Possible alliberació de contaminants a atmosfera per torre de refrigeració.	4	3	B	- PSV a P-07012	4	7	D	- Dissenyar PSV per aquest cas - Situar un detector per a les substàncies de procés a la torre de refrigeració
	Més cabal a S103	Veure "Més cabal a E106 (tubs)"	Augment de pressió. Ruptura catastròfica de S101.	4	1	A	- PSV802 al separador S103	4	5	C	- Dissenyar PSV802 per aquest cas
	Més cabal a VPSA	Veure "Més cabal a E106 (tubs)"	Problemes amb l'operativa de les columnes de la VPSA i obtenció de producte. No conseqüències seguretat.								
Menys	Menys cabal a E106 (carcassa)	Fallada control FC801 (FV801 tancada totalment)	Problemes amb l'operativa de les columnes de la VPSA i obtenció de producte per la no condensació del corrent de procés. No conseqüències seguretat.								
	Menys cabal a E106 (tubs)	Fallada control FC219 (FV219.1 i FV219.2 tancades totalment)	No conseqüències de seguretat.								
	Menys cabal a S103	Veure "Menys cabal a E106 (tubs)"									
	Menys cabal a VPSA	Veure "Menys cabal a E106 (tubs)"									
No	No cabal a E106 (carcassa)	Veure "Menys cabal a E106 (tubs)"									
	No cabal a E106 (tubs)	Veure "Menys cabal a E106 (tubs)"									
	No cabal a S103	Veure "Menys cabal a E106 (tubs)"									
	No cabal a VPSA	Veure "Menys cabal a E106 (tubs)"									

Taula 5.1.8. HazOp del P&ID1008. (cont.)

Paraula guia	Desviació	Causes	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions	
Invers	Flux invers	No aplica										
Més	Més pressió a E106 (carcassa)	Veure "Més cabal a E106" (carcassa)										
	Més pressió a E106 (tubs)	Veure "Més cabal a E106 (tubs)"										
	Més pressió a S103	Fallada control LC803 (FV803 tanca totalment)	Més quantitat de condensat, menys espai pel gas. Evacua per P-08007. Possible ruptura catastròfica de S103	4	1	A	- PSV802 al separador S103	4	5	C	- Dissenyar PSV802 per aquest cas - Alarma d'alta pressió a S103	
	Més pressió a VPSA	Veure "Més cabal a VPSA"										
Menys	Menys pressió a E106 (carcassa)	Veure "Menys cabal a E106 (tubs)"										
	Menys pressió a E106 (tubs)	Veure "Menys cabal a E106 (tubs)"										
	Menys pressió a S103	Fallada control LC803 (LV803 oberta totalment)	No conseqüències de seguretat.									
	Menys pressió a VPSA	Veure "Menys cabal a E106 (tubs)"										
Més	Més temperatura a E106 (carcassa)	Problema al sistema d'aigua de refrigeració	Problemes amb l'operativa de les columnes de la VPSA i obtenció de producte per la no condensació del corrent de procés. No conseqüències de seguretat.									
	Més temperatura a E106 (tubs)	Fallada control TC704	No conseqüències de seguretat									
	Més temperatura a S103	Fallada control FC801 (FV801 tancada totalment)	Problemes amb l'operativa de les columnes de la VPSA i obtenció de producte per la no condensació del corrent de procés. No conseqüències de seguretat.									
		Falta subministrament d'aigua de refrigeració										
Més temperatura a VPSA	Veure "Més temperatura a S103"											

Taula 5.1.8. HazOp del P&ID1008. (cont.)

Paraula guia	Desviació	Causes	Conseqüències	C	F	R	Salvaguardes	C	F	R	Accions
Menys	Menys temperatura a E106 (carcassa)	No aplica									
	Menys temperatura a E106 (tubs)	Veure "Més temperatura a E106 (tubs)"									
	Menys temperatura a S103	Fallada control FC801 (FV801 oberta totalment)	No conseqüències de seguretat.								
	Menys temperatura a VPSA	Veure "Menys temperatura a S103"									
Més	Més nivell a S103	Fallada control LC803 (LV803 tancada totalment)	Augment de pressió. Ruptura catastròfica de S103.	4	1	A	- PSV802 al separador S103.	4	5	C	- Dissenyar PSV802 per aquest cas. - Alarma d'alt nivell de condensat.
Menys	Menys nivell a S103	Fallada control LC803 (LV803 oberta totalment)	Possible evacuació de gas de procés per C-08004. No conseqüències de seguretat.								
As well as	As well as corrosió/erosió	No aplica									
No	No utilities	Fallada d'aire d'instruments	LV803 oberta FV805 tancada								
		Fallada d'aigua de refrigeració (Veure "Més temperatura a S103")									

5.2. Equips de seguretat

A continuació, es llisten els equips de seguretat que s'han situat a la planta.

Taula 5.2. Equips de seguretat.

Etiqueta	Equip/línia
PSV201	R101
PSV207	R102
PSV213	R103
PSV601	R105
PSV607	S101
PSV702	S102
PSV802	S103

6. AVALUACIÓ ECONÒMICA

S'ha realitzat un estudi econòmic del projecte per tal de determinar la seva viabilitat econòmica mitjançant un càlcul aproximat del valor actual net (VAN).

6.1. Estudi de viabilitat

Primerament, s'ha calculat un preu estimat d'acord amb el preu de cadascun dels 20 equips del procés, els quals es poden consultar a la taula F.1 de l'annex F. S'obté un valor estimat de 58.0 M€ l'any 2021. S'ha tingut en compte una inflació del 5% el primer any, i del 9% el segon i, per tant, un índex de cost de 1.14. El cost mitjà per equip és de 2.90 M€, valor amb què es poden determinar els factors per estimar el cost de la instal·lació. Aquests factors es poden veure a la taula F.2 de l'annex F. Finalment, s'assoleix un cost total d'instal·lació de 192 M€, valor que correspon a la inversió inicial.

Els càlculs per determinar el VAN es mostren a l'annex F. S'ha obtingut un VAN positiu de 17,162 M€ en un període de 50 anys, recuperant la inversió inicial el primer any tal com es pot veure a la gràfica 6.1.

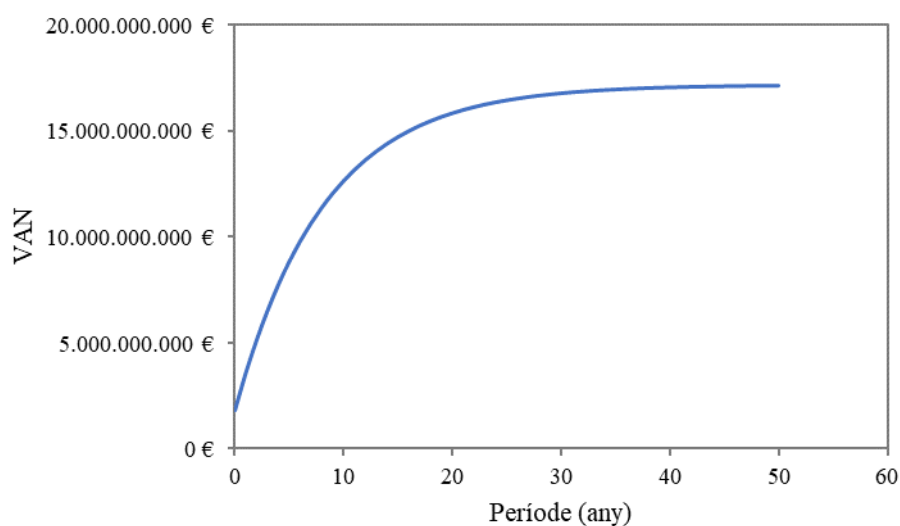


Figura 6.1. Evolució del VAN durant un període de 50 anys.

Per tant, a partir dels resultats obtinguts s'ha determinat que el projecte és viable.

6.2. Avaluació global del projecte

A l'inici del projecte, a partir de les dades bibliogràfiques, es va realitzar una aproximació dels costos d'instal·lació i procés de la planta de producció d'hidrogen per a les alternatives disponibles.

Una vegada finalitzat l'estudi de viabilitat, s'obté un valor de 192 M€ de costos d'instal·lacions. Si es fa una comparativa amb l'estimació inicial del projecte, els costos eren de 110 M\$, però com la informació bibliogràfica va ser extreta d'un article de l'any 1997, aquest valor en l'actualitat equivaldria a 189 M€, fet que suposa una diferència de només 3 M€.

En canvi, els processos plantejats com possibles alternatives al gas natural suposen un augment considerable dels costos d'instal·lacions, en alguns casos de quasi el doble. A la taula 6.2 es poden observar les alternatives respecte als seus costos.

Taula 6.2. Costos d'instal·lacions de les alternatives al procés de producció.

Procés	Costos d'instal·lacions (€)
Reformació de metà	189 M
Oxidació parcial	465 M
Gasificació carbó	750 M
Electròlisis	469 M

6.3. Comparativa de rendibilitat entre l'hidrogen gris i l'hidrogen blau

Com ja s'ha observat en els diferents apartats, en aquest projecte es planteja una planta de producció amb CCUS, en particular amb la implementació d'una VPSA que purifica l'hidrogen, separa el CO₂ i envia la resta de gasos a forn per a ser cremats. Fins fa uns pocs anys era habitual l'ús de dues unitats, una captura de CO₂ mitjançant MDEA (metildietanolamina) amb una posterior utilització d'una PSA. La nova configuració plantejada amb una única VPSA pot suposar una reducció significativa de la complexitat del procés i, potencialment, també una reducció dels costos de capital. Es mostra a continuació una imatge representativa del cicle que segueix una VPSA.

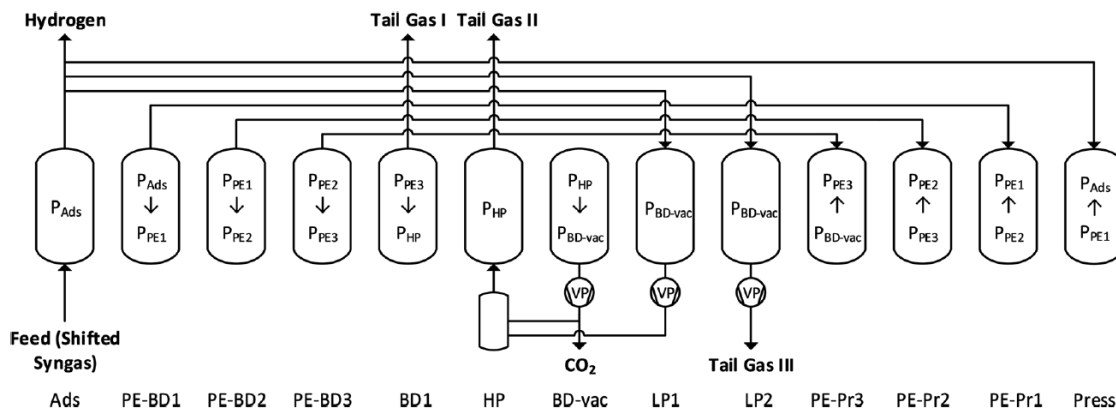


Figura 6.3.1. Representació esquemàtica del cicle de la VPSA per a la copurificació de CO₂ i H₂. (ref. 13)

El cicle consta de 13 etapes incloent una adsorció a alta pressió, etapa en la qual el H₂ és purificat, una etapa d'evacuació durant la qual el CO₂ d'alta puresa és retirat, i un gran nombre de recicles i etapes de purga.

L'ús de CCUS suposa una reducció de costos d'operació directa en emetre menys quantitat de CO₂ a atmosfera. En aquest cas les emissions de CO₂ de la planta dissenyada suposen un total de 44.026 kg/h via forn del *reformer*. Si es planteja una planta d'hidrogen gris, sense la captura de CO₂, les emissions augmentarien fins a aproximadament 94.212 kg/h. La reducció total és d'un 53.3%.

Actualment, el cost d'emissió per tona de CO₂ a la UE està al voltant dels 90 € (ref. 33). No obstant això, com s'observa una tendència a l'alça, s'usa el valor màxim de 100€/t tal com s'indica a la taula F.4. dels annexos.

Així doncs, si es repeteix el càlcul realitzat a l'apartat 6.1 i detallat a l'annex F per a la planta d'hidrogen gris, és a dir, amb un augment notable dels costos d'emissions de CO₂ i la impossibilitat del tractament i venda del CO₂ purificat i capturat amb la VPSA, s'arriben als següents resultats:

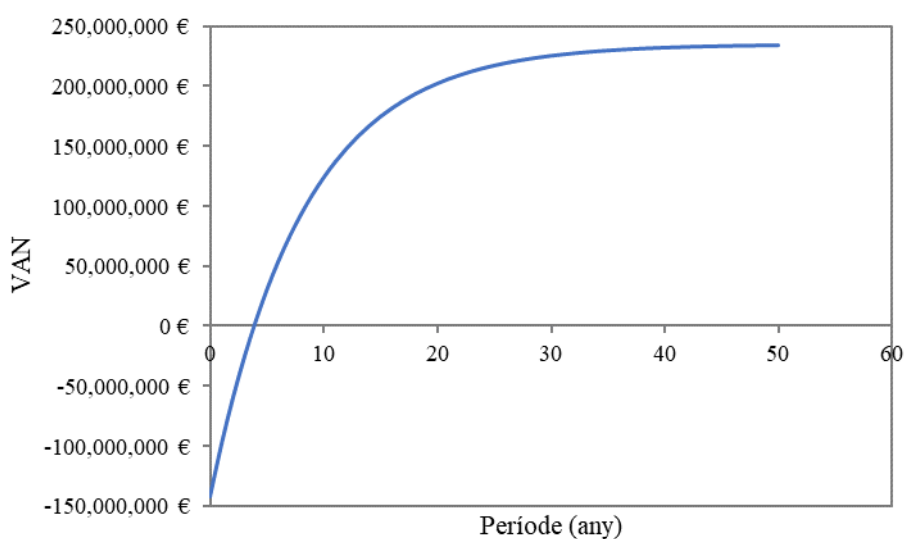


Figura 6.3.2. Evolució del VAN en un període de 50 anys sense CCUS.

El VAN en un període de 50 anys disminueix dràsticament a 234 M€ i es triguen 4 anys a recuperar la inversió inicial. Això suposa una reducció de la rendibilitat d'aproximadament un 98.6%.

7. CONCLUSIONS

A causa de les futures restriccions quant a les emissions de CO₂ a l'atmosfera, l'objectiu és seleccionar l'opció de producció més neta possible. Idealment, en un escenari sense limitacions, especialment pel programa utilitzat per al disseny del procés, es preferiria la ruta alternativa de producció d'hidrogen verd mitjançant l'electròlisi de l'aigua. No obstant això, com s'ha esmentat prèviament en l'estudi d'alternatives, aquest tipus de procés encara no s'usa a gran escala a causa dels elevats costos, i només representa un 2-5% de la producció total d'hidrogen.

Segons l'informe de l'Agència Internacional de l'Energia datat al d'abril de 2019, s'indica que els costos de producció d'aquest element experimentaran canvis en un futur relativament proper. Actualment, l'hidrogen gris té un cost d'uns 1,50 €/kg, depenent del preu del gas natural. En el cas de l'hidrogen blau, caldria sumar-hi el cost del procés de captura i emmagatzematge del CO₂, que oscil·la entre 50 i 70 €/tona de CO₂. No obstant això, la Unió Europea imposa sancions monetàries per les emissions de CO₂ de 100 €/tona de CO₂, cosa que és un factor clau per la rendibilitat del procés, ja que implica que l'hidrogen blau sigui més econòmic que el gris.

Tenint en compte la informació disponible per a l'alumnat i els programes a la seva disposició, juntament amb aquest últim conjunt de dades, després de comparar els costos d'instal·lació i producció, així com el consum elèctric necessari per a cadascuna de les opcions, s'ha determinat que l'opció òptima és dissenyar una planta de producció d'hidrogen blau mitjançant el mètode de reformació de vapor amb captura de CO₂.

Amb relació a l'anàlisi econòmica, el cost d'instal·lació calculat concorda amb les dades extretes de la bibliografia. A més, s'ha establert que aquest és un projecte viable, amb un Valor Actual Net (VAN) positiu de 17,162 milions d'euros i amb una recuperació de la inversió durant el primer any.

8. BIBLIOGRAFIA

- [1] Peiran Zhao, Abbas Tamadon and Dirk Pons (2022). *Life cycle Assessment of hydrogen production via natural gas steam reforming vs. Biomass gasification.*
- [2] Piotr Burmistrz, Tomasz Chmielniak, Leszek Czepirski, Magdalena Gazda-Grzywacz (2016). *Carbon footprint of the hydrogen production process utilizing subbituminous coal and lignite gasification.*
- [3] Hannah Hyunah Cho, Vladimir Strezov, Tim J. Evans (2019). *A review on global warming potential, challenges and opportunities of renewable hydrogen production technologies.*
- [4] Sergi Alcalde (2023). *Ventajas e inconvenientes del hidrógeno como combustible alternativo.* https://www.nationalgeographic.com.es/ciencia/ventajas-e-inconvenientes-hidrogeno-como-combustible-alternativo_14897 (Consultat el 24 de febrer de 2023)
- [5] *Tubular Exchanger Manufacturers Association.* <https://tema.org/> (Consultat el 23 de maig de 2023)
- [6] Heinz P. Bloch (2006). *A Practical Guide to Compressor Technology, Second Edition.*
- [7] SPE International. *PetroWiki: Separator sizing.* https://petrowiki.spe.org/Separator_sizing (Consultat el 19 de maig de 2023)
- [8] The American Society of Mechanical Engineers (2019). *ASME Boiler and Pressure Vessel Code. Section VIII (Rules for Construction of Pressure Vessels). Division 1.*
- [9] *American Petroleum Institute.* <https://api.org/> (Consultat el 5 d'abril de 2023)
- [10] John C. Molburg, Richard D. Doctor (2003). *Hydrogen from Steam-Methane Reforming with CO₂ Capture.*
- [11] Raymond Francis Drnevich, Vasilis Papavassiliou (2006). *Steam Methane Reforming Method.*
- [12] A Arman, F Y Hagos, A A Abdullah, R Mamat, A R A Aziz, C K Cheng (2020). *Syngas production through steam and CO₂ reforming methane over Ni-based catalyst – A review.*
- [13] Cristina Antonini, Karin Treyer, Anne Streb, Mijndert van der Spek, Christian Bauer, Marco Mazzoti (2020). *Hydrogen production from natural gas and biomethane with carbon capture and storage – A techno-environmental analysis.*
- [14] K R Ramakumar, Technical Service Engineer, Johnson Matthey (2021). *Monitoring Hydrogen Plant Performance.*
- [15] Johnson Matthey (2020). *Purification catalysts and absorbents.*

- [16] Fadi Zakariya Hanna, Immanuel Sebastine, Ribwar K. Abdulrahman (2013). Desulphurisation of Natural Gas by Using Adsorption Method: A Case Study of Lennox Gas Field.
- [17] Thomas Sperle, De Chen, Rune Lodeng, Anders Holmen (2005). *Pre-reforming of natural gas on a Ni catalyst Criteria for carbon free operation.*
- [18] K R Ramakumar, Johnson Matthey, Sultan Orman, Ismail Bahadir Kara (2020). *Pre-reformer catalyst in a hydrogen plant.*
- [19] S. Z. Abbas, V. Dupont, T. Mahmud (2016). *Kinetics study and modelling of steam methane reforming process over a Ni/Al₂O₃ catalyst in an adiabatic packed bed reactor.*
- [20] Mohamed A. Fouad M. Gaber (2018). *Water effect on the new catalyst of high temperature shift conversion during first reduction.*
- [21] Leon Basye, Shiva Swaminathan (1997). *Hydrogen Production Costs.*
- [22] Gas Processors Suppliers Association (2004). *GPSA Engineering Data Book – FPS Version.*
- [23] Michael Smith Engineers LTD. *Useful information on pipe velocity.* <https://www.michael-smith-engineers.co.uk/resources/useful-info/pipe-velocity> (Consultat 25 de maig de 2023)
- [24] Chemical Engineering. *Recommended Fluid Velocities in Pipelines.* <https://www.chemengonline.com/recommended-fluid-velocities-pipelines/> (Consultat el 25 de maig de 2023)
- [25] C. Eskridge, S. Zoller, M. James (2008). *Avoid costly materials mistakes.*
- [26] Gas Processors Suppliers Association (1972). *GPSA Engineering Data Book.*
- [27] C. Richard Sivals (2009). *Oil and gas separation design manual.*
- [28] ASME. B31.3 (2012). *Table A-3. Basic Allowable Stress in Tension for Metals (Metric).*
- [29] The Engineering Toolbox. *Steel Plates – Size & Weight.* https://www.engineeringtoolbox.com/steel-plates-weight-d_1561.html (Consultat el 29 de maig de 2023)
- [30] Jaewon Lee, Hyungtae Cho, Junghwan Kim (2023). *Techno-economic analysis of on-site blue hydrogen production based on vacuum pressure adsorption: Practical application to real-world hydrogen refueling stations.*
- [31] Mary Katebah, Ma'moun Al-Rawashdeh, Patrick Linke (2022). *Analysis of hydrogen production costs in Steam-Methane Reforming considering Integration with electrolysis and CO₂ capture.*

[32] Liang-Chih Ma, Bernardo Castro-Dominguez, Nikolaos K. Kazantzis, Yi Hua Ma (2016). *A Cost Assessment Study for a Large-Scale Water Gas Shift Catalytic Membrane Reactor Module in the Presence of Uncertainty*.

[33] Ember Climate. *Carbon Price Tracker*. <https://ember-climate.org/data/data-tools/carbon-price-viewer/> (Consultat el 29 d'agost de 2023)

[34] Zecsa-Zona Eólica Canaria S.A. (2014). *Informe de mercado "Hidrógeno"*.

ANNEXOS

A. COMPOSICIÓ ALIMENTACIÓ

Tal com es pot observar a la Taula 3.1.1, no es disposa de les fraccions molars, únicament de les ppmvs dels components que seran eliminats durant el pretractament del corrent de gas natural i el recicle d'hidrogen. Cal, doncs, realitzar una sèrie de càlculs amb *Excel* i l'eina de càlcul iteratiu del propi per ajustar les fraccions molars de tots els components.

Es defineix l'equació A.1 per transformar les ppmvs a fracció molar:

$$n = \frac{ppmv \sum xM}{10^6 M} \rho \sum \frac{w}{\rho} \quad (\text{A.1})$$

S'han tabulat totes les variables de l'equació per a totes les substàncies per a calcular els sumatoris i s'han calculat tant les fraccions molar com el cabal molar de les espècies que contenen sofre. A la Taula A.1 es poden observar tant les dades emprades com els resultats que són els utilitzats en la simulació d'*Aspen*.

Taula A.1. Composició d'alimentació.

Substància	n (kmol/h)	x	M (mol/g)	w	ρ (kg/m ³)
CH ₄	1312.06	0.8668	16.043	0.7484	0.657
C ₂ H ₆	22.7	1.4997·10 ⁻²	44.01	3.5520·10 ⁻²	1.87
CO ₂	115.01	7.5983·10 ⁻²	30.07	0.1230	1.35
C ₃ H ₈	33.29	2,1993·10 ⁻²	44.097	5.2194·10 ⁻²	1.81
n-C ₄ H ₁₀	4.54	2.9994·10 ⁻³	58.124	9.3823·10 ⁻³	2.48
iso-C ₄ H ₁₀	3.03	2.0018·10 ⁻³	58.124	6.2617·10 ⁻³	2.48
iso-C ₅ H ₁₂	1.51	9.9760·10 ⁻⁴	72.151	3.8736·10 ⁻³	0.68
N ₂	21.49	1.4198·10 ⁻²	28.013	2.1404·10 ⁻²	1.16
CH ₃ SH	2.42·10 ⁻⁶	1.5957·10 ⁻⁹	48.11	4.1314·10 ⁻⁹	0.96
C ₂ H ₆ S ₂	1.36·10 ⁻⁶	8.9984·10 ⁻¹⁰	94.2	4.5618·10 ⁻⁹	1.06
H ₂ S	9.65·10 ⁻⁶	6.3786·10 ⁻⁹	34.1	1.1706·10 ⁻⁸	1.36

B. LLISTAT DE CANONADES

Per tal de calcular els diàmetres de les canonades de les instal·lacions cal establir un criteri de velocitats de flux per a cada estat d'agregació. Els valors emprats es poden observar a la Taula B.1.

Taula B.1. Velocitats típiques. (ref. 23, 24)

Fase	Velocitat (m/s)
Líquid (1-1.25 in)	1.5
Líquid (1.5-2.5 in)	2
Líquid (3-3.5 in)	2.25
Líquid (4-8 in)	2.5
Líquid (8-24 in)	3
Gas	20

Primerament, es calcula el diàmetre de pas (in) a partir de la velocitat i el cabal volumètric (m³/s) emprant l'equació B.1. Després s'ajusta aquest valor als diàmetres estàndard per adequar-se a la velocitat utilitzada.

$$D = 2 \sqrt{\frac{Q}{\pi v} \frac{39.37 \text{ in}}{1 \text{ m}}} \quad (\text{B.1})$$

La temperatura de disseny serà 20 °C superior a la temperatura d'operació. Per altra banda, la pressió de disseny serà un 10% superior a la pressió d'operació o bé la pressió de disseny més 1.5 bar, la major per a cada canonada.

C. MATERIALS

Per a la selecció dels materials emprats tant a canonades com als diferents components dels equips s'ha seguit una recomanació per a serveis no corrosius. Això és déu al fet que no hi ha prou presència de H₂S per considerar corrosió seguint el criteri de l'estàndard NACE MR0175/ISO 1516-2:2003(E) secció 7.1.1 s'estableix que per una pressió parcial menor de 0.3 kPa de H₂S (en aquest cas 0.06 kPa aproximadament com a màxim) no és necessari l'ús d'acer resistent al *stress corrosion cracking* o SCC.

A la Taula C es mostren els diferents materials utilitzats en el projecte.

Taula C. Materials. (ref. 25)

	Temperatura		
	Fins a 400°C	400-525°C	Més de 525°C
<i>Plate</i>	A516 G65	A387 P12 C11	B443
<i>Pipe</i>	A53 B	A335 P12	B444
<i>Forgings</i>	A105	A182 F12 C11	B446
<i>Fittings</i>	A234 WPB	A234 WP12 C11	B336
<i>Bolting</i>	A193 B7	A193 B7	A193 B8 C11
	A194 2H	A194 2H	A194 8

D. DISSENY D'EQUIPS

D.1. Disseny de la zona de compressió (C101/E100/C102)

D.1.1. C101 i C102

Per al disseny de la zona de compressió, s'ha determinat anteriorment que es necessita un compressor centrífug multietapa. A continuació es mostren els càlculs que s'han realitzat per obtenir un valor aproximat de la potència requerida.

Es determina el valor de capacitat calorífica k en funció de la massa molecular del gas i de la temperatura, tal com es mostra a la figura D.1.1.1, aconseguint un valor de 1.27.

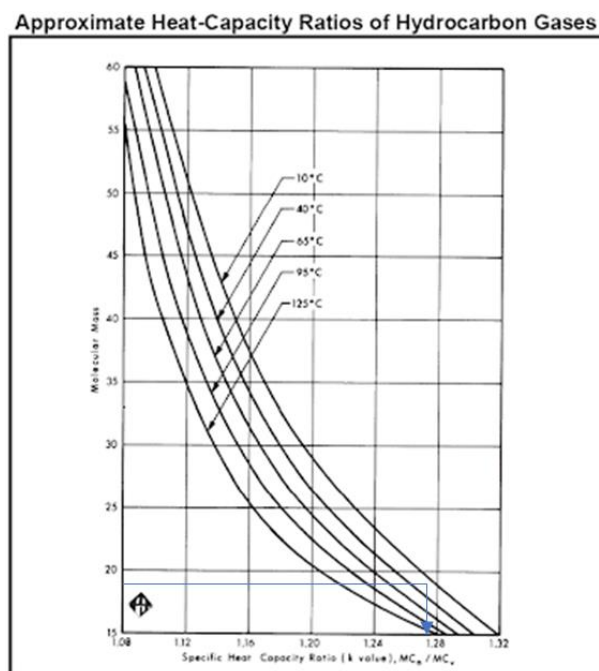


Figura D.1.1.1. Determinació de la capacitat calorífica. (ref. 22)

Per al càlcul del factor de compressibilitat Z , s'han obtingut els valors de pressió i temperatura crítiques de la mescla de gasos a partir de la taula següent.

Taula D.1.1.1. Propietats del gas natural. (ref. 26)

Gas or Vapor	Hydrocarbon Reference Symbols	Chemical Formula	Molecular Mass	Specific Heat Ratio $k = c_p/c_v$ at 15.5°C	Critical Conditions		*Mcp	
					Absolute Pressure P_c (bar)	Absolute Temperature T_c (K)	at 0°C	at 100°C
Natural Gas (1)		-	18.82	1.27	46.5	210.6	34.66	39.54
Nitrogen		N ₂	28.02	1.40	33.9	126.7	29.10	29.31
n-Nonane	nC ₉	C ₉ H ₂₀	128.25	1.04	23.8	596.1	197.07	253.10
iso-Pentane	iC ₅	C ₅ H ₁₂	72.15	1.08	33.3	461.1	112.09	145.58

S'ha calculat la temperatura i pressió reduïda del gas d'entrada i sortida del compressor mitjançant les expressions següents.

$$P_{R,in} = \frac{P_{gas}}{P_c} = \frac{32.4}{46.5} = 0.70 \quad (D.1.1.1)$$

$$T_{R,in} = \frac{T_{gas}}{T_c} = \frac{297.8}{210.6} = 1.41 \quad (D.1.1.2)$$

$$P_{R,out} = \frac{P_{gas}}{P_c} = \frac{44.0}{46.5} = 0.95 \quad (D.1.1.3)$$

$$T_{R,out} = \frac{T_{gas}}{T_c} = \frac{325.1}{210.6} = 1.54 \quad (D.1.1.4)$$

A partir d'aquests valors i de la figura D.1.1.2, s'ha determinat el factor de compressibilitat d'entrada i sortida, i s'ha obtingut el valor mitjà, sent aquest 0.93.

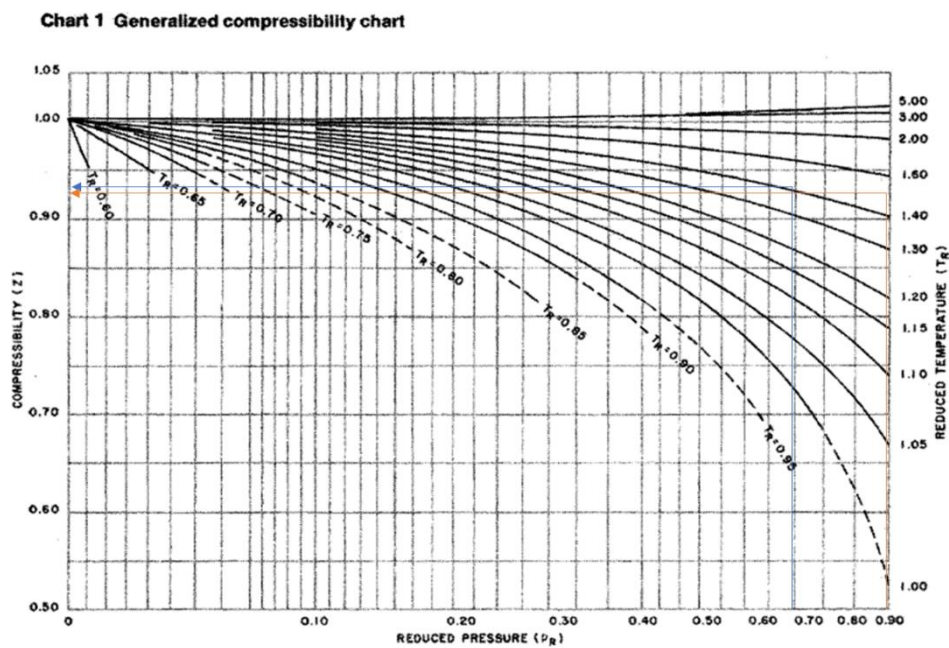


Figura D.1.1.2. Determinació del factor de compressibilitat Z. (ref. 26)

S'han determinat les mesures del compressor mitjançant el cabal volumètric d'entrada del gas, i la taula següent.

Taula D.1.1.2. Determinació de mesures de compressor. (ref. 26)

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 - 18 140	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	3160	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 - 8 345	12	690	10 000	0.78	28.5 × 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

Com que el cabal volumètric és 3.84·10⁴ m³/h i la pressió màxima que pot suportar la carcassa supera els 43 bar, s'ha escollit la mesura 46MB. Així, s'assumeix una eficiència politròpica de 0.79, i es calcula el valor de l'exponent politròpic mitjançant l'expressió D.1.1.5.

$$\frac{n}{n-1} = \left(\frac{k}{k-1}\right) \cdot \eta_p \quad (\text{D.1.1.5})$$

S'obté un exponent politròpic de 3.72, i amb aquest valor i l'expressió D.1.1.6 es calcula el capçal politròpic.

$$H = \frac{ZRT}{MW} \cdot \frac{n}{n-1} \cdot \left[\frac{P_d}{P_s} \frac{n-1}{n} - 1 \right] \quad (\text{D.1.1.6})$$

Es calcula un valor de H = 4.11·10⁴ Nm/kg. Amb l'equació D.1.1.7, es comprova la temperatura de descàrrega.

$$\frac{T_d}{T_s} = \left(\frac{P_d}{P_s}\right)^{\frac{n-1}{n}} \quad (\text{D.1.1.7})$$

Obtenint que la temperatura de descàrrega és de 50.2°C, molt propera a la que es mostra a la simulació.

De la taula D.1.1.2 mostrada anteriorment, s'extreu que la velocitat nominal N per un 46MB és de 6300 rpm, i es divideix el cabal volumètric amb el valor anterior, aconseguint 6.09. Amb el valor obtingut de la taula D.1.1.2 de H/N², que és 6.84·10⁻⁴, es pot calcular H/etapa utilitzant l'expressió D.1.1.8.

$$\frac{H}{etapa} = \frac{H}{N^2} N^2 \quad (\text{D.1.1.8})$$

El nombre aproximat d'etapes s'obté mitjançant l'equació D.1.1.9.

$$\text{Nombre d'etapes} = \frac{H}{H/\text{etapa}} \quad (\text{D.1.1.9})$$

S'obté que el nombre d'etapes necessàries per a la compressió són 2. Finalment, es calcula la potència requerida per la compressió amb l'expressió D.1.1.10.

$$P = \frac{m \cdot H}{60000 \cdot \eta_p} \quad (\text{D.1.1.10})$$

I s'ajusta amb un 2% de fuites del pistó, obtenint una potència de 417 kW.

D.1.2. E100

Com que s'ha determinat que es tracta d'una compressió de dues etapes, es requereix una refrigeració intermèdia entre els compressors C101 i C102.

En primer lloc, se suposa una refrigeració intermèdia perfecta, que es dona quan la temperatura del gas natural a la sortida del bescanviador és la mateixa que la temperatura a l'aspiració del primer compressor. Després, es necessita determinar les condicions de descàrrega de la primera etapa. La ràtio de pressió es calcula amb l'expressió D.1.2.1.

$$P_r = \frac{P_{\text{descàrrega}}}{P_{\text{aspiració}}} \quad (\text{D.1.2.1})$$

$$P_r = \frac{44.0}{32.4} = 1.36$$

La ràtio de pressió de cada etapa s'obté calculant l'arrel quadrada de la ràtio total, donant una ràtio de pressió de 1.17. Amb la mateixa equació D.1.2.1 es determina que la pressió de descàrrega de l'etapa 1 és de 37.8 bar. Ara, a partir de les dades preliminars de la taula D.1.2 i la figura D.1.2, es determina la temperatura de descàrrega de la primera etapa per tal de continuar amb els càlculs.

Taula D.1.2. Dades preliminars de la primera etapa de compressió.

Paràmetre	Valor
Ràtio de pressió	1.17
Cabal volumètric (ICFM)	$2.26 \cdot 10^{10}$
Capacitat calorífica k	1.27
Temperatura d'aspiració (°F)	76.4

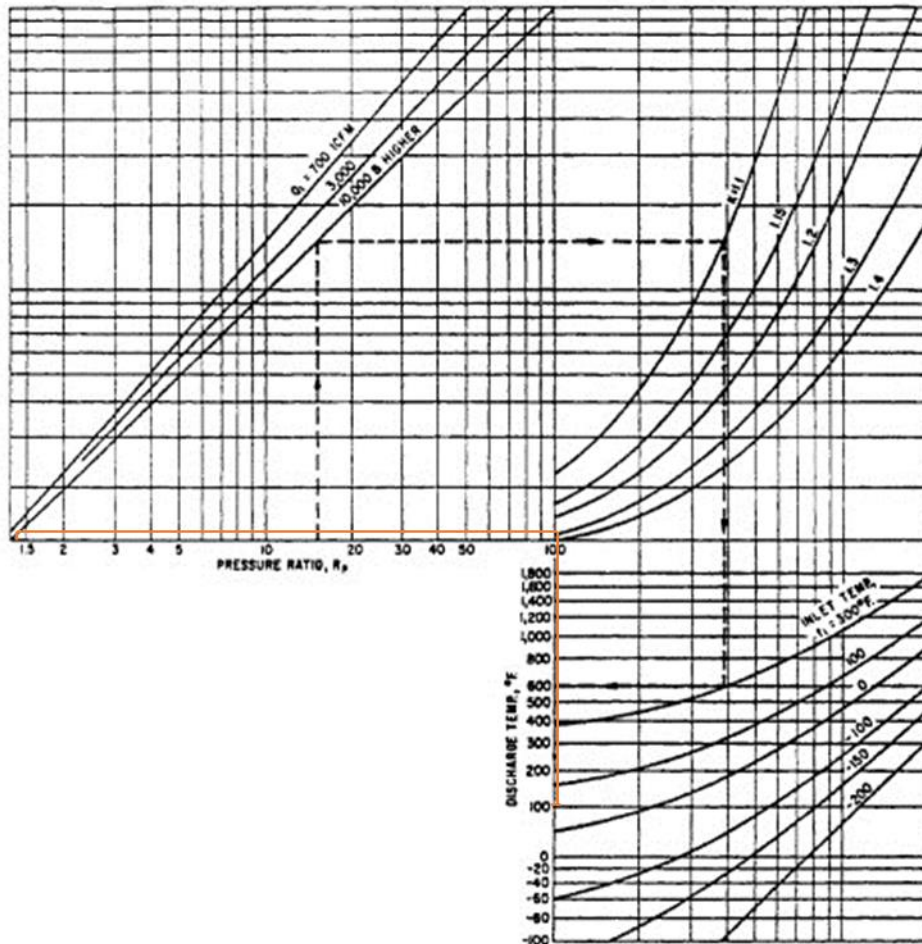


Figura D.1.2. Determinació de la temperatura de descàrrega de la primera etapa. (ref. 26)

La temperatura de descàrrega de la primera etapa és 100°F, que equival a 37.8°C. Per tant, amb aquesta informació es pot determinar la potència que requereix el bescanviador mitjançant l'expressió D.1.2.2.

$$Q = m_{gn} \cdot C p_{gn} \cdot (T_{gn,in} - T_{gn,out}) \quad (D.1.2.2)$$

$$Q = 7.86 \frac{kg}{s} \cdot 2.1 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} (37.8 - 24.7)^{\circ}C = 216 kW$$

A partir d'aquest valor, es pot calcular el cabal d'aigua de refrigeració necessari per assolir les necessitats del procés amb l'equació D.1.2.3. S'ha suposat que el subministrament d'aigua de refrigeració es fa a 30°C i que ha de sortir a 40°C del bescanviador.

$$Q = m_{ai} \cdot C p_{ai} \cdot (T_{ai,out} - T_{ai,in}) \quad (D.1.2.3)$$

$$m_{ai} = \frac{450 kW}{4.18 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} \cdot (40 - 30)^{\circ}C} = 10.8 \frac{kg}{s}$$

Finalment, es determina que es necessita un cabal de $3.87 \cdot 10^4$ kg/h d'aigua de refrigeració i una potència de 216 kW.

D.2. Disseny dels separadors (S101, S102 i S103)

Per al dimensionament dels separadors s'ha emprat la guia i teoria de la *SPE International* (ref. 7). Es mostra als següents apartats el cas per al separador horitzontal S101 i per als separadors verticals S102 i S103. Totes les dades utilitzades han sigut extretes de la simulació d'*Aspen*. Per altra banda, s'han utilitzat les següents suposicions per a tots els casos:

- Velocitats de sortida de 6 ft/s per al corrent líquid i factor $\rho_m V_m^2$ de 2500 lbm/ft s² (aprox. 3720 kg/m s²) per al corrent de gas i d'entrada, per al càlcul de les tubuladures, tal com es pot observar a la taula D.2.1.

Taula D.2.1. Guia per al disseny de les tubuladures d'entrada i de sortida.

TABLE 2.9—GUIDELINES FOR INLET AND OUTLET NOZZLE SIZING	
Inlet nozzle:	$\rho_m V_m^2$ lbm/ft-sec ²
No inlet device:	600–700
Half-open pipe inlet:	1,000
Vane inlet spreader:	4,000–6,000
Inlet cyclones:	6,000–10,000
Gas outlet nozzle:	2,500
Liquid outlet nozzles:	velocity 3–6 ft/sec

- Per al càlcul del diàmetre d'entrada i fase gas s'utilitza l'equació D.2.1. Per altra banda, a partir del cabal de líquid i la velocitat del fluid se'n calcula l'àrea de pas i diàmetre.

$$V_m \left(\frac{kg}{m s^2} \right) = Re \frac{\eta(Pa s)}{\rho_g \left(\frac{kg}{m^3} \right) \frac{D(m)}{2}} = 3720 \tag{D.2.1}$$

- Un diàmetre de bombolla de 100 μm.
- Un valor del factor K de 0.4 (ref. 27) per al càlcul de l'àrea (equació D.2.2) i diàmetre del *demister* amb uns valors de correcció en funció de la pressió que es mostren a la taula D.2.2.

$$A_{demister} = 0.327 \frac{T^{(oR)} Z Q_g \left(\frac{mmscf}{D} \right)}{P (psia)} \Bigg/ K_d (corrected) \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \tag{D.2.2}$$

Taula D.2.2. Ajustament del factor K en funció de la pressió. (ref. 27)

Pressió (psia)	Percentatge del valor de disseny
Atmosfèrica	100
150	90
300	85
600	80
1150	75

D.2.1. Separador horitzontal (S101)

Per al separador horitzontal, primerament s'ha calculat el coeficient d'arrossegament (C_D) a partir del nombre de Reynolds (Re) obtingut a *Aspen* tal com es mostra a l'equació D.2.1.1.

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + 0.34 \quad (\text{D.2.1.1})$$

A continuació s'ha calculat el valor de la llargada efectiva (L_{eff}) per a la restricció de la fase gas (equació D.2.1.2) i per a la fase líquida (equació D.2.1.3) suposant un temps de residència i una sèrie de diàmetres estàndard.

$$dL_{eff} = 421 \frac{T(^{\circ}R)ZQ_g \left(\frac{mmscf}{D}\right)}{P (psia)} \sqrt{\frac{\rho_g C_D}{\rho_l - \rho_g d_m}} \quad (\text{D.2.1.2})$$

$$dL_{eff} = \frac{t_r(min) Q_l \left(\frac{B}{D}\right)}{0.7} \quad (\text{D.2.1.3})$$

Amb els resultats del L_{eff} per al gas i el líquid, es calcula la longitud aparent (L_{ss}) també per a cada cas (equacions D.2.1.4 i D.2.1.5).

$$L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12} \quad (\text{D.2.1.4})$$

$$L_{ss} = \frac{4}{3} L_{eff} \quad (\text{D.2.1.5})$$

Finalment, es calcula la ràtio de primor (SR) seguint l'equació D.2.1.6 que determina quin disseny és l'adequat, havent de ser aquest d'entre 3 i 5. Es mostra el procediment d'exemple per al separador S101 a la taula D.2.1.1.

$$SR = \frac{12L_{ss}}{d} \quad (\text{D.2.1.6})$$

Taula D.2.1.1. Exemple de taula per al càlcul del separador horitzontal S101.

t_r (min)	d (in)	$G L_{eff}$ (ft)	$L L_{eff}$ (ft)	$G L_{ss}$ (ft)	$L L_{ss}$ (ft)	SR
1	16	1.824	1.312	3.158	1.750	1.312
	20	1.459	0.840	3.126	1.120	0.672
	24	1.216	0.583	3.216	0.778	0.389
2	16	1.824	2.625	3.158	3.500	2.625
	20	1.459	1.680	3.126	2.240	1.344
	24	1.216	1.167	3.216	1.555	0.778
3	16	1.824	3.937	3.158	5.249	3.937
	20	1.459	2.520	3.126	3.360	2.016
	24	1.216	1.750	3.216	2.333	1.167

En aquest cas el disseny adequat seria el de 16 in de diàmetre, un temps de residència de 3 min i una alçada del dipòsit de 5.25 ft (a falta d'estandarditzar).

D.2.2. Separadors verticals (S102 i S103)

Per als separadors verticals, el primer pas és el mateix que per als horitzontals, calculant el C_D a partir del Reynolds (equació D.2.1.1). Posteriorment, es calcula el diàmetre a partir de les dades de la fase gas.

$$d^2 = 5040 \frac{T(^{\circ}R) Z Q_g \left(\frac{mmscf}{D} \right)}{P (psia)} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \frac{C_D}{d_m}} \quad (D.2.2.1)$$

Tot seguit es calcula el valor de h (in) amb diversos temps de residència i el cabal de líquid (Q_l) a partir de la següent expressió:

$$d^2 h = \frac{t_r(min) Q_l \left(\frac{B}{D} \right)}{0.12} \quad (D.2.2.2)$$

Se cerca aleshores L_{ss} en funció de h si $d < 36$ in o major, emprant les següents expressions quan calgui:

$$d \leq 36 \text{ in} \rightarrow L_{ss} = \frac{h+76}{12} \quad (D.2.2.3)$$

$$d > 36 \text{ in} \rightarrow L_{ss} = \frac{h+d_{min}+40}{12} \quad (D.2.2.3)$$

Per als separadors S102 i S103 s'ha hagut d'utilitzar l'equació D.2.2.3 perquè el diàmetre d'ambdós és menor o igual a 36 in. On cop calculat el valor de L_{ss} se cerca SR amb l'expressió D.2.1.6 de tal manera que s'ha de complir que es trobi entre 3 i 4. Si amb el diàmetre i L_{ss} calculats aquesta condició no es compleix, s'augmenta al diàmetre a un altre valor estandarditzat i es repeteixen els càlculs.

D.3. Càlcul de gruixos

Per a calcular els gruixos dels equips, tal com s'indica a l'apartat 3.3., s'ha emprat el codi ASME secció VIII divisió 1 (ref. 8). A continuació es presenten els valors de resistència a la tracció per als diferents materials utilitzats en la xapa.

Taula D.3.1. Resistència a la tracció dels materials de xapa emprats. (ref. 28)

Temperatura (°C)	Plate, S (MPa)		
	A516 G65	A387 P12 Cl1	B443
40	149	126	253
65	149	126	253
100	147	123	253
125	144	122	251
150	142	122	250
175	140	122	249
200	138	122	248
225	135	121	247
250	132	120	245
275	129	118	243
300	126	116	241
325	122	115	238
350	118	114	236
375	113	112	233
400	95.1	110	231
425	79.5	109	230
450	64.4	106	228
475	62.1	104	227
500	-	92.1	225
525	-	61.1	222
550	-	40.4	215
575	-	26.4	194
600	-	17.4	156
625	-	11.6	136
650	-	7.58	91

Primerament s'han establert les condicions de disseny. Per a la temperatura un increment de 20 °C respecte de la temperatura d'operació, i per a la pressió el resultat major de $1.1P_{op} + 9.8 \cdot h \cdot \rho$ o $P_{op} + 1 + 9.8 \cdot h \cdot \rho$. Per a la resistència a la tracció és necessari interpolar a partir dels valors de la taula.

Seguint els criteris de radiografiat i soldadura del codi, s'estableix un radiografiat parcial amb una implicació d'eficiència de soldadura (E) de 0.85. A més a més, cal saber el diàmetre, en el cas dels intercanviadors obtinguts del mateix *Aspen* o dels càlculs amb *Excel* per als separadors. A causa del gran nombre de gruixos a determinar únicament es calculen el valor de la carcassa cilíndrica dels equips perquè és habitual que sigui el factor determinant del gruix de l'equip. S'empra l'equació D.3.1.

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} \quad (D.3.1)$$

Obtingut el resultat de t en mm, se li afegeix un sobregruix de 3 mm per a la corrosió que pugui patir l'equip. S'arriba a un valor de gruix, però, que no és estàndard. A la Taula D.3.2 s'indiquen els gruixos estàndard per a xapes.

Taula D.3.2. Gruixos estàndard. (ref. 29)

in	3/16	1/4	5/16	3/8	1/2	5/8	3/4	7/8	1	1 1/8	1 1/4	1 3/8
mm	4.8	6.3	7.9	9.5	12.7	15.9	19	22.2	25.4	28.6	31.8	34.9
in	1 1/2	1 5/8	1 3/4	2	2 1/4	2 1/2	2 3/4	3	3 1/4	3 1/2	3 3/4	4
mm	38.1	41.3	44.5	50.8	57.2	63.5	69.9	76.2	82.6	88.9	95.3	101.6

A partir del gruix estàndard es recalcula la pressió de disseny i la pressió de prova tal com es pot observar a les equacions D.3.2 i D.3.3. Per a la pressió de prova se suposa que serà únicament hidràulica, a temperatura ambient i que la MAWP és la pressió de disseny recalculada menys la pressió hidroestàtica ($9.8 \cdot h \cdot \rho$) perquè per definició és la pressió de disseny al punt més elevat del recipient.

$$P = \frac{SEt}{R+0.6t} \quad (D.3.2)$$

$$Pp = 1.3MAWP \frac{S(Tp)}{S(Td)} \quad (D.3.3)$$

E. FULLS D'ESPECIFICACIONS

E.1. Reactor R101

PROYECTO	TFGEQ_06	ESPECIFICACIÓN		Nº				
EMPRESA		Recipientes		HOJA Nº	1 de 2			
FÁBRICA				FECHA				
PLANTA		EMPRESA		PREPARADO				
ÍTEM	R101			REVISADO				
SERVICIO	Reactor HYT per convertir els compostos orgànics de sulfur a àcid sulfhídric				APROBADO			
OPERACIÓN	DESCRIPCIÓN	Reactor d'hydrogenació per convertir els compostos orgànics de sulfur a àcid sulfhídric						
	PRODUCTO	Gas de procés						
	TEMPERATURA	420	°C					
	PRESIÓN	44.0	kg/cm2					
	DENSIDAD		kg/m3					
CONSTRUCCIÓN	DIMENSIONES	DIÁMETRO	-	m	DISEÑO Y PRUEBA	CÓDIGOS		
		LONG. / ALT.	-	m				
		ESPESOR	12.70	mm				
	FONDOS	SUPERIOR	El-lipsoidal 2:1			CONDICIONES DE DISEÑO	TEMPERAT.	440 °C
		INFERIOR	El-lipsoidal 2:1				PRESIÓN	48.4 kg/cm2
	VOL. / PESO	VOL. ÚTIL	-	m3		PRESIÓN DE PRUEBA	DENSIDAD	12.8 kg/m3
		VOL. TOTAL	-	m3			HIDRAÚLICA	- kg/cm2
		PESO	-	kg		NEUMÁTICA	- kg/cm2	
	INSTALACIÓN	Vertical				ESPESOR DE CORROSIÓN	- mm	
	AISLAMIENTO	Llana de roca				EFICACIA DE SOLDADURA	0.85	
PINTURA					ALIVIO DE TENSIONES	-		
					RADIOGRAFIADO	Parcial		
MATERIALES			DESCRIPCIÓN	COMENTARIOS				
	CUERPO		A387 G12 Cl1					
	TAPAS/FONDOS		A387 G12 Cl1					
	BRIDAS CUERPO							
	VALONA BRIDAS CUERPO							
	BRIDAS TUBULADUR.							
	TUBULADURAS							
	PLACA PARTICIÓN							
	CORTACORRIENTES							
	SOPORTES PARA INTERNOS							
	TORNILLOS/TUERCAS INT.							
	TORNILLOS/TUERCAS EXTER.							
	JUNTAS INTERIOR							
	JUNTAS EXTERNAS							
SOPORTES EXTERIORES								
TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING			
	A1	1	Entrada prodecnt de N104 (P-04005)	6"	900			
	B1	1	Descarga de producte (P-02003)	6"	900			
	T1	4	Senyal temperatura (TIT202-203-204-205)	2"	900			
	V1	1	Sortida vàlvula PSV (PSV201)	-	900			
NOTAS								

PROYECTO	TFGEQ_06	ESPECIFICACIÓN	Nº	
EMPRESA			HOJA Nº	2 de 2
FÁBRICA		EMPRESA	FECHA	
PLANTA			PREPARADO	
ÍTEM	R101		REVISADO	
SERVICIO	Reactor HYT per convertir els compostos orgànics de sulfur a àcid sulfhídric		APROBADO	
			Nº UNIDADES	1

E.2. Reactor R102

PROYECTO	TFGEQ_06	ESPECIFICACIÓN			Nº				
EMPRESA					HOJA Nº	1 de 2			
FÁBRICA		Recipientes			FECHA				
PLANTA					PREPARADO				
ÍTEM	R102	EMPRESA			REVISADO				
SERVICIO	Reactor SRU per eliminar els compostos de sofre a l'alimentació				APROBADO				
OPERACIÓN	DESCRIPCIÓN	Reactor dessulfurant per eliminar els compostos de sofre del gas d'entrada							
	PRODUCTO	Gas de procés							
	TEMPERATURA	350-420	°C						
	PRESIÓN	41.5	kg/cm2						
	DENSIDAD	-	kg/m3						
CONSTRUCCIÓN	DIMENSIONES	DIAMETRO	-	m	DISEÑO Y PRUEBA	CÓDIGOS			
		LONG. / ALT.	-	m					
		ESPELOR	12.70	mm		CONDICIONES	TEMPERAT.	440 °C	
	FONDOS	SUPERIOR	El·lipsoidal 2:1			DE	PRESIÓN	45.7 kg/cm2	
		INFERIOR	El·lipsoidal 2:1			DISEÑO	DENSIDAD	12.6 kg/m3	
	VOL. / PESO	VOL. ÚTIL	-	m3		PRESIÓN DE	HIDRAÚLICA	- kg/cm2	
		VOL. TOTAL	-	m3		PRUEBA	NEUMÁTICA	-	
		PESO	-	kg		ESPELOR DE CORROSIÓN		- mm	
	INSTALACIÓN	Vertical					EFICACIA DE SOLDADURA	0.85	
	AISLAMIENTO	Llana de roca					ALIVIO DE TENSIONES	-	
PINTURA						RADIOGRAFIADO	Parcial		
MATERIALES			DESCRIPCIÓN	COMENTARIOS					
	CUERPO	A387 G12 Cl1							
	TAPAS/FONDOS	A387 G12 Cl1							
	BRIDAS CUERPO								
	VALONA BRIDAS CUERPO								
	BRIDAS TUBULADUR.								
	TUBULADURAS								
	PLACA PARTIÇÃO								
	CORTACORRIENTES								
	SOPORTES PARA INTERNOS								
	TORNILLOS/TUERCAS INT.								
	TORNILLOS/TUERCAS EXTER.								
	JUNTAS INTERIOR								
	JUNTAS EXTERNAS								
SOPORTES EXTERIORES									
TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING				
	A1	1	Entrada prodecnt de R101 (P-02003)	6"	900				
	B1	1	Descàrrega de producte (P-02006)	8"	900				
	T1	4	Senyal temperatura (TIT208-209-210-211)	2"	900				
	V1	1	Sortida vàlvula PSV (PSV207)	-	900				
NOTAS									

PROYECTO	TFGEQ_06	ESPECIFICACIÓN	Nº	
EMPRESA			HOJA Nº	2 de 2
FÁBRICA		EMPRESA	FECHA	
PLANTA			PREPARADO	
ÍTEM	R102		REVISADO	
SERVICIO			APROBADO	
			Nº UNIDADES	1
Reactor SRU per eliminar els compostos de sofre a l'alimentació				
<p>The diagram shows a vertical cylindrical reactor with a central column. It has several ports: a top port labeled 'A1 6"', a side port labeled 'T1 2"', a bottom port labeled 'B1 8"', another side port labeled 'T1 2"', a top-side port labeled 'V1 X"', and a bottom-side port labeled 'T1 2"'.</p>				

E.3. Reactor R103

PROYECTO	TFGEQ_06	ESPECIFICACIÓN			Nº				
EMPRESA					HOJA Nº	1 de 2			
FÁBRICA		Recipientes			FECHA				
PLANTA					PREPARADO				
EMPRESA		EMPRESA			REVISADO				
ÍTEM	R103				APROBADO				
SERVICIO	Reactor PSR per convertir els hidrocarburs en més lleugers								
OPERACIÓN	DESCRIPCIÓN	Reactor pre-reformer per convertir els hidrocarburs en més lleugers abans del SMR							
	PRODUCTO	Gas de procés							
	TEMPERATURA	456-500	°C						
	PRESIÓN	39.6	kg/cm2						
	DENSIDAD		kg/m3						
CONSTRUCCIÓN	DIMENSIONES	DIAMETRO	-	m	DISEÑO Y PRUEBA	CÓDIGOS			
		LONG. / ALT.	-	m					
		ESPESOR	12.70	mm		CONDICIONES	TEMPERAT.	520 °C	
	FONDOS	SUPERIOR	El·lipsoidal 2:1	PRESIÓN		43.6	kg/cm2		
		INFERIOR	El·lipsoidal 2:1			DISEÑO	DENSIDAD	11.3	kg/m3
	VOL. / PESO	VOL. ÚTIL	-	m3		PRESIÓN DE	HIDRAÚLICA	-	kg/cm2
		VOL. TOTAL	-	m3		PRUEBA	NEUMÁTICA	-	
		PESO	-	kg		ESPESOR DE CORROSIÓN	-	mm	
	INSTALACIÓN	Vertical				EFICACIA DE SOLDADURA	0.85		
	AISLAMIENTO	Llana de roca				ALIVIO DE TENSIONES	-		
PINTURA	-				RADIOGRAFIADO	Parcial			
MATERIALES			DESCRIPCIÓN	COMENTARIOS					
	CUERPO		A387 G12 Cl1						
	TAPAS/FONDOS		A387 G12 Cl1						
	BRIDAS CUERPO								
	VALONA BRIDAS CUERPO								
	BRIDAS TUBULADUR.								
	TUBULADURAS								
	PLACA PARTICIÓN								
	CORTACORRIENTES								
	SOPORTES PARA INTERNOS								
	TORNILLOS/TUERCAS INT.								
	TORNILLOS/TUERCAS EXTER.								
	JUNTAS INTERIOR								
	JUNTAS EXTERNAS								
SOPORTES EXTERIORES									
TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING				
	A1	1	Entrada prodecnt de N103 (P-05007)	16"	2500				
	B1	1	Descàrrega de producte (P-02009)	16"	2500				
	T1	4	Senyal temperatura (TIT214-215-216-217)	2"	2500				
	V1	1	Sortida vàlvula PSV (PSV213)	-	2500				
NOTAS									

PROYECTO	TFGEQ_06	ESPECIFICACIÓN	Nº	
EMPRESA			HOJA Nº	2 de 2
FÁBRICA		EMPRESA	FECHA	
PLANTA			PREPARADO	
ÍTEM	R103		REVISADO	
SERVICIO			APROBADO	
			Nº UNIDADES	1
Reactor PSR per convertir els hidrocarburs en més lleugers				
<p>The diagram shows a vertical cylindrical reactor with a central vertical pipe. It has several ports: a top port labeled 'A1 16"', a side port labeled 'T1 2"', a bottom port labeled 'B1 16"', another side port labeled 'T1 2"', and a top-right port labeled 'V1 X"'. There is also a label 'T1 2"' near the bottom right side of the reactor.</p>				

E.4. Reactor R104

PROYECTO	TFGEQ_06	ESPECIFICACIÓN			Nº				
EMPRESA		Recipientes			HOJA Nº	1 de 2			
FÁBRICA					FECHA				
PLANTA		EMPRESA			PREPARADO				
ÍTEM	R104				REVISADO				
SERVICIO		Reactor SMR per dur a terme el reformat de vapor				APROBADO			
OPERACIÓN	DESCRIPCIÓN	Reactor reformer on es duu a terme el procés de reformat de vapor							
	PRODUCTO	Gas de procés							
	TEMPERATURA	875	°C						
	PRESIÓN	36.0	kg/cm2						
	DENSIDAD		kg/m3						
CONSTRUCCIÓN	DIMENSIONES	DIAMETRO	-	m	DISEÑO Y PRUEBA	CÓDIGOS			
		LONG. / ALT.	-	m					
		ESPEJOR	-	mm		CONDICIONES	TEMPERAT.	895 °C	
	FONDOS	SUPERIOR	-			DE	PRESIÓN	39.6 kg/cm2	
		INFERIOR	-			DISEÑO	DENSIDAD	4.83 kg/m3	
	VOL. / PESO	VOL. ÚTIL	-	m3		PRESIÓN DE	HIDRAÚLICA	- kg/cm2	
		VOL. TOTAL	-	m3		PRUEBA	NEUMÁTICA	-	
		PESO	-	kg		ESPEJOR DE CORROSIÓN		- mm	
	INSTALACIÓN						EFICACIA DE SOLDADURA	0.85	
	ASLAMIENTO	Llana de roca					ALIVIO DE TENSIONES	-	
PINTURA						RADIOGRAFIADO	Parcial		
MATERIALES			DESCRIPCIÓN	COMENTARIOS					
	CUERPO		B443 Annealed						
	TAPAS/FONDOS		B443 Annealed						
	BRIDAS CUERPO								
	VALONA BRIDAS CUERPO								
	BRIDAS TUBULADUR.								
	TUBULADURAS								
	PLACA PARTICIÓN								
	CORTACORRIENTES								
	SOPORTES PARA INTERNOS								
	TORNILLOS/TUERCAS INT.								
	TORNILLOS/TUERCAS EXTER.								
	JUNTAS INTERIOR								
JUNTAS EXTERNAS									
SOPORTES EXTERIORES									
TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING				
	A1	1	Entrada prodecent de N102 (P-04001)	20"	2500				
	B1	1	Descàrrega de producte (P-04002)	26"	2500				
	T1	1	Senyal temperatura (TIT405)	2"	2500				
	P1	1	Senyal pressió (PIT401)	2"	2500				
NOTAS									

PROYECTO	TFGEQ_06	ESPECIFICACIÓN	Nº	
EMPRESA			HOJA Nº	2 de 2
FÁBRICA		EMPRESA	FECHA	
PLANTA			PREPARADO	
ÍTEM	R104	Reactor SMR per dur a terme el reformat de vapor	REVISADO	
SERVICIO			APROBADO	
			Nº UNIDADES	1

The diagram shows a vertical cylindrical reactor vessel. At the top, there is a manifold with four downward-pointing arrows, labeled 'A1 20"'. On the left side, there is a port labeled 'P1 2"'. At the bottom, there is a downward-pointing arrow labeled 'B1 26"'. On the right side, there is a port labeled 'T1 2"'. The vessel is supported by a base.

E.5. Reactor R105

PROYECTO	TFGEQ_06	ESPECIFICACIÓN			Nº			
EMPRESA					HOJA Nº	1 de 2		
FÁBRICA		Recipientes			FECHA			
PLANTA					PREPARADO			
ITEM	R105	EMPRESA			REVISADO			
SERVICIO	Reactor HTS per augmentar la quantitat d'hidrogen a la mescla de gasos				APROBADO			
OPERACIÓN	DESCRIPCIÓN	Reactor dessulfurant per eliminar els compostos de sofre del gas d'entrada						
	PRODUCTO	Gas de procés						
	TEMPERATURA	340-410	°C					
	PRESIÓN	36.0	kg/cm2					
	DENSIDAD		kg/m3					
CONSTRUCCIÓN	DIMENSIONES	DIAMETRO	-	m	DISEÑO Y PRUEBA	CÓDIGOS		
		LONG. / ALT.	-	m				
		ESPEJOR	-	mm		CONDICIONES	TEMPERAT.	430 °C
	FONDOS	SUPERIOR	Elipsoidal 2:1			DE	PRESIÓN	39.6 kg/cm2
		INFERIOR	Elipsoidal 2:1			DISEÑO	DENSIDAD	7.89 kg/m3
	VOL. / PESO	VOL. ÚTIL	-	m3		PRESIÓN DE	HIDRAÚLICA	-
		VOL. TOTAL	-	m3		PRUEBA	NEUMÁTICA	-
		PESO	-	kg		ESPEJOR DE CORROSIÓN		-
	INSTALACIÓN	Vertical				EFICACIA DE SOLDADURA	0.85	
	AISLAMIENTO	Llana de roca				ALIVIO DE TENSIONES	-	
PINTURA					RADIOGRAFIADO	Parcial		
MATERIALES			DESCRIPCIÓN	COMENTARIOS				
	CUERPO		A387 G12 Cl1					
	TAPAS/FONDOS		A387 G12 Cl1					
	BRIDAS CUERPO							
	VALONA BRIDAS CUERPO							
	BRIDAS TUBULADUR.							
	TUBULADURAS							
	PLACA PARTICIÓN							
	CORTACORRIENTES							
	SOPORTES PARA INTERNOS							
	TORNILLOS/TUERCAS INT.							
	TORNILLOS/TUERCAS EXTER.							
	JUNTAS INTERIOR							
	JUNTAS EXTERNAS							
SOPORTES EXTERIORES								
TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING			
	A1	1	Entrada prodecemt de E102 (P-03012)	20"	600			
	B1	1	Descàrrega de producte (P-06001)	18"	600			
	T1	4	Senyal temperatura (TIT602-603-604-605)	2"	600			
	V1	1	Sortida vàlvula PSV (PSV601)	-	600			
NOTAS								

PROYECTO	TFGEQ_06	ESPECIFICACIÓN	Nº	
EMPRESA			HOJA Nº	2 de 2
FÁBRICA		EMPRESA	FECHA	
PLANTA			PREPARADO	
ÍTEM	R105		REVISADO	
SERVICIO	Reactor HTS per augmentar la quantitat d'hidrogen a la mescla de gasos		APROBADO	
			Nº UNIDADES	1

The diagram shows a vertical cylindrical reactor vessel with a conical bottom. It features several ports: a top port labeled 'A1 20"', two side ports labeled 'T1 2"', a bottom port labeled 'B1 18"', and another side port labeled 'T1 2"'. A valve labeled 'V1 X"' is positioned at the top right of the vessel.

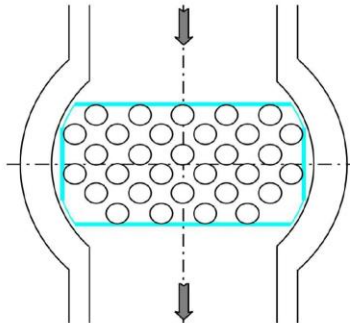
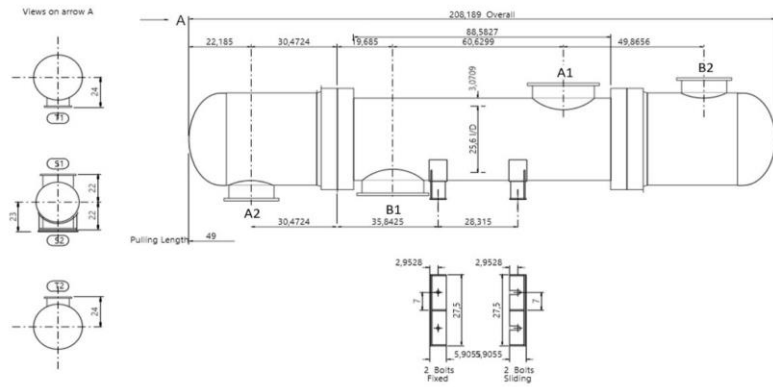
E.6. Zona de compressió**E.6.1. Compressor C101**

PROYECTO	TFGEQ_06	ESPECIFICACION			Nº		
EMPRESA		Compresor			HOJA Nº	1 de 1	
FÁBRICA					FECHA		
PLANTA		EMPRESA			PREPARADO		
ÍTEM	C101				REVISADO		
SERVICIO	Compresor centrífug per comprimir el corrent de gas natural d'alimentació					APROBADO	
GENERAL	DESCRIPCIÓN	Compresor per augmentar la pressió del corrent de gas natural				Nº UNIDADES	1
	CANTIDAD EN OPERACION/RESERVA	1					
	TIPO	Centrifug multietapes					
	TIPO ACCIONAMIENTO	Motor elèctric					
PROPIEDADES FLUIDO	COMPOSICIÓN						
	Componente 1	CH4	74.4	%			
	Componente 2	C2H6	12.2	%			
	Componente 3	C3H8	5.19	%			
	Componente 4	C4H10-N	0.93	%			
	Componente 5	C4H10-IS	0.62	%			
	Componente 6	C5H12-IS	0.39	%			
	Componente 7	N2	2.13	%			
	Componente 8	CO2	3.53	%			
	Componente 9	H2	0.54	%			
	RANGO DE CONDICIONES ATMOSFÉRICAS	PRESIÓN	1.03	kg/cm2			
		TEMPERATURA	14.30	°C			
	PESO MOLECULAR		17.8	g/mol			
DENSIDAD		0.74	kg/m3				
VISCOSIDAD		0.01	cP				
RELACION CP/CV		1.27					
FACTOR DE COMPESIBILIDAD		0.94					
OPERACIÓN	Condiciones aspiración						
	CAUDAL Normal		2.83E+04	kg/h			
	Máximo		2.97E+04	kg/h			
	PRESIÓN ASPIRACIÓN		31.4	kg/cm2			
	TEMPERATURA ASPIRACIÓN		24.6	°C			
	Condiciones descarga						
	PRESION DESCARGA		38.5	kg/cm2			
PRESION DIFERENCIAL		-	kg/cm2				
POTENCIA (ESTIMADA)		208	kW				
DISEÑO Y PRUEBA	CÓDIGOS	A Practical Guide to Compressor Technology					
	CONDICIONES DE DISEÑO	TEMPERATURA	44.6 °C				
		PRESIÓN	42.4 kg/cm2				
		DENSIDAD	-				
	TIPO DE CIERRE	-					
SISTEMA LUBRIFICACION	-						
MATERIALES		DESCRIPCION	COMENTARIOS				
	CUERPO	A516 G65					
	TUBULADURAS	A516 G65					
	BRIDAS CUERPO	A234 WPB					
	BRIDAS TUBULADUR.	A234 WPB					
	CASING	A determinar pel fabricant.					
	IMPELLERS	A determinar pel fabricant.					
EJE	A determinar pel fabricant.						
TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING		
	A1	1	Entrada procedent de gas natural (P-01005)	6"	400		
	B1	1	Sortida de compresor (P-01011)	6"	400		
NOTAS							

E.6.2. Compresor C102

PROYECTO	TFGEQ_06	ESPECIFICACION			Nº		
EMPRESA		Compresor			HOJA Nº	1 de 1	
FABRICA					FECHA		
PLANTA		EMPRESA			PREPARADO		
ÍTEM	C102				REVISADO		
SERVICIO	Compresor centrífug per comprimir el corrent de gas natural d'alimentació					APROBADO	
GENERAL	DESCRIPCIÓN	Compresor per augmentar la pressió del corrent de gas natural					
	CANTIDAD EN OPERACION/RESERVA	1					
	TIPO	Centrifug multietapes					
PROPIEDADES FLUIDO	TIPO ACCIONAMIENTO	Motor elèctric					
	COMPOSICION						
	Componente 1	CH4	74.4	%			
	Componente 2	C2H6	12.2	%			
	Componente 3	C3H8	5.19	%			
	Componente 4	C4H10-N	0.93	%			
	Componente 5	C4H10-IS	0.62	%			
	Componente 6	C5H12-IS	0.39	%			
	Componente 7	N2	2.13	%			
	Componente 8	CO2	3.53	%			
OPERACIÓN	Componente 9	H2	0.54	%			
	RANGO DE CONDICIONES ATMOSFÉRICAS		PRESIÓN	1.03	kg/cm2		
			TEMPERATURA	14-30	°C		
	PESO MOLECULAR			17.8	g/mol		
	DENSIDAD			0.74	kg/m3		
	VISCOSIDAD			0.01	cP		
	RELACION CP/CV			1.27			
FACTOR DE COMPESIBILIDAD			0.94				
DISEÑO Y PRUEBA	Condiciones aspiración						
	CAUDAL	Normal	2.83E+04	kg/h			
		Máximo	2.97E+04	kg/h			
	PRESION ASPIRACION		31.4	kg/cm2			
	TEMPERATURA ASPIRACION		24.6	°C			
	Condiciones descarga						
	PRESION DESCARGA		43.8	kg/cm2			
PRESION DIFERENCIAL		-	kg/cm2				
POTENCIA (ESTIMADA)		208	kW				
MATERIALES	CÓDIGOS	A Practical Guide to Compressor Technology					
	CONDICIONES DE DISEÑO	TEMPERATURA	71.8 °C				
		PRESIÓN	48.2 kg/cm2				
		DENSIDAD	-				
	TIPO DE CIERRE	-					
TUBULADURAS	SISTEMA LUBRIFICACION	-					
			DESCRIPCION	COMENTARIOS			
	CUERPO			A516 G65			
	TUBULADURAS			A516 G65			
	BRIDAS CUERPO			A234 WPB			
	BRIDAS TUBULADUR.			A234 WPB			
	CASING			A determinar pel fabricant.			
IMPELLERS			A determinar pel fabricant.				
EJE			A determinar pel fabricant.				
NOTAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING		
	A1	1	Entrada procedent de primera etapa de compresió (P-01011)	6"	400		
	B1	1	Sortida de compresor (P-01012)	6"	400		

PROYECTO		ESPECIFICACIÓN	Nº	
EMPRESA			HOJA Nº	2 de 4
FÁBRICA			FECHA	
PLANTA		Cambiador Carcasa-Tubos	PREPARADO	
ÍTEM		EMPRESA	REVISADO	
SERVICIO			APROBADO	
			Nº UNIDADES	



ESPECIFICACIÓN DE TUBULADURAS				NOTAS
MARCA	SERVICIO	D.N.	RATING	(xx) modificable o a confirmar por suministrador
A1	Entrada de producte	26"	2500	
B1	Sortida de producte	26"	2500	
A2	Entrada de vapor d'aigua	10"	1100	
B2	Sortida de vapor d'aigua	12"	600	

PROYECTO		ESPECIFICACIÓN			N°	
EMPRESA					HOJA N°	3 de 4
FÁBRICA		Cambiador Carcasa-Tubos			FECHA	
PLANTA					PREPARADO	
ÍTEM		EMPRESA			REVISADO	
SERVICIO					APROBADO	
					N° UNIDADES	

CURVA DE EBULLICION LADO PROCESO

	DUTY	PRES	TEMP	FRACC. VAPOR	CAUDAL	
	MMcal/h	kg/cm2g	C	mol/mol	kg/h	
					VAPOR	LIQUID
1	0.000000	875	35.7	1.000	122,697	
2	0.162073	873.159	35.7	1.000	122,697	
3	0.324146	871.317	35.7	1.000	122,697	
4	0.486219	869.474	35.7	1.000	122,697	
5	0.648292	867.63	35.7	1.000	122,697	
6	0.810365	865.786	35.7	1.000	122,697	
7	0.972438	863.941	35.7	1.000	122,697	
8	1.134510	862.095	35.7	1.000	122,697	
9	1.296580	860.249	35.7	1.000	122,697	
10	1.458660	858.401	35.7	1.000	122,697	
11	1.620730	856.554	35.7	1	122,697	
12	1.782800	854.705	35.7	1.000	122,697	

	DENSIDAD	VISCOSIDAD
	kg/m3	cP
1	4.84	0.0426
2	4.85	0.0425
3	4.86	0.0425
4	4.87	0.0424
5	4.88	0.0423
6	4.9	0.0422
7	4.91	0.0421
8	4.92	0.042
9	4.94	0.04
10	4.95	0.0419
11	4.96	0.0418
12	4.97	0.0417

	CALOR ESPECIF	TENS. SUPERF.
	kcal/kg.K	Dina / cm
1	0.7175	
2	0.7169	
3	0.7164	
4	0.7159	
5	0.7153	
6	0.7148	
7	0.7142	
8	0.7137	
9	0.71	
10	0.7126	
11	0.7121	
12	0.7115	

PROYECTO		ESPECIFICACIÓN			Nº	
EMPRESA					HOJA Nº	4 de 4
FÁBRICA		Cambiator Carcasa-Tubos			FECHA	
PLANTA					PREPARADO	
		EMPRESA			REVISADO	
ÍTEM					APROBADO	
SERVICIO					Nº UNIDADES	
CURVA DE EBULLICIÓN LADO PROCESO (cont.)						
		COND.TÉRMICA			PESO MOLECULAR	
		kcal/(h.m ² .C)				
	VAPOR	LIQUID	TOTAL	VAPOR	LIQUID	
1	0.134		12.9	12.9		
2	0.133		12.9	12.9		
3	0.133		12.9	12.9		
4	0.132		12.9	12.9		
5	0.132		12.9	12.9		
6	0.132		12.9	12.9		
7	0.131		12.9	12.9		
8	0.131		12.9	12.9		
9	0.13		12.9	12.9		
10	0.13		12.9	12.9		
11	0.13		12.9	12.9		
12	0.129		12.9	12.9		
		ENTALPIA			kcal/kg	
		VAPOR			LIQUID	
1						-1684.12
2						-1686.64
3						-1689.15
4						-1691.67
5						-1694.18
6						-1696.7
7						-1699.22
8						-1701.73
9						-1704.25
10						-1706.77
11						-1709.28
12						-1711.8

PROYECTO		ESPECIFICACIÓN			N°	
EMPRESA					Cambiador Carcasa-Tubos	
FÁBRICA		EMPRESA				
PLANTA					REVISADO	
ÍTEM		APROBADO				
SERVICIO		N° UNIDADES				

CURVA DE EBULLICION LADO PROCESO

	DUTY MMcal/h	PRES kg/cm2g	TEMP C	FRACC. VAPOR mol/mol	CAUDAL	
					VAPOR	LIQUID
1	0.000000	36.72	836.178	1.000	122,697	
2	1.953730	36.72	813.745	1.000	122,697	
3	3.907450	36.72	791.201	1.000	122,697	
4	5.861180	36.72	768.545	1.000	122,697	
5	7.814910	36.72	745.773	1.000	122,697	
6	9.768630	36.72	722.885	1.000	122,697	
7	11.722400	36.72	699.878	1.000	122,697	
8	13.676100	36.72	676.751	1.000	122,697	
9	15.629800	36.72	653.502	1.000	122,697	
10	17.583500	36.72	630.131	1.000	122,697	
11	19.537300	36.72	606.635	1.000	122,697	
12	21.491000	36.72	583.016	1.000	122,697	

	DENSIDAD	VISCOSIDAD
	kg/m3	cP
1	4.99	0.0417
2	5.18	0.0406
3	5.4	0.0395
4	5.64	0.0384
5	5.9	0.0373
6	6.19	0.0361
7	6.52	0.0349
8	6.89	0.0336
9	7.31	0.03
10	7.79	0.0309
11	8.35	0.0295
12	9	0.028

0.0417	0.0406	0.0395	0.0384	0.0373	0.0361	0.0349	0.0336	0.03	0.0309	0.0295	0.028
--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	------	--------	--------	-------

	CALOR ESPECIF	TENS. SUPERF.
	kcal/kg.K	Dina / cm
1	0.7115	
2	0.7049	
3	0.6981	
4	0.6912	
5	0.6843	
6	0.6774	
7	0.6706	
8	0.6639	
9	0.66	
10	0.6514	
11	0.6452	
12	0.6401	

PROYECTO		ESPECIFICACIÓN				Nº	
EMPRESA		Cambiator Carcasa-Tubos				HOJA Nº	4 de 4
FÁBRICA						FECHA	
PLANTA		EMPRESA				PREPARADO	
ÍTEM						REVISADO	
SERVICIO						APROBADO	
						Nº UNIDADES	

CURVA DE EBULLICIÓN LADO PROCESO (cont.)

	COND.TERMICA		PESO MOLECULAR				ENTALPIA	
	kcal/(h.m°C)		TOTAL	VAPOR	LIQUID		kcal/kg	
	VAPOR	LIQUID					VAPOR	LIQUID
1	0.129		12.9	12.9			-1711.8	
2	0.124		12.9	12.9			-1742.2	
3	0.12		12.9	12.9			-1772.6	
4	0.115		12.9	12.9			-1803	
5	0.11		12.9	12.9			-1833.39	
6	0.105		12.9	12.9			-1863.79	
7	0.1		12.9	12.9			-1894.19	
8	0.095		12.9	12.9			-1924.59	
9	0.09		12.9	12.9			-1954.99	
10	0.084		12.9	12.9			-1985.39	
11	0.079		12.9	12.9			-2015.79	
12	0.074		12.9	12.9			-2046.19	

PROYECTO		ESPECIFICACIÓN			N°	
EMPRESA		Cambiador Carcasa-Tubos			HOJA N°	3 de 4
FÁBRICA					FECHA	
PLANTA		EMPRESA			PREPARADO	
ÍTEM					REVISADO	
SERVICIO					APROBADO	
					N° UNIDADES	

CURVA DE EBULLICION LADO PROCESO

	DUTY	PRES	TEMP	FRACC. VAPOR	CAUDAL	
	MMcal/h	kg/cm2g	C	mol/mol	kg/h	
					VAPOR	LIQUID
1	0.000000	56.07	361.559	1.000	122,697	
2	0.423025	56.07	357.093	1.000	122,697	
3	0.846050	56.07	352.639	1.000	122,697	
4	1.269070	56.07	348.195	1.000	122,697	
5	1.692100	56.07	343.764	1.000	122,697	
6	2.115120	56.07	339.346	1.000	122,697	
7	2.538150	56.07	334.941	1.000	122,697	
8	2.961170	56.07	330.551	1.000	122,697	
9	3.384200	56.07	326.176	1.000	122,697	
10	3.807220	56.07	321.818	1.000	122,697	
11	4.230250	56.07	317.477	1.000	122,697	
12	4.653270	56.07	313.154	1.000	122,697	

	DENSIDAD	VISCOSIDAD
	kg/m3	cP
1	7.9	0.0292
2	8.01	0.0289
3	8.13	0.0286
4	8.25	0.0283
5	8.37	0.028
6	8.49	0.0277
7	8.63	0.0274
8	8.76	0.03
9	8.90	0.03
10	9.050	0.027
11	9.20	0.03
12	9.36	0.03

	CALOR ESPECIF	TENS. SUPERF.
	kcal/kg.K	Dina / cm
1	0.6591	
2	0.6578	
3	0.6565	
4	0.6551	
5	0.6536	
6	0.6524	
7	0.6512	
8	0.65	
9	0.65	
10	0.648	
11	0.65	
12	0.65	

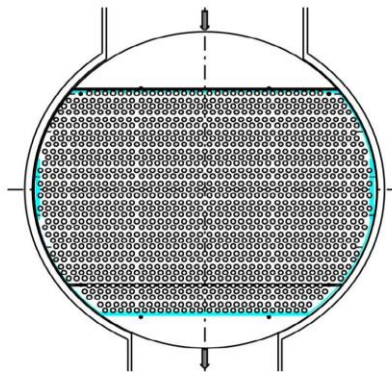
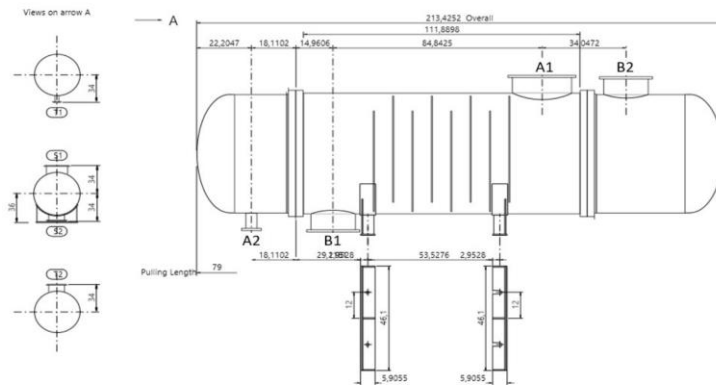
PROYECTO		ESPECIFICACIÓN			Nº	
EMPRESA					HOJA Nº	4 de 4
FÁBRICA		Cambiator Carcasa-Tubos			FECHA	
PLANTA					PREPARADO	
		EMPRESA			REVISADO	
ÍTEM					APROBADO	
SERVICIO					Nº UNIDADES	

CURVA DE EBULLICIÓN LADO PROCESO (cont.)

	COND.TÉRMICA		PESO MOLECULAR			ENTALPIA	
	kcal/(h.m ² .C)		TOTAL	VAPOR	LIQUID	kcal/kg	
	VAPOR	LIQUID				VAPOR	LIQUID
1	0.085		12.9	12.9			
2	0.084		12.9	12.9			
3	0.083		12.9	12.9			
4	0.081		12.9	12.9			
5	0.08		12.9	12.9			
6	0.079		12.9	12.9			
7	0.078		12.9	12.9			
8	0.08		12.9	12.9			
9	0.08		12.9	12.9			
10	0.075		12.9	12.9			
11	0.07		12.9	12.9			
12	0.07		12.9	12.9			

0.0292	0.0289	0.0286	0.0283	0.028	0.0277	0.0274	0.03	0.03	0.027	0.03	0.03
--------	--------	--------	--------	-------	--------	--------	------	------	-------	------	------

PROYECTO		ESPECIFICACIÓN Cambiador Carcasa-Tubos	Nº	
EMPRESA			HOJA Nº	2 de 4
FÁBRICA			FECHA	
PLANTA		EMPRESA	PREPARADO	
ÍTEM			REVISADO	
SERVICIO			APROBADO	
			Nº UNIDADES	



ESPECIFICACIÓN DE TUBULADURAS				NOTAS
MARCA	SERVICIO	D.N.	RATING	(xx) modificable o a confirmar por suministrador
A1	Entrada de producte	18"	300	
B1	Sortida de producte	16"	300	
A2	Entrada d'aigua	3.5"	150	
B2	Sortida d'aigua	36"	150	

PROYECTO		ESPECIFICACIÓN Cambiador Carcasa-Tubos			N°	
EMPRESA					HOJA N°	3 de 4
FÁBRICA		EMPRESA			FECHA	
PLANTA					PREPARADO	
ÍTEM					REVISADO	
SERVICIO					APROBADO	
					N° UNIDADES	

CURVA DE EBULLICION LADO PROCESO

	DUTY	PRES	TEMP	FRACC. VAPOR	CAUDAL	
	MMcal/h	kg/cm2g	C	mol/mol	kg/h	
					VAPOR	LIQUID
1	0.000000	34.15	300.0	1	122,697	
2	0.007319	34.15	299.9	1.0	122,697	
3	0.967355	34.15	287.8	1.00	122,697	
4	1.934710	34.15	275.5	1.0	122,697	
5	2.902060	34.15	263.3	1.000	122,697	
6	3.869420	34.15	251.0	1.000	122,697	
7	4.836770	34.15	238.7	0.98	120,243	2,454
8	5.804130	34.15	226.4	0.95	116,562	6,135
9	6.771480	34.15	214.1	0.92	112,881	9,816
10	7.738840	34.15	201.7	0.90	110,427	12,270
11	8.706190	34.15	189.4	0.87	106,746	15,951
12	9.673550	34.15	177.0	0.85	104,292	18,405

	DENSIDAD		VISCOSIDAD	
	kg/m3		cP	
1	9.33	0.7	0.0258	
2	9.71	0.7	0.0251	
3	10.12	0.7	0.0243	
4	10.58	0.7	0.0235	
5	11.09	0.7	0.0227	
6	11.66	0.7	0.0219	
7	11.76	652.12	0.0215	0.0826
8	11.67	654.24	0.0213	0.0835
9	11.58	656.51	0.021	0.0845
10	11.49	658.93	0.0208	0.0855
11	11.40	661.52	0.02	0.09
12	11.32	664.32	0.0201	0.0879

	CALOR ESPECIF		TENS. SUPERF.	
	kcal/kg.K		Dina / cm	
1	0.65			18.0
2	0.64			
3	0.64			
4	0.64			
5	0.64			
6	0.64			
7	0.64	1.05		0.0432
8	0.64	1.05		0.0438
9	0.65	1.0422		0.0443
10	0.65	1.0393		0.0449
11	0.65	1.04		0.05
12	0.66	1.0328		0.0462

PROYECTO		ESPECIFICACIÓN Cambiador Carcasa-Tubos				Nº	
EMPRESA						HOJA Nº	4 de 4
FÁBRICA		EMPRESA				FECHA	
PLANTA						PREPARADO	
ÍTEM						REVISADO	
SERVICIO			APROBADO		Nº UNIDADES		

CURVA DE EBULLICIÓN LADO PROCESO (cont.)

	COND. TÉRMICA		PESO MOLECULAR			ENTALPIA	
	kcal/(h.m².C)		TOTAL	VAPOR	LIQUID	kcal/kg	
	VAPOR	LIQUID				VAPOR	LIQUID
1	0.072		12.9	12.9		1	-2118.63
2	0.07		12.9	12.9		2	-2133.68
3	0.067		12.9	12.9		3	-2148.74
4	0.064		12.9	12.9		4	-2163.79
5	0.061		12.9	12.9		5	-2178.84
6	0.059		12.9	12.9		6	-2193.89
7	0.058	2.494	25.2	12.9	12.3	7	-2208.94
8	0.058	2.511	25.2	12.9	12.3	8	-2223.99
9	0.1	2.5	25.2	12.9	12.3	9	-2239.04
10	0.1	2.6	25.2	12.9	12.3	10	-2254.1
11	0.06	2.571	25.2	12.9	12.3	11	-2269.15
12	0.06	2.594	25.2	12.9	12.3	12	-2284.2

E.11. Aeri E105

PROYECTO	TFGEQ_06	ESPECIFICACIÓN		Nº	
EMPRESA				HOJA Nº	1 de 2
FÁBRICA		Aero-refrigerante		FECHA	
PLANTA				PREPARADO	
ÍTEM	E105	EMPRESA		REVISADO	
SERVICIO	Disminuir la temperatura del corrent de sortida del separador E-105			APROBADO	
				Nº UNIDADES	
CONDICIONES DE OPERACIÓN: LADO TUBOS					
PRODUCTO		Gas de procés sortida E-105			
CAUDAL TOTAL		kg/h	51,859		
			ENTRADA	SALIDA	
VAPOR		kg/h	51,859	36,744	
LÍQUIDO		kg/h		15,115	
INCONDENSABLES		kg/h			
FLUIDO VAPORIZADO		kg/h			
FLUIDO CONDENSADO		kg/h	15,115		
LÍQUIDO	DENSIDAD	kg/m ³		740	
	VISCOSIDAD	cP		0.26	
	CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C		1.01	
	COND.TERMICA	kcal/(h.m.°C)		3.47	
	TENS. SUPERFICIAL	N/m			
VAPOR	DENSIDAD	kg/m ³	11	13.00	
	VISCOSIDAD	cP	0	0.013	
	CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	1	0.70	
	COND.TERMICA	kcal/(h.m.°C)	0.060	0.0620	
CALOR LATENTE		kcal/kg	559.10		
PRESIÓN OPERACION		kg/cm ² g	33.7	33.18	
TEMPERATURA OPERACION		°C	160.0	49.9	
VELOCIDAD		m/s	5.36	6.83	
PÉRDIDA DE CARGA Admis./Cald		kg/cm ²	0.00	0.00	
CALOR	SENSIBLE	kcal/h	12,056,328		
	LATENTE	kcal/h			
	TOTAL	kcal/h	12,056,328		
RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO		(m ² .h.°c)/kcal	0.0001		
SOBREDISEÑO U cálculo / U diseño					
CONDICIONES DE OPERACIÓN: LADO AIRE					
ALTITUD SOBRE NIVEL MAR		m		ENTRADA	SALIDA
TEMPERATURA (Entrada/Salida)		°C		0.00	0.00
PERDIDA DE CARGA		kg/cm ²		30.00	113.32
CAUDAL DE AIRE (total/por vent.)		kg/h		0.002	0.002
				600,000	600,000
CONDICIONES DE DISEÑO Y PRUEBA: HAZ			EQUIPO MECANICO		
PRES. DISEÑO	41.7	kg/cm ² g	Ventiladores	2	
TEMP. DISEÑO	180	°C	Nº/Sección	2	
ESP. CORROSION		mm	TIRO	2	
CÓDIGOS APLICABLES	ASME Code Sec VIII Div 1		DIÁMETRO	3,6576 m	Nº PALA 2
	API		MATERIAL PALAS	Aluminum 1060	
			POTENCIA	25522.1 kW	
			VARIADOR FRECUENCIA		
Tubos		Aletas		NOTAS	
Nº/HAZ	296	Nº/PULGADA	11		
MATERIAL	Carbon Steel	MATERIAL	Aluminum 1060		
DIÁMETRO	25.4 mm	DIÁMETRO	57.15 mm		
ESPESOR	1.65 mm	ESPESOR	0.28 mm		
LONGITUD	6 m				
PASO	3.00	TIPO	G-finned		
AREA	13.20 m ²				
Cabezal					
TIPO		Box			
MATERIAL		Carbon Steel			
Nº FILAS					
Nº PASOS		3			
Nº PASOS/TUBO		1			

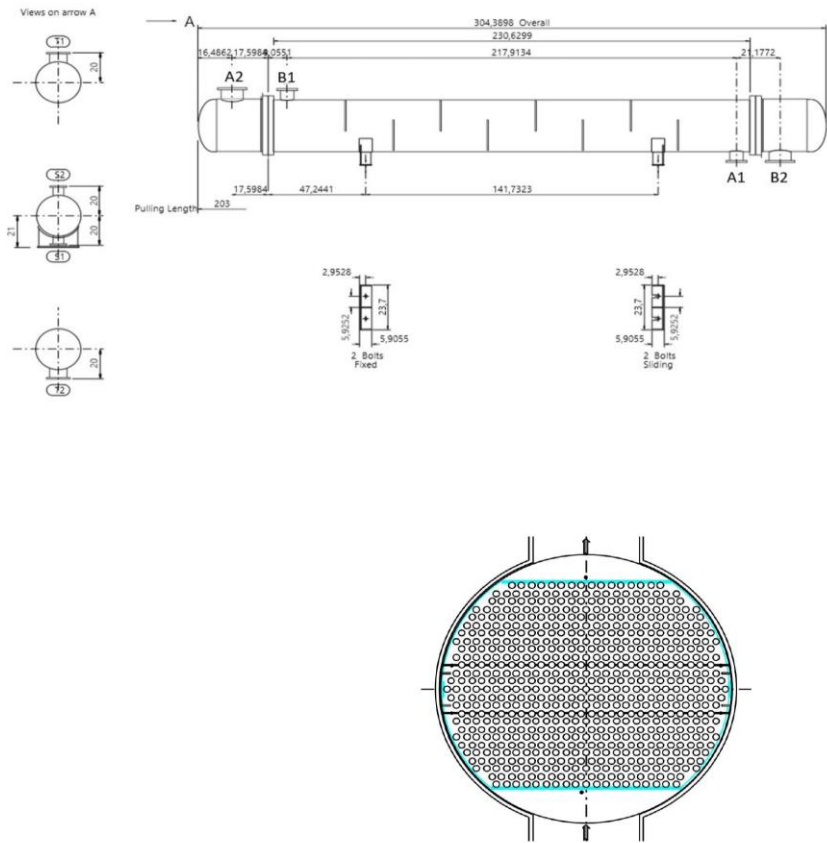
PROYECTO		ESPECIFICACIÓN Aero-refrigerante	Nº	
EMPRESA			HOJA Nº	2 de 2
FÁBRICA			FECHA	
PLANTA		EMPRESA	PREPARADO	
ÍTEM			REVISADO	
SERVICIO			APROBADO	
			Nº UNIDADES	

ESPECIFICACION DE TUBULADURAS				NOTAS
MARCA	SERVICIO	D.N.	RATING	

E.12. Intercambiador E106

PROYECTO	TFGEQ_06	ESPECIFICACIÓN		N°		
EMPRESA		Cambiador Carcasa-Tubos		HOJA N°	1 de 4	
FÁBRICA				FECHA		
PLANTA		EMPRESA		PREPARADO		
ÍTEM	E106			REVISADO		
SERVICIO	Refredar el corrent de sortida del aereorefrigerant E-105			APROBADO		
CONDICIONES DE OPERACIÓN						
		LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS		
PRODUCTO		Aigua		Gas de procés sortida E-105		
CAUDAL TOTAL	kg/h	154,000		103,723		
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	
VAPOR	kg/h			73,474	73,169	
LÍQUIDO	kg/h	154,000	154,000	30,250	30,554	
INCONDENSABLES	kg/h					
FLUIDO VAPORIZADO	kg/h					
FLUIDO CONDENSADO	kg/h			304		
LÍQUIDO	DENSIDAD	kg/m ³	750	745	740	749
	VISCOSIDAD	cP	0.39	0.31	0.26	0.37
	CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	1.02	1.02	1.01	1.02
	COND.TERMICA	kcal/(h.m.°C)	3.67	3.56	3.47	3.64
	TENS. SUPERFICIAL	N/m			0.068	0.071
VAPOR	DENSIDAD	kg/m ³			12.98	13.64
	VISCOSIDAD	cP			0.013	0.012
	CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C			0.70	0.70
	COND.TERMICA	kcal/(h.m.°C)			0.062	0.060
	CALOR LATENTE	kcal/kg			559.49	571.68
PRESION OPERACION	bar	1.02	0.92	33.1	32.86	
TEMPERATURA OPERACION	°C	30.0	40.0	50.0	33.0	
VELOCIDAD	m/s		0.3		7.1	
PÉRDIDA DE CARGA Admis./Calc.	kg/cm ²	0.2	0.1	0.4	0.3	
CALOR	SENSIBLE	kcal/h	6,235,828		-5,552,433	
	LATENTE	kcal/h			-683,395	
	TOTAL	kcal/h			6,235,828	
RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO	(m ² .h°.C)/kcal	0.0003		0.0001		
SOBREDISEÑO U calculada / U diseño				2.00		
ESPECIFICACIÓN DE MATERIALES			CONDICIONES DE DISEÑO Y PRUEBA			
ENVOLVENTE	MATERIAL	A516 G65	COMENTARIOS	CÓDIGO	ASME Code Sec VIII Div 1	
CABEZALES ENVOLVENTE	A516 G65			TIPO	Tema Class Refinery Service BEM	
CABEZALES TUBOS	A516 G65			AREA	453 m ²	
TAPA DEL CABEZAL	A516 G65			N° DE PASOS	Tubos 1.00 Envolven 1.00	
BRIDAS ENVOLVENTE	A234 WPB			TUBOS	646.00	
BRIDAS CABEZAL TUBOS	A234 WPB			N° / PITCH	23.81	
BRIDAS TUBUL. ENVOLV.	A234 WPB			ENVOLVENTE	Diámetro 695 mm Espesor 4.8 mm	
BRIDAS TUBUL. CABEZALES	A234 WPB			FONDOS		
TUBULADURAS ENVOLVENVEN	A234 WPB			DEFLECTORES	Tipo Single segmental Número 8.0 Corte 0.4	
TUBULADURAS CABEZALES	A234 WPB			ENVOLVENTE	TUBOS	
TUBOS	A53 B			PRES. DISEÑO	33.141 kg/cm ² g 9.3 kg/cm ² g	
PLACA TUBULAR	A516 G65			TEMP. DISEÑO	70 °C 60 °C	
ALETAS	A516 G65			PRES. PRUEBA	66.64 bar	
DEFLECTORES/PLACAS SOPORT	A516 G65			Hidráulica		
DISTANCIADORES	A516 G65			Neumática		
TIRANTES	A516 G65			ALIVIO TENS.		
SOPORTES/APOYOS	A516 G65			RADIOGRAF.	Parcial Parcial	
TORNILOS/TUERCAS	A193 B7			ESP. CORROS.	3.18 3.18	
TORNILOS/TUERCAS (INTERIOR)	A193 B7			EF. SOLDAD.	0.85 0.85	
JUNTAS ENVOLVENTE	A234 WPB					
JUNTAS CABEZAL	A234 WPB					
PLACA DE CHOQUE	A516 G65					
NOTAS			AISLAMIENTO			
				TRATAMIENTO DE SUPERFICIES		
				PINTURA		
				ACCESORIOS		

PROYECTO		ESPECIFICACIÓN Cambiador Carcasa-Tubos	Nº	
EMPRESA			HOJA Nº	2 de 4
FÁBRICA			FECHA	
PLANTA		EMPRESA	PREPARADO	
ÍTEM			REVISADO	
SERVICIO			APROBADO	
			Nº UNIDADES	



ESPECIFICACION DE TUBULADURAS				NOTAS
MARCA	SERVICIO	D.N.	RATING	(xx) modificable o a confirmar por suministrador
A1	Entrada de producte	14"	150	
B1	Sortida de producte	12"	150	
A2	Entrada d'aigua	6"	300	
B2	Sortida d'aigua	8"	300	

PROYECTO		ESPECIFICACIÓN			N°	
EMPRESA					HOJA N°	3 de 4
FÁBRICA		Cambiador Carcasa-Tubos			FECHA	
PLANTA					PREPARADO	
ÍTEM		EMPRESA			REVISADO	
SERVICIO					APROBADO	
					N° UNIDADES	

CURVA DE EBULLICION LADO PROCESO

	DUTY	PRES	TEMP	FRACC. VAPOR	CAUDAL	
	MMcal/h	kg/cm2g	C	mol/mol	VAPOR	LIQUID
1	0.000000	49.97	32.1	0.000		154,000
2	0.074825	49.20	32.1	0.000		154,000
3	0.149650	48.42	32.1	0.000		154,000
4	0.224475	47.63	32.1	0.000		154,000
5	0.299300	46.84	32.1	0.000		154,000
6	0.374125	46.05	32.1	0.000		154,000
7	0.448950	45.26	32.1	0.000		154,000
8	0.523774	44.46	32.1	0.000		154,000
9	0.598599	43.66	32.1	0.000		154,000
10	0.673424	42.85	32.1	0.000		154,000
11	0.748249	42.05	32.1	0.000		154,000
12	0.823074	41.24	32.1	0.000		154,000

	DENSIDAD	VISCOSIDAD
	kg/m3	cP
1	750.39	0.3896
2	749.9	0.3815
3	749.42	0.3736
4	748.93	0.3659
5	748.44	0.3585
6	747.95	0.3513
7	747.5	0.3
8	747.0	0.3
9	746.5	0.3
10	745.98	0.32
11	745.48	0.32
12	744.98	0.31

	CALOR ESPECIF	TENS. SUPERF.
	kcal/kg.K	Dina / cm
1	1.0238	0.0717
2	1.0232	0.0715
3	1.0227	0.0713
4	1.0222	0.0712
5	1.0217	0.071
6	1.0212	0.0708
7	1.0	0.1
8	1.0	0.1
9	1.0	0.1
10	1.02	0.07
11	1.02	0.07
12	1.02	0.07

PROYECTO		ESPECIFICACIÓN Cambiador Carcasa-Tubos				Nº	
EMPRESA						HOJA Nº	4 de 4
FÁBRICA		EMPRESA				FECHA	
PLANTA						PREPARADO	
ÍTEM						REVISADO	
SERVICIO						APROBADO	
						Nº UNIDADES	
CURVA DE EBULLICIÓN LADO PROCESO (cont.)							
		COND.TÉRMICA				PESO MOLECULAR	
		kcal/(h.m°.C)				TOTAL	
		VAPOR	LIQUID		VAPOR	LIQUID	
1			3.665	18.0		18.0	
2			3.655	18.0		18.0	
3			3.646	18.0		18.0	
4			3.637	18.0		18.0	
5			3.627	18.0		18.0	
6			3.618	18.0		18.0	
7			3.6	18.0		18.0	
8			3.6	18.0		18.0	
9			3.6	18.0		18.0	
10			3.58	18.0		18.0	
11			3.57	18.0		18.0	
12			3.56	18.0		18.0	
		ENTALPIA				kcal/kg	
		VAPOR				LIQUID	
1						-3786.1	
2						-3785.1	
3						-3784.2	
4						-3783.3	
5						-3782.4	
6						-3781.4	
7						-3780.5	
8						-3779.6	
9						-3778.6	
10						-3777.7	
11						-3776.8	
12						-3775.9	

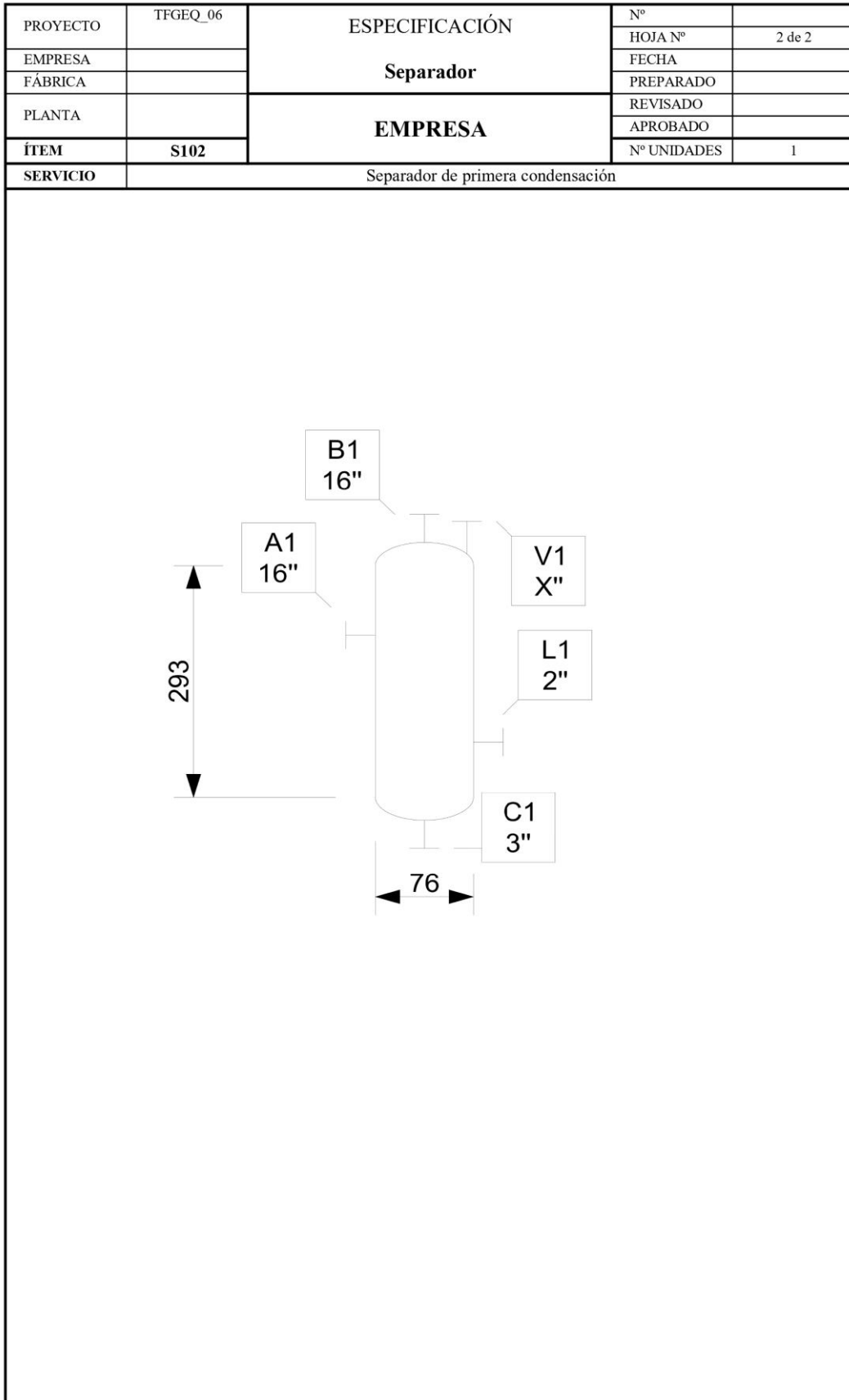
E.13. Separador S101

PROYECTO	TFGEQ_06	ESPECIFICACIÓN			N°		
EMPRESA		Separador			HOJA N°	1 de 2	
FÁBRICA					FECHA		
PLANTA		EMPRESA			PREPARADO		
ÍTEM	S101				REVISADO		
SERVICIO	Separador de vapor de proceso					APROBADO	
PRODUCTOS	Vapor de alta presión (HPS) y agua					N° UNIDADES	1
TEMPERATURA	°C	271.2	/				
PRESIÓN	kg/cm2	56					
CAUDAL TOTAL	kg/h	168,271					
FRACCIÓN DE VAPOR	%wt	99.50					
VAPOR	kg/h	167,430					
LÍQUIDO	kg/h	841					
VAPOR	DENSIDAD	kg/m3					27
	VISCOSIDAD	cP					0.0211
	CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C					0.623
	FACTOR COMPRES.						0.8186
	REYNOLDS						2.80E+06
LÍQUIDO	DENSIDAD	kg/m3					540
	VISCOSIDAD	cP					0.0644
	CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C					1.3747
	DIÁMETRO DE GOTA	µm					100
CONSTRUCCIÓN	DIMENSIONES	DIÁMETRO					0.41 m
		LONG. / ALT.	1.60 m	SPE International			
		ESPESOR	15.90 mm	CONDICIONES DE DISEÑO	TEMPERAT.	291.2 °C	
	FONDOS	SUPERIOR	Elipsoidal 2:1	PRESIÓN	80.0 kg/cm2		
		INFERIOR	Elipsoidal 2:1	DENSIDAD	540 kg/m3		
	INSTALACIÓN	Horizontal		PRESIÓN DE PRUEBA	HIDRAÚLICA	122.0 kg/cm2	
	AISLAMIENTO	Lana de roca		NEUMÁTICA			
	PINTURA			ESPESOR DE CORROSIÓN	3 mm		
	DEMISTER	Sí		EFICACIA DE SOLDADURA	0.85		
	TIPO	Vane Pack		ALIVIO DE TENSIONES	-		
DIÁMETRO	31.75 mm		RADIOGRAFIADO	Parcial			
MATERIALES			DESCRIPCIÓN	COMENTARIOS			
	CUERPO		A516 G65				
	TAPAS/FONDOS		A516 G65				
	BRIDAS CUERPO		A234 WPB				
	VALONA BRIDAS CUERPO		A234 WPB				
	BRIDAS TUBULADUR.		A234 WPB				
	TUBULADURAS		A234 WPB				
	PLACA PARTIÇÃO		-				
	CORTACORRIENTES		-				
	SOPORTES PARA INTERNOS		-				
	TORNILLOS/TUERCAS INT.		A193 B7				
	TORNILLOS/TUERCAS EXTER.		A193 B7				
	JUNTAS INTERIOR		A234 WPB				
JUNTAS EXTERNAS		A234 WPB					
SOPORTES EXTERIORES		A105					
TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING		
	A1	1	Entrada mezcla vapor y agua alta presión (VA-06004)	14"	600		
	B1	1	Salida de vapor alta presión (VA-06008)	14"	600		
	C1	1	Salida de agua alta presión (AA-06005)	3/4"	600		
	L1	1	Indicador y transmisor de nivel (LIT608)	2"	600		
	V1	1	Salida a PSV607 (VA-06006)	X"	600		
NOTAS							

PROYECTO	TFGEQ_06	ESPECIFICACIÓN	Nº	
EMPRESA			HOJA Nº	2 de 2
FÁBRICA			FECHA	
PLANTA		EMPRESA	PREPARADO	
ÍTEM	S101		REVISADO	
SERVICIO	Separador de vapor de proceso			
			APROBADO	
			Nº UNIDADES	1

E.14. Separador S102

PROYECTO	TFGEQ_06	ESPECIFICACIÓN			N°			
EMPRESA		Separador			HOJA N°	1 de 2		
FÁBRICA					FECHA			
PLANTA		EMPRESA			PREPARADO			
ÍTEM	S102				REVISADO			
SERVICIO	Separador de primera condensación					APROBADO		
PRODUCTOS	Fluido de proceso con contenido de agua					N° UNIDADES	1	
TEMPERATURA	°C	160						
PRESIÓN	kg/cm2	33						
CAUDAL TOTAL	kg/h	122,697						
FRACCIÓN DE VAPOR	%wt	84,53						
VAPOR	kg/h	103,719						
LÍQUIDO	kg/h	18,978						
VAPOR	DENSIDAD	kg/m3	11					
	VISCOSIDAD	cP	0.0201					
	CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	0.6564					
	FACTOR COMPRES.		0.9971					
	REYNOLDS		1.82E+06					
LÍQUIDO	DENSIDAD	kg/m3	664					
	VISCOSIDAD	cP	0.0879					
	CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	1.0326					
	DIÁMETRO DE GOTA	µm	100					
	CONSTRUCCIÓN		DIÁMETRO	0.76 m	DISEÑO Y PRUEBA	CÓDIGOS		ASME, sección VIII división 1
DIMENSIONES	LONG. / ALT.	2.93 m		CONDICIONES		TEMPERAT.	180 °C	
	ESPESOR	12.70 mm		DE		PRESIÓN	48.2 kg/cm2	
FONDOS	SUPERIOR	Elipsoidal 2:1		DISEÑO		DENSIDAD	664 kg/m3	
	INFERIOR	Elipsoidal 2:1		PRESIÓN DE PRUEBA		HIDRAÚLICA	66.8 kg/cm2	
INSTALACIÓN	Vertical					NEUMÁTICA		
AISLAMIENTO	-					ESPESOR DE CORROSIÓN	3 mm	
PINTURA	-					EFICACIA DE SOLDADURA	0.85	
DEMISTER	No					ALIVIO DE TENSIONES	-	
TIPO	-					RADIOGRAFIADO	Parcial	
DIÁMETRO	- mm							
MATERIALES			DESCRIPCIÓN	COMENTARIOS				
	CUERPO		A516 G65					
	TAPAS/FONDOS		A516 G65					
	BRIDAS CUERPO		A234 WPB					
	VALONA BRIDAS CUERPO		A234 WPB					
	BRIDAS TUBULADUR.		A234 WPB					
	TUBULADURAS		A234 WPB					
	PLACA PARTICIÓN		-					
	CORTACORRIENTES		-					
	SOPORTES PARA INTERNOS		-					
	TORNILLOS/TUERCAS INT.		A193 B7					
	TORNILLOS/TUERCAS EXTER.		A193 B7					
	JUNTAS INTERIOR		A234 WPB					
JUNTAS EXTERNAS		A234 WPB						
SOPORTES EXTERIORES		A105						
TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING			
	A1	1	Entrada de proceso (P-07003)	16"	300			
	B1	1	Salida de proceso (P-07007)	16"	300			
	C1	1	Salida de condensado (C-07004)	3"	300			
	L1	1	Indicador y transmisor de nivel (LIT703)	2"	300			
	V1	1	Salida a PSV702 (P-07005)	X	300			
NOTAS	Reductor de diámetro en la salida C1 de 3" a 2 1/2"							



E.15. Separador S103

PROYECTO	TFGEQ_06	ESPECIFICACIÓN		N°			
EMPRESA		Separador		HOJA N°	1 de 2		
FÁBRICA		EMPRESA		FECHA			
PLANTA				PREPARADO			
ÍTEM	S103 <th colspan="2"></th> <th>REVISADO</th> <td></td>			REVISADO			
SERVICIO	Separador de segunda condensación <th>APROBADO</th> <td></td>				APROBADO		
PRODUCTOS	Fluido de proceso con contenido de agua <th>N° UNIDADES</th> <td>1</td>				N° UNIDADES	1	
TEMPERATURA	°C		33				
PRESIÓN	kg/cm2		33				
CAUDAL TOTAL	kg/h		103,719				
FRACCIÓN DE VAPOR	%wt		70.53				
VAPOR	kg/h		73,154				
LÍQUIDO	kg/h		30,564				
VAPOR	DENSIDAD	kg/m3	14				
	VISCOSIDAD	cP	0.0123				
	CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	0.6959				
	FACTOR COMPRES.		1.0090				
	REYNOLDS		2.10E+06				
LÍQUIDO	DENSIDAD	kg/m3	749				
	VISCOSIDAD	cP	0.3655				
	CALOR ESPECÍFICO	kcal/kg°C	1.0203				
	DIÁMETRO DE GOTA		100				
CONSTRUCCIÓN	DIMENSIONES	DIÁMETRO	0.91 m			DISEÑO Y PRUEBA	CÓDIGOS
		LONG. / ALT.	2.93 m	SPE International			
		ESPESOR	12.70 mm	CONDICIONES DE DISEÑO	TEMPERAT.		53 °C
	FONDOS	SUPERIOR	Elipsoidal 2:1	PRESIÓN	51.5 kg/cm2		
		INFERIOR	Elipsoidal 2:1	DENSIDAD	749 kg/m3		
	INSTALACIÓN	Vertical		PRESIÓN DE PRUEBA	HIDRAÚLICA		66.8 kg/cm2
	AISLAMIENTO	-		ESPESOR DE CORROSIÓN	NEUMÁTICA		
	PINTURA	-			3 mm		
	DEMISTER	Si		EFICACIA DE SOLDADURA	0.85		
	TIPO	Vane Pack		ALIVIO DE TENSIONES	-		
DIÁMETRO	25.4 mm		RADIOGRAFIADO	Parcial			
MATERIALES			DESCRIPCIÓN	COMENTARIOS			
	CUERPO		A516 65				
	TAPAS/FONDOS		A516 65				
	BRIDAS CUERPO		A234 WPB				
	VALONA BRIDAS CUERPO		A234 WPB				
	BRIDAS TUBULADUR.		A234 WPB				
	TUBULADURAS		A234 WPB				
	PLACA PARTICIÓN		-				
	CORTACORRIENTES		-				
	SOPORTES PARA INTERNOS		-				
	TORNILLOS/TUERCAS INT.		A193 B7				
	TORNILLOS/TUERCAS EXTER.		A193 B7				
	JUNTAS INTERIOR		A234 WPB				
JUNTAS EXTERNAS		A234 WPB					
SOPORTES EXTERIORES		A105					
TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING		
	A1	1	Entrada de proceso (P-08001)	1 1/2"	300		
	B1	1	Salida de proceso (P-08007)	1 1/2"	300		
	C1	1	Salida de condensado (C-08004)	5"	300		
	L1	1	Indicador y transmisor de nivel (LIT803)	2"	300		
	V1	1	Salida a PSV802 (P-08005)	X	300		
NOTAS	Reductor de diámetro en la salida C1 de 3 1/2" a 3"						

PROYECTO	TFGEQ_06	ESPECIFICACIÓN	Nº	
EMPRESA			HOJA Nº	2 de 2
FÁBRICA		Separador	FECHA	
PLANTA			PREPARADO	
ÍTEM	S103		REVISADO	
SERVICIO	Separador de segunda condensación		APROBADO	
		EMPRESA	Nº UNIDADES	1

F. AVALUACIÓ ECONÒMICA

Per calcular el preu estimat d'instal·lació, s'ha realitzat la suma dels preus dels 20 equips del procés que es poden veure a la taula F.1. Els preus s'han extret del programa *Aspen*, exceptuant els ja referenciats, i els reactors R101 i R102, als quals se'ls hi ha fixat un preu aproximat.

Taula F.1. Preu de cadascun dels equips.

Equip o conjunt d'equips	Unitats	Preu (€)
Zona convectiva	1	460,000
S101	1	42,596
S102	1	51,336
S103	1	41,216
Zona de compressió	3	923,312
E101	1	113,874
E102	1	188,748
E103	1	272,864
E104	1	101,129
E105	2	368,000
E106	1	110,273
VPSA (ref. 30)	1	216,321
R101	1	184,000
R102	1	184,000
R103 (ref. 31)	1	22,816,000
R104 (ref. 31)	1	31,556,000
R105 (ref. 32)	1	354,660
	Total	57,984,331

S'obté un valor estimat de 58.0 M€ a l'any 2021. S'ha tingut en compte una inflació del 5% el primer any, i del 9% el segon i, per tant, un índex de cost de 1.14. El cost mitjà per equip és de 2.90 M€, valor amb què es poden determinar els factors per estimar el cost de la instal·lació. Aquests factors es poden veure a la taula F.2, i s'han escollit tenint en compte el procés que s'ha dissenyat. A la taula F.3 es pot veure el full de càlcul amb la que s'ha determinat el cost d'instal·lació.

Taula F.2. Factors per estimar el cost de la instal·lació.

		Coste medio de cada equipo en € = EP/nº Equipos						
		< 15,000	> 15,000 a 30,000	> 30,000 a 45,000	> 45,000 a 60,000	> 60,000 a 75,000	> 75,000 a 100,000	> 100,000
Equipo Básico	Equipo Principal Equipo no listado: PFD preliminar PFD muy elaborado		20% a 10% del Equipo Principal 10% a 2% del Equipo Principal					
Equipo principal + Equipo no listado		100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Montaje	Mucho equipo alto montaje	23/18	21/17	19/16	18.5/15	17.5/14	16.5/13.5	15.5/13
Equipo	Medio	18/12.5	17/11.5	16/10.8	15/10.5	14/9.2	13/8.5	12/7.5
Básico	Eq. caro o poco montaje	12.5/7.5	11.5/6.7	10.8/6	10/5.5	9.2/5.2	8.5/5	8/4.8
Fundaciones y Estructuras	ALTO-Eq. Caros o complicados		18/13	17/12.2	15/10.2	14/9.3	12/8.2	10/5.6
	MEDIO- Acero carbono	16/9.2	14/8.5	12/5.7	11/6.5	9.5/5	8.2/4	7/3.2
	MEDIO- Aleaciones	7.1/3.2	8/3.1	8.5/3	7.5/3	6.5/2.5	5.5/2	4.5/1.5
	BAJO- Equipo sobre suelo Pilotes o rotura roca	5/0.3	4/0.2	3/0.2	2.5/0.1	2/0.1	1.5/0.1	1/0.1
		Aumentar todos en 25 a 100%						
Piping y racks sin aislamiento	ALTO-Petroquim. Racks	105/65	90/58	80/45	70/40	58/34	50/30	42/25
	MEDIO-Líquidos, Electolis.	65/33	58/27	48/22	40/16	34/12	30.5/10	25/9.2
	BAJO-Líquidos/sólidos	33/13	27/10.5	22/8.5	16/6.5	12/5.5	10/4.5	9/3.5
	BAJO- Sólidos	13/5.5	10/4.5	8/3.5	6/2.5	5/1.5	4/0.5	3/0
Aislamiento Equipos y Tuberías	M. ALTO-acero bajas temp.	35/26	30/21	26/16	23/15	20/12.5	16/9.2	12/7.3
	ALTO-Temp.elevada	28/21	24/18	14/15	18/12.2	14/9.3	12/7.4	9/5.2
	MEDIO-Plantas Químicas	24/15	20/13	18/10.3	14/8.2	12/5.4	09/3.3	6/2.2
	BAJO	18/8.5	15/6.3	12/5.1	10/4.3	8/3.2	5/2.4	3/1.3
Electricidad + Iluminación	P. Electrolítica	56/45	55/42	50/38	45/33	40/30	35/26	30/19
	Grandes accionadores	26/17	22/15	19/12.5	17/10.3	14/8.5	12/7.5	10/6.5
	Líquidos	18/10.5	16/9.3	13/7.5	11/6.2	9/5.4	7/4.1	6/3.5
Instrumentación	Elevada	60/32	58/31	46/24	37/18	29/13	23/10.5	18/7.5
	Media	35/15	32/13	26/10.5	20/7.5	15/5.5	11/3.5	8/2.5
	Baja o sólidos	24/13	21/9.3	17/7.5	13/5.5	10/3.5	7/2.5	5/1.3

Taula F.2. Factors per estimar el cost de la instal·lació. (cont.)

		Coste medio de cada equipo en € = EP/nº Equipos						
		< 15,000	> 15,000 a 30,000	> 30,000 a 45,000	> 45,000 a 60,000	> 60,000 a 75,000	> 75,000 a 100,000	> 100,000
No contabilizado	Proceso complicado		añadir en todos los casos entre 6% a 3%					
	Proceso simple		añadir en todos los casos entre 2% a 0.5%					
EDIFICIOS	(Con preferencia se deben definir y valorar por superficie y contenidos Como alternativa y en estimación grosera tomar los siguientes valores)							
	- Mayoría de equipos dentro	70/40	60/30	50/28	45/25	38/19	35/18	30/15
	- Equipos al exterior	36/15	32/13	28/11.2	24/8.5	20/5.5	17/4.5	14/2.5
			Alto	Normal	Bajo			
Servicios de edificios	Iluminación		18	9	5			
% sobre edificio	Ventil. & aire acondicionado		18	8	1			
	Calefacción		25	16	8			
	Fontanería		20	12	3			

Per tal de determinar el VAN, en primer lloc, es tenen en compte els costos del subministraments de gas natural i electricitat i de les emissions de CO₂, i els preus de venda de H₂ i CO₂. Aquests es mostren a les taules F.4 i F.5.

Taula F.4. Despeses.

Paràmetre	Preu	Cost anual (€/any)
Gas natural	0.75 €/kg	$2.22 \cdot 10^8$
Emissions de CO ₂	100 €/t	$3.66 \cdot 10^7$
Electricitat	0.14 €/kWh	$5.00 \cdot 10^5$

Taula F.5. Beneficis.

Paràmetre	Preu	Cost anual (€/any)
H ₂	5.00 €/kg	$3.74 \cdot 10^8$
CO ₂	7.33 €/kg	$3.11 \cdot 10^9$

Es calcula un benefici abans d'impostos (BAI) realitzant el sumatori de beneficis i restant-li el sumatori de despeses, i s'obté un BAI de $3.22 \cdot 10^9$ €/any.

Seguidament, s'ha calculat l'amortització dividint el valor d'inversió inicial entre el període de temps, que en aquest cas són 50 anys, aconseguint $3.83 \cdot 10^6$ €.

Tenint en compte que els impostos són del 38%, es calcula el benefici després d'impostos o BDI, sent de $2.00 \cdot 10^9$ €/any. Es calcula el flux de caixa o CF de l'any 0 duent a terme el sumatori del BDI i l'amortització, i després, el CF de cada any amb l'expressió F.1.

$$CF_n = CF_0 \frac{1}{(1+k)^n} \quad (\text{F.1})$$

On n és l'any i k és el cost d'oportunitat i s'usa un valor de 13%.

Finalment, el VAN es calcula mitjançant la fórmula F.2.

$$VAN = -I_0 + CF_1 \frac{1}{1+k} + CF_2 \frac{1}{(1+k)^2} + \dots + CF_{50} \frac{1}{(1+k)^{50}} \quad (\text{F.2})$$

S'obté un VAN positiu de 17,162 M€ en un període de 50 anys, recuperant la inversió inicial el primer any tal com es pot veure a la gràfica de l'apartat 6 de la memòria. Per tant, a partir dels resultats assolits es pot dir que el projecte és viable.