



UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI

etsEQ

Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química
UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI



Revamping d'una planta de biodièsel afegint una nova unitat d'esterificació

Treball final de grau – 2024/2025
Grau en enginyeria química
Identificador: TFGEQ_2519

Tutor: Anton Valero Andrade

Membres de l'equip:
Lorena Latorre Gimenez
Ainhoa Pérez Díaz

Tarragona, 11 de juny de 2025

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: .Revamping d'una planta de biodièsel afegint
una nova unitat d'esterificació.....

SUBTÍTOL

AUTOR: ..Ainhoa Pérez Díaz.....

CURS ACADÈMIC:2024-2025.....

VIST I PLAU DEL TUTOR ACADÈMIC

En/NaAnton Valero Andrade.....

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

☒ és adequat i en conseqüència recomana la seva defensa

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

Signatura:



Data:

11/06/25

DECLARACIÓ D'ABSÈNCIA DE CONFLICTES DE CONFIDENCIALITAT

En/NaAnton Valero Andrade....., 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'empresaFLUOR PLANT ENGINEERING.....

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

Signatura:



Data:

11/06/25

RESUM EXECUTIU

Aquest treball de fi de grau presenta una proposta integral per a la modernització d'una planta de biodièsel, centrada en la incorporació d'una nova unitat d'esterificació per tal de poder utilitzar matèries primeres de baixa qualitat amb alt contingut d'àcids grassos lliures. El projecte inclou l'anàlisi i selecció del model cinètic i termodinàmic més adequat, el disseny detallat dels equips principals (reactor PFR amb àcid metansulfònic com a catalitzador, intercanviadors de calor, bomba, recipient flash, decantador i columna de destil·lació), i la seva integració dins del procés existent. S'han utilitzat eines de simulació avançada (*Aspen Plus*) per avaluar el comportament del sistema i obtenir els balanços de matèria i energia necessaris per a la presa de decisions de disseny. El projecte també contempla l'elaboració dels diagrames de flux i instrumentació (PFD i P&ID), una anàlisi HAZOP de riscos i una avaluació econòmica completa, incloent la inversió, costos d'operació i indicadors de rendibilitat (VAN, TIR, payback). Els resultats mostren que la integració de la unitat d'esterificació suposa una millora significativa en la flexibilitat, eficiència i sostenibilitat de la planta, posicionant-la favorablement davant els reptes actuals del sector energètic i afavorint la transició cap a un model més circular i sostenible.

EXECUTIVE SUMMARY

This bachelor's thesis presents a comprehensive proposal for the modernization of a biodiesel plant, focusing on the integration of a new esterification unit to enable the use of low-quality feedstocks with high free fatty acid content. The project encompasses the analysis and selection of the most appropriate kinetic and thermodynamic models, the detailed design of key process equipment (a PFR reactor using methanesulfonic acid as a catalyst, heat exchangers, a pump, flash vessel, decanter, and distillation column), and their integration into the existing process. Advanced simulation tools (*Aspen Plus*) were employed to evaluate system performance and to obtain the necessary mass and energy balances for informed design decisions. The project also includes the development of process flow and instrumentation diagrams (PFD and P&ID), a HAZOP risk analysis, and a thorough economic evaluation, covering capital investment, operating costs, and profitability indicators (NPV, IRR, and payback period). The results demonstrate that the integration of the esterification unit significantly enhances the plant's flexibility, efficiency, and sustainability, positioning it favourably considering current challenges in the energy sector and contributing to the transition toward a more circular and sustainable model.

ÍNDEX

Resum Executiu	5
Executive Summary	5
1. Introducció	10
2. Etapa preliminar	11
2.1. Definició i descripció	11
2.2. Abast del projecte.....	11
2.3. Antecedents històrics	12
2.4. Estudi alternatives	12
2.4.1. Planificació projecte.....	12
3. Bases de disseny.....	13
3.1. Substàncies involucrades.....	13
3.2. Especificació d'alimentacions.....	14
3.3. Especificacions del producte.....	14
3.4. Capacitat operativa i factor de servei.....	15
3.5. Legislació, normes i codis de disseny	15
3.6. Especificació dels serveis disponibles	15
3.7. Localització	16
3.7.1. Climatologia.....	16
3.7.2. Layout	17
4. Enginyeria bàsica	18
4.1. Descripció del procés	18
4.2. Diagrames de blocs i de procés.....	20
4.3. PFD	21
4.4. Balanç de matèria i energia	23
4.5. Disseny i llistat d'equips	26
4.6. Disseny del sistema de control.....	27
4.7. Diagrama de canonades i instrumentació.....	31
4.8. Disseny i llistat de canonades	35
4.9. Disseny i llistat de la instrumentació	36
5. Simulació i disseny d'equips (ASPEN)	43
5.1. Simulació	43
5.2. Anàlisi termodinàmic.....	44
5.3. Bomba engranatges (P-101).....	45
5.3.1. Procediment de disseny.....	45
5.3.2. Resultats i fitxa tècnica	45
5.4. Bescanviador de calor (E-201).....	47
5.4.1. Procediment de disseny.....	47
5.4.2. Resultats i fitxa tècnica	48
5.5. Reactor PFR (R-201)	50
5.5.1. Reaccions	50
5.5.2. Model cinètic.....	50
5.5.3. Dimensionament	51
5.5.4. Anàlisi de sensibilitat	51

5.5.5. Resultats i fitxa tècnica	52
5.6. Flash (F-301).....	54
5.6.1. Procediment de disseny.....	54
5.6.2. Resultats i fitxa tècnica	56
5.7. Columna de separació (C-301)	58
5.7.1. Procediment de disseny.....	58
5.7.2. Anàlisi hidrodinàmica	58
5.7.3. Resultats i fitxa tècnica	59
5.8. Decantador (D-301)	61
5.8.1. Procediment de càlcul	61
5.8.2. Resultats i fitxa tècnica	63
6. Seguretat.....	65
6.1. Anàlisi de risc (Hazop)	65
6.2. Equips de seguretat	77
6.2.1. Escenaris	77
6.2.2. Dimensionament PSV-7/8.....	78
6.2.3. Resultats i fitxa tècnica	80
7. Medi ambient	82
7.1. Emissions: aire / aigua / sòl.....	82
7.1.1. Impacte sobre l'aire.....	82
7.1.2. Impacte sobre l'aigua.....	82
7.1.3. Impacte sobre el sòl.....	83
7.2. Residus: sòlids / líquids / gasosos.....	83
7.2.1. Corrent de metanol (M-3004)	84
7.2.2. Sortida d'aigua pel fons de la columna (W-3004)	84
7.2.3. Corrent sortida decantador (I-3001).....	85
7.2.4. Anàlisi preliminar de la petjada de carboni del procés	86
8. Filosofia de manteniment.....	87
9. Avaluació econòmica.....	90
9.1. Cost d'inversió inicial	90
9.2. Costos d'operacionals	91
9.3. Costos fixos.....	92
9.4. Cash flow	92
9.5. Avaluació global del projecte (Anàlisi de sensibilitat, VAN, TIR, Payback)	93
9.5.1. Payback	93
9.5.2. Valor actual Net (VAN).....	94
9.5.3. Taxa de Retorn (TIR).....	94
10. Conclusions.....	96
11. Bibliografia	97
ANNEXOS.....	99
A. Anàlisi d'alternatives	100
A.1. Cinètica del procés	100
A.2. Reactor	100

A.3. Tipus de bombes	102
A.4. Aïllament tèrmic de les canonades.....	103
A.4.1. Traçat.....	103
A.4.2. Calorifugat.....	104
A.5. Geometria Decantador	106
B. Càlculs àrea terreny	107
C. Dimensionament dels Equips	108
C.1. Bomba d'engranatges	108
C.2. Bescanviador de calor (E-201)	110
C.3. Reactor PFR (R-201).....	111
C.4. Flash (F-301)	111
C.4.1. Velocitat màxima admissible del vapor (criteri de Souders-Brown)	112
C.4.2. Àrea mínima de secció transversal per al vapor.....	112
C.4.3. Volum requerit per al líquid	112
C.4.4. Ajust del diàmetre	113
C.4.5. Càlcul de l'alçada del equip	113
C.4.6. Condicions de disseny: temperatura i pressió	114
C.4.7. Càlcul del gruix mínim.....	114
C.4.8. Pressió màxima d'operació (MAWP) i pressió de prova hidràulica	115
C.4.9. Pes del recipient buit i ple	115
C.5. Decantador D-301	116
C.5.1. Recollida de dades inicials	116
C.5.2. Determinació de la fase contínua i la fase dispersa.....	116
C.5.3. Velocitat de sedimentació (Stokes)	117
C.5.4. Determinació del diàmetre del decantador.....	117
C.5.5. Càlcul de la longitud del decantador	118
C.5.6. Verificació del règim de funcionament del decantador.....	119
C.5.7. Determinació dels espessors del decantador	121
C.6. Càlculs hidràulics	122
C.7. Columna C-301	124
C.7.1. Número de plats i plat d'alimentació	124
C.7.2. Hidrodinàmica	124
D. càlcul del medi ambient	126
D.1. Corrent de sortida del fons de columna (W-3001).....	126
D.2. Corrent d'impureses del decantador (I-3001)	127
E. Anàlisi Econòmic	130
E.1. Cost Equips.....	130
E.2. Preus matèries primeres.....	131
E.3. Càlculs <i>Payback</i>	132
E.4. Càlculs del VAN i TIR	132
F. Diagrama de gant	133

1. INTRODUCCIÓ

La crisi energètica global i la necessitat urgent de reduir la dependència dels combustibles fòssils han impulsat la recerca de solucions renovables i sostenibles en el sector energètic. En aquest context, el biodièsel s’ha consolidat com una de les alternatives més viables, ja que pot ser produït a partir de fonts naturals i subproductes, contribuint a la descarbonització i a l’assoliment dels objectius climàtics europeus. No obstant això, la utilització de matèries primeres de baixa qualitat, com olis residuals amb alt contingut d’àcids grassos lliures (FFA), limita l’eficiència del procés convencional de producció de biodièsel. Per abordar aquesta problemàtica, la integració d’una etapa prèvia d’esterificació es presenta com una solució tecnològica clau per augmentar la flexibilitat i sostenibilitat de les plantes de biodièsel. El present treball de fi de grau proposa el revamping d’una planta de biodièsel mitjançant la incorporació d’una unitat d’esterificació, amb l’objectiu de millorar-ne el rendiment, la capacitat de tractar matèries primeres diverses i l’alineació amb els principis de l’economia circular.

A continuació, a la Taula 1.1. es representa la distribució realitzada en aquest projecte pels membres de l’equip.

Taula 1.1. Distribució dels colors per autor.			
Autors	Identificació	Color	Figura
Tots els membres	-	-	Sense color
Ainhoa Pérez Díaz	TFGEQ_2519_aperez	Blau	
Lorena Latorre Gimenez	TFGEQ_2519_llatorre	Vermell	
Aïda Masip Garrido	TFGEQ_2519_amassip	Verd	
Lorena Latorre i Ainhoa Pérez	-	Taronja	

2. ETAPA PRELIMINAR

En aquest apartat es defineixen les característiques generals del projecte definint els límits del treball realitzat, la raó de ser, la planificació del projecte i les alternatives escollides.

2.1. Definició i descripció

Aquest projecte té com a finalitat ampliar les capacitats operatives d'una planta de biodièsel, mitjançant la incorporació d'un nou procés d'esterificació capaç de tractar matèries primeres amb elevats nivells d'àcids grassos lliures. L'objectiu principal és augmentar la diversitat de fonts d'alimentació utilitzables, especialment olis residuals, afavorint un model de producció més eficient i alienat amb els principis de sostenibilitat.

Aquesta nova configuració operativa implicarà l'anàlisi i caracterització de la reacció d'esterificació mitjançant un model cinètic, així com la seva integració dins el conjunt de procés mitjançant eines de simulació avançades. L'ús del simulador de processos *Aspen Plus* permetrà optimitzar el disseny de la nova unitat i estimar-ne el comportament en condicions reals d'operació.

El projecte també contempla l'avaluació de l'impacte tècnic i econòmic d'aquesta modificació, considerant tant les millores en versatilitat i rendiment, com la valorització de residus i subproductes. Aquesta actuació es planteja com una resposta estratègica a les exigències actuals del sector energètic, promovent l'economia circular i l'aprofitament de recursos que fins ara es consideraven de baixa qualitat.

2.2. Abast del projecte

Dins de l'abast del projecte queden definits els següents punts:

- Redactar les bases de disseny: capacitat, alimentacions i productes, criteris de disseny, condicions en límit de bateria.
- Cercar, comparar, analitzar i seleccionar el model cinètic d'esterificació més adient, així com l'esquema de procés més adequat entre totes les alternatives plantejades.
- Simular el procés d'esterificació modelant el reactor en *Aspen Plus*, per tal d'obtenir els balanços de matèria i d'energia de la unitat.
- Desenvolupar els diagrames de blocs i diagrames de flux de procés (PFD) per a la secció d'esterificació.
- Preparar una "Revisió A" simplificada dels diagrames de procés i instrumentació (P&ID) per a la secció d'esterificació.
- Disseny dels principals equips de procés.
- Càlcul i dimensionament dels següents equips: Unitat de separació L-V ("flash"), decantador líquid-líquid, columna de destil·lació, bombes, intercanviador de calor mitjançant *Aspen EDR* i vàlvula de seguretat.
- Realitzar els càlculs hidràulics i dimensionament de línies.
- Elaborar la narrativa de control amb els llaços principals.
- Realitzar una anàlisi de riscos del projecte utilitzant la metodologia HAZOP.
- Estimació de la inversió i costos variables. Càlcul de rendibilitat del projecte.

2.3. Antecedents històrics

L’interès pel biodièsel com a font d’energia renovable ha crescut notablement des de finals del segle XX, com a resposta a la crisi energètica, la preocupació pel canvi climàtic i la necessitat de reduir la dependència dels combustibles fòssils. A mesura que han avançat les polítiques de sostenibilitat i transició energètica, molts països han impulsat l’ús de biocombustibles, promovent la recerca i el desenvolupament de tecnologies de producció més eficients i adaptables a diferents matèries primeres.

Inicialment, la producció de biodièsel se centrava en olis vegetals refinats i triglicèrids purs. No obstant això, l’alt cost d’aquestes fonts va fomentar l’ús d’olis residuals i altres subproductes rics en àcids grassos lliures (FFA), fet que va requerir l’adopció de rutes alternatives, com l’esterificació.

En aquest context, l’ús de metanol amb àcid metanosulfònic (MSA) com a catalitzador àcid homogeni s’ha consolidat com una alternativa tècnica eficient i viable per al tractament de matèries primeres amb un elevat contingut de FFA. A més, aquest enfocament pot ser complementat posteriorment amb una etapa de transesterificació, fet que amplia la flexibilitat del procés i en potencia l’eficiència global en la conversió a biodièsel.

2.4. Estudi alternatives

En la següent taula es mostren les alternatives de procés escollides, després d’haver dut a terme l’anàlisi de cada paràmetre en l’Annex A (selecció de tecnologia).

Taula 2.1. Alternativa escollida per a cada paràmetre del procés.

Paràmetre	Alternativa Escollida
Cinètica	130 °C i 9 barA
Model termodinàmic (simulació)	UNIF-DMD
Reactor	PFR
Bomba	Engranatges
Bescanviador	BEM
Decantador	Circular
Aïllament Tèrmic	Llana de Vidre
Traçat	Elèctric

2.4.1. Planificació projecte

En aquest apartat es presenta la planificació i desenvolupament del treball de fi de grau al llarg del segon quadrimestre del curs 2024/2025. Amb el diagrama de Gantt, es representa les tasques involucrades i la seva durada a l’Annex F (Diagrama de Gantt).

3. BASES DE DISSENY

3.1. Substàncies involucrades

A continuació, es mostren les substàncies presents en el procés i les característiques principals d'aquestes.

Taula 3.1. Propietats físiques de les substàncies involucrades al procés.

Substància	Nº CAS	Pes molecular (g/mol)	T. fusió (°C)	T. inflamabilitat (°C)	Densitat 20°C (g/cm³)
Metanol	67-56-1	32.04	-98	9.70	0.796
Àcid metansulfònic	75-75-2	96.11	20	189	1.480
Aigua	7732-18-5	18.02	0	-	0.998
Àcid Palmític	57-10-3	256.40	62.50	205	0.881
Àcid Oleic	112-80-1	282.50	13.40	189	0.893
Àcid Linoleic	60-33-3	280.50	-12	273	0.909
Àcid Mirístic	544-63-8	228.40	54	175	0.860
Àcid Làuric	143-07-7	200.30	46	176	0.869
Àcid tridecanoic	111-82-0	214.30	45	113	0.875
Àcid Margaric	506-12-7	270.50	61	158.40	0.854
Àcid nonílic	112-62-9	296.50	-20	113	0.877
Metil linoleic	112-63-0	294.50	-35	200	0.888
Àcid pentadodecanoic	1002-84-2	242.40	53	110	0.862

* Les temperatures d'ebullició es troben a l'apartat següent.

3.2. Especificació d'alimentacions

En el procés es disposa de tres corrents d'alimentació que entren al procés a una temperatura de 25 °C i a una pressió de 2.8 barA. Dues d'aquestes corrents corresponen a l'àcid gras (*fatty acid*) i el metanol, els quals s'alimenten amb una relació molar de 1:3, respectivament. Aquesta relació s'estableix amb l'objectiu de posar el metanol en excés i assegurar així la reacció completa de tot l'àcid gras. La tercera corrent correspon a l'àcid metansulfònic (MSA), que s'introdueix just a l'entrada del reactor per actuar com a catalitzador de la reacció, amb una concentració de 0.05 % en pes. La composició molar de les corrents d'entrada, juntament amb els respectius cabals màssics de cada substància i els seus punts d'ebullició, es recullen a la Taula 3.2.

Taula 3.2. Composicions de la corrent d'alimentació i l'estat en el que es troba.

Substància	Composició molar (%mol)	Cabal màssic (kg/h)	Punt d'ebullició (°C)	Fórmula química
Àcid Làuric	1.61	24.50	225	C ₁₂ H ₂₄ O ₂
Àcid Mirístic	0.12	2.041	>300	C ₁₄ H ₂₈ O ₂
Àcid Palmític	48.5	947.1	351.5	C ₁₆ H ₃₂ O ₂
Àcid Oleic	39.1	840.9	360-390	C ₁₈ H ₃₄ O ₂
Àcid Linoleic	10.6	226.6	360	C ₁₈ H ₃₂ O ₂
Metanol	100	731.5	64.7	CH ₄ O
Àcid metansulfònic	100	1.303	167	CH ₄ O ₃ S

3.3. Especificacions del producte

El producte obtingut mitjançant el procés d'esterificació d'olis residuals de cuina és biodièsel, concretament una mescla d'èsters metílics d'àcids grassos (FAME). Aquest biocombustible ha de complir amb una sèrie d'especificacions de qualitat per tal de garantir la seva seguretat, eficiència i compatibilitat amb els motors dièsel. A continuació, es presenten les especificacions requerides segons la norma europea EN 14214, que regula les característiques del biodièsel per a ús com a carburant en automoció. En aquest projecte, s'ha utilitzat com a referència la norma EN 14214, la qual estableix les especificacions per al biodièsel destinat a l'ús de combustible per a motors dièsel en automoció. Tot i això, el producte obtingut no està destinat necessàriament a aquest ús, sinó que pot tenir altres aplicacions industrials o tèrmiques. Per aquest motiu, les especificacions poden variar segons el destí final.

Taula 3.3. Especificacions del biodièsel.^[Ref.1]

Biodièsel	
Viscositat cinemàtica (40°C)	3.5-5.0 mm ² /s
Densitat (15°C)	860-900 kg/m ³
Contingut d'èster metílic	≥ 96.5 %
Punt de flaix	≥ 120 °C
Acidesa total	≤ 0.5 mg KOH/g
Contingut d'aigua	≤ 500 ppm
Contingut de metanol lliure	≤ 0.2 % m/m
Estabilitat a l'oxidació	≥ 8 h

Taula 3.4. Composició final del biodièsel obtingut.

Substància	Composició molar (%mol)	Cabal màssic (kg/h)	Punt d'ebullició (°C)	Fórmula química
Àcid Làuric	0.0112	0.216	225	C ₁₂ H ₂₄ O ₂
Àcid Mirístic	0.000819	0.0180	>300	C ₁₄ H ₂₈ O ₂
Àcid Palmític	0.339	8.36	351.5	C ₁₆ H ₃₂ O ₂
Àcid Oleic	0.273	7.43	360-390	C ₁₈ H ₃₄ O ₂
Àcid Linoleic	0.0742	2.00	360	C ₁₈ H ₃₂ O ₂
Metanol	23.6	72.7	64.7	CH ₄ O
Àcid metanosulfònic	0.00	0	167	CH ₄ O ₃ S
Aigua	2.04	3.54	100	H ₂ O
Àcid tridecanoic	1.18	24.4	236	C ₁₃ H ₂₆ O ₂
Àcid pentadecanoic	0.0865	2.02	257	C ₁₅ H ₃₀ O ₂
Àcid Margaric	35.8	930	277	C ₁₇ H ₃₄ O ₂
Àcid nonílic	28.8	822	168-170	C ₁₉ H ₃₆ O ₂
Metil linoleic	7.82	222	-	C ₁₉ H ₃₄ O ₂

3.4. Capacitat operativa i factor de servei

La capacitat operativa del procés serà contínua, els 365 dies de l'any. Tanmateix, la planta no operarà a la màxima capacitat possible, ja que es reserva una fracció de la capacitat total per futures ampliacions del procés. Tot i això, es sobredimensionaran els equips i canonades entre un 10 i 20%. La planta té una producció de 2 tones per hora del producte desitjat, la qual equival a 17520 tones anuals.

3.5. Legislació, normes i codis de disseny

Les normes i codis que s'han seguit pel disseny bàsic dels equips han estat els següents:

- Canonades: ASME (*American Society of Mechanical Engineers*) B36.10
- Bescanviadors tubs i carcassa: Norma TEMA.^[Ref.2]
- Recipients a pressió: ASME Secció VIII Divisió 1.^[Ref.3]
- Vàlvula de seguretat: API 520-521.^[Ref.4;5]

3.6. Especificació dels serveis disponibles

Per tal de que el procés operi correctament, son necessàries diferents *utilities*, les quals es mostren en la següent taula.

Taula 3.5. *Utilities* emprades i condicions a les quals operen.

<i>Utilities</i>	Cabal (m ³ /h)	Temperatura (°C)	Pressió (barA)	Qualitat (ppm H ₂ O)	Voltatge (V)	Potència màxima (kW)
Aigua refrigerant	Il·limitat	25	1.5	-	-	-
Vapor d'aigua saturat	Il·limitat	184	10	-	-	-
Aire instrumental	Il·limitat	Ambient	7	≤40	-	-
Nitrogen	Il·limitat	Ambient	200	≤3	-	-
Electricitat	-	-	-	-	400	1500

3.7. Localització

La planta està situada al sector petroquímic de la Canonja, Tarragona amb una superfície de 212.875 m², els càlculs corresponents es troben a l'Annex B. Les coordenades de la instal·lació son 41.06257; 1.11032.

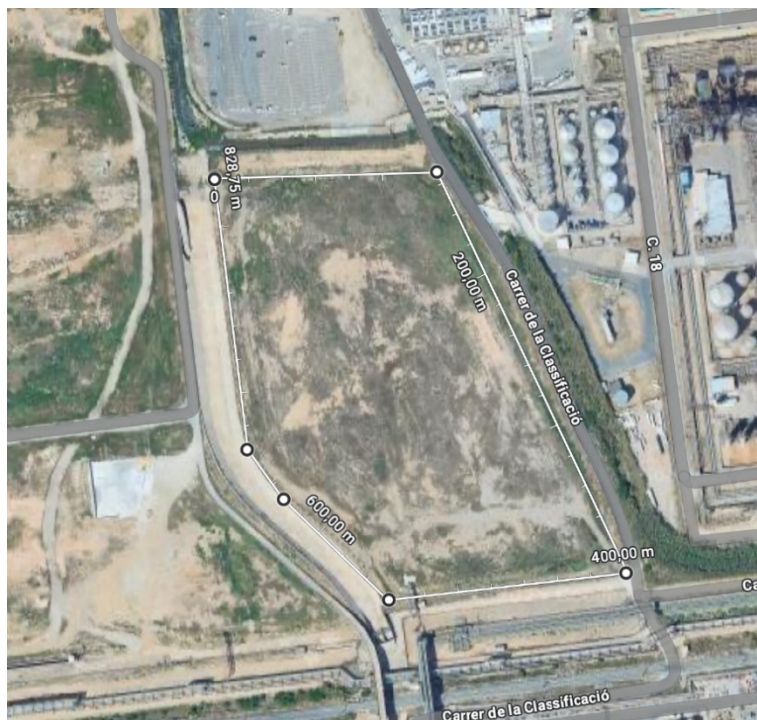


Figura 3.1. Imatge per satèl·lit de la localització de la planta.

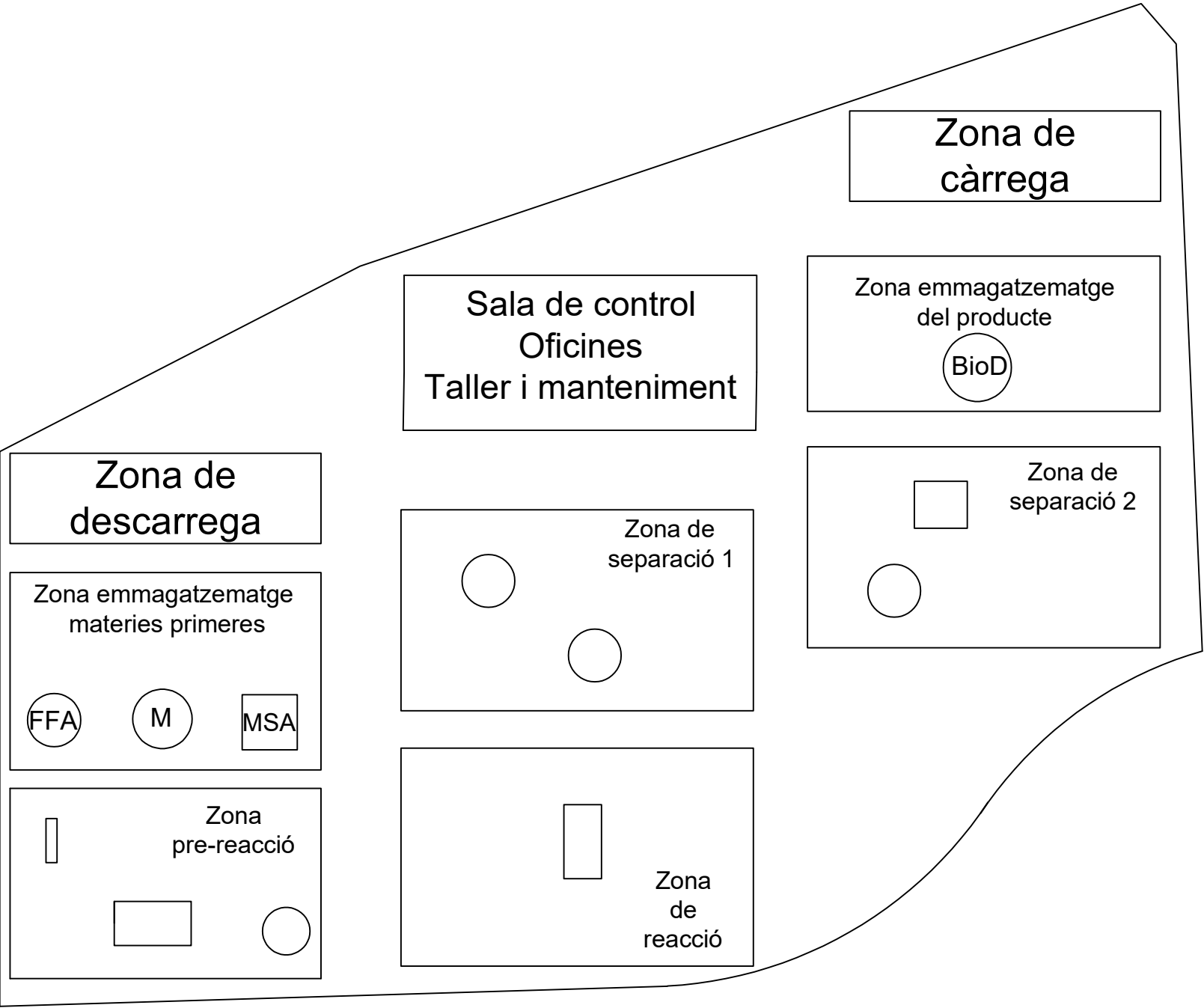
3.7.1. Climatologia

Els valors de la climatologia de la zona pertanyen als de l'estació meteorològica del Complex Educatiu de Tarragona, amb una alçada de mesura de 10 m, d'acord amb un estudi de l'IQS a partir de les dades del Servei Meteorològic de Catalunya.^[Ref.6]

Aquestes condicions meteorològiques considerades es presenten a la Taula 3.6.

Taula 3.6. Condicions meteorològiques considerades.

Paràmetre meteorològic	Valor considerat
Temperatura mitja ambiental	17.4 °C
Humitat relativa	76 %
Estabilitat atmosfèrica	4.05D i 1.46F
Direcció del vent predominant	O i N



DESIGNED	Lay Out			
Project Team				
DRAWN				
Aida Masip				
CHECKED				
Project Team				
APPROVED	PROJECT NUMBER	SCALE	BLOCK	
	TFGEQ_2519	No a escala	-	V-

4. ENGINYERIA BÀSICA

4.1. Descripció del procés

L'oli residual ric en àcids grassos (P-1001), juntament amb el metanol (M-1001), s'introdueixen en un mesclador estàtic (M-101) per tal d'obtenir una mescla homogènia. Inicialment, ambdues corrents es troben a una pressió de 2.8 barA, mentre que les temperatures són de 25 °C per a l'oli i de 30°C per al metanol. Aquestes condicions permeten una barreja eficient dins del mesclador, garantint una distribució uniforme dels components abans d'entrar a l'etapa següent del procés. Per tal d'assegurar la conversió completa dels àcid grassos, el metanol s'afegeix en excés en una proporció molar 1:3 respecte a l'oli. Aquesta relació afavoreix l'equilibri de la reacció cap als productes desitjats, augmentant-ne el rendiment.

La corrent de sortida del mesclador estàtic (P-1002), s'introdueix en una bomba d'engranatges (P-101). Aquesta bomba té com a funció principal augmentar la pressió de la mescla fins als 9.5 barA, una condició operativa necessària per evitar que el metanol s'evapori quan la mescla s'escalfi en etapes posteriors del procés. A pressions més altes, el punt d'ebullició del metanol s'incrementa, cosa que permet escalfar la mescla a temperatures més elevades sense risc de pèrdua de metanol per vaporització. Les bombes d'engranatges són ideals per a fluids viscosos com els olis i garanteixen un cabal constant, aportant estabilitat al procés.

Després de la bomba d'engranatges (P-101), la mescla pressuritzada (P-2001) s'introdueix en un intercanviador de calor de tubs i carcassa (E-201), on es duu a terme l'escalfament de la mescla mitjançant vapor d'aigua saturat. En aquest equip, la mescla circula per la carcassa a una pressió de 9.5 barA, mentre que el vapor saturat (V-1001), a 180°C i 10 barA, flueix per l'interior dels tubs. El vapor transfereix calor a la mescla, incrementant la seva temperatura des dels 22.3 °C fins als 130°C (P-2002), preparant-la en les condicions òptimes per ser introduïda al reactor. Aquest escalfament és fonamental per assegurar una bona cinètica de reacció en l'etapa següent.

A continuació, la corrent P-2002, ja esclafada i pressuritzada, s'introdueix al reactor d'esterificació (R-201). Just a l'entrada del reactor, s'incorpora el catalitzador àcid metansulfònic (MSA) (C-2001), a una pressió de 9 barA i una temperatura de 130°C. Dins del reactor té lloc la reacció d'esterificació entre els àcids grassos presents en l'oli residual i el metanol, donant lloc al biodièsel com a producte principal (P-2004). El reactor opera adiabàticament, és a dir, sense intercanvi de calor amb l'exterior, a una temperatura de 130°C i una pressió de 9 barA, condicions que permeten afavorir la conversió de reactius i mantenir l'eficiència del procés.

Després del reactor (R-201), la corrent P-2004 s'introdueix en una vàlvula d'estrangulació (V-301) per reduir la pressió de 9 barA fins a 1.2 barA (P-3001). Aquesta reducció sobtada de pressió s'efectua per adequar la mescla a les condicions necessàries per a l'etapa de separació.

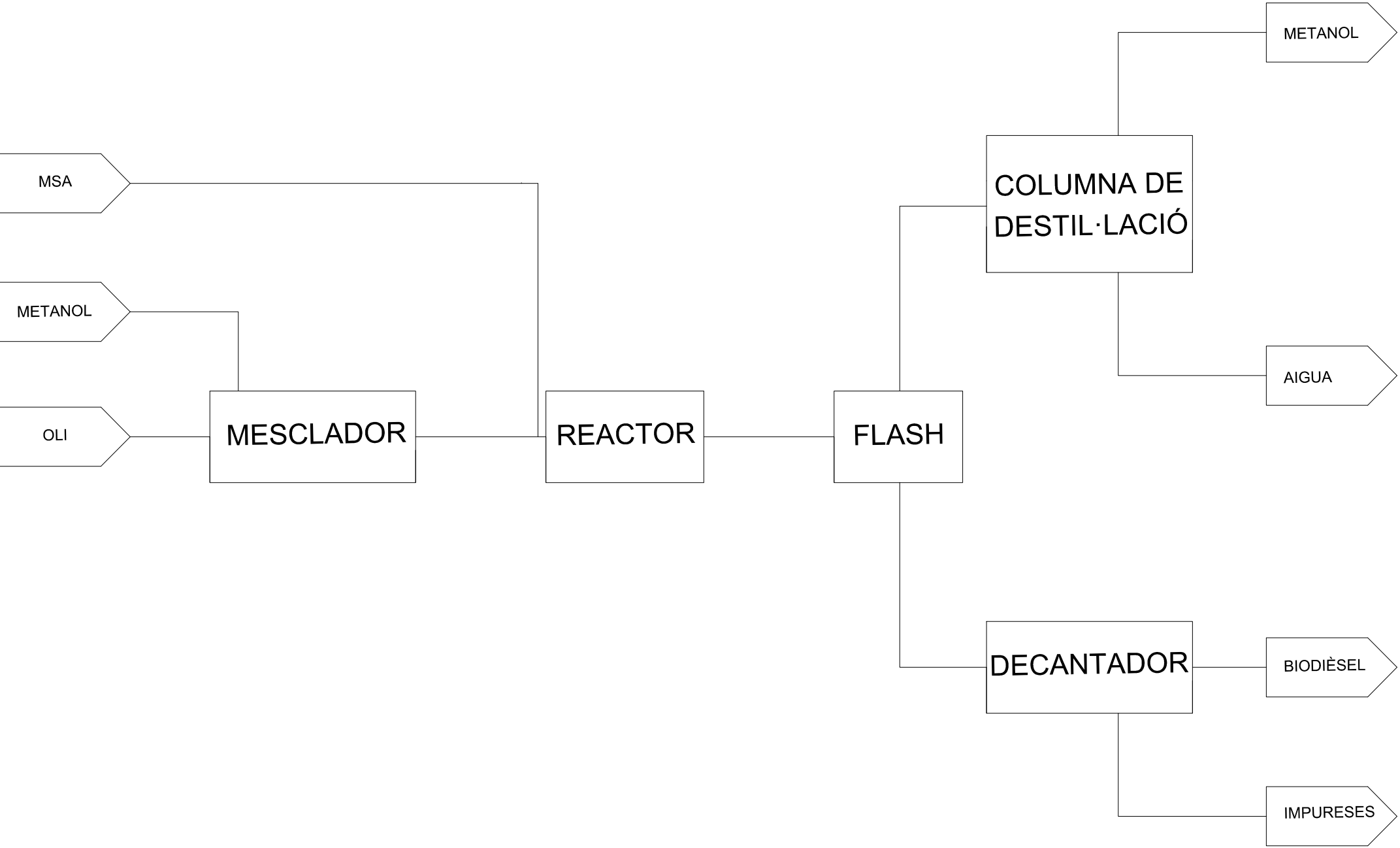
El corrent de sortida de la vàlvula (P-3001) s'introdueix a l'etapa de separació, on té lloc una primera separació mitjançant un equip de tipus flash (F-301). En aquest equip, que opera a 1.1 barA de pressió, s'aconsegueix la vaporització de la major part del metanol i de l'aigua presents en la mescla, donant lloc a una corrent de vapor (P-3002). Aquesta s'enviarà posteriorment a un sistema de recuperació. Per altra banda, la corrent líquida resultant (P-3003) està formada majoritàriament per biodièsel, però també pot contenir traces d'oli no reaccionat, metanol, aigua

i MSA. Aquesta separació permet concentrar el producte desitjat i preparar-lo per a les etapes finals de purificació.

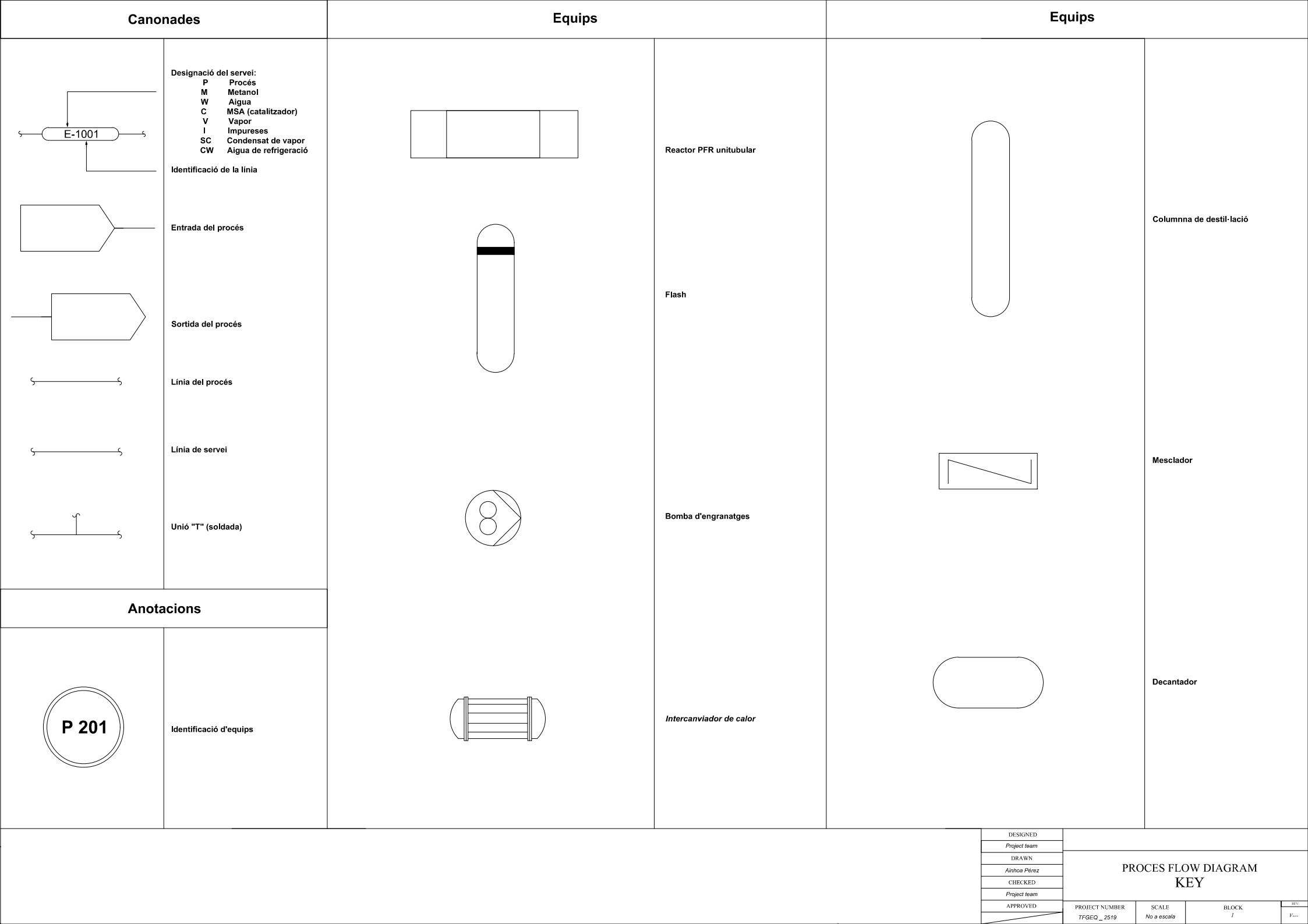
La corrent líquida que surt de l'equip flash (P-3003) s'introdueix en un intercanviador de calor (E-301), que també opera a pressió atmosfèrica, on la mescla es refreda des de 63.5°C fins a 35°C mitjançant aigua de refrigeració (CW-1001). Aquesta reducció de temperatura és important per tal que la posterior separació per gravetat sigui més efectiva, ja que a temperatures més baixes augmenta la diferència de densitats entre els components de la mescla, facilitant la seva separació.

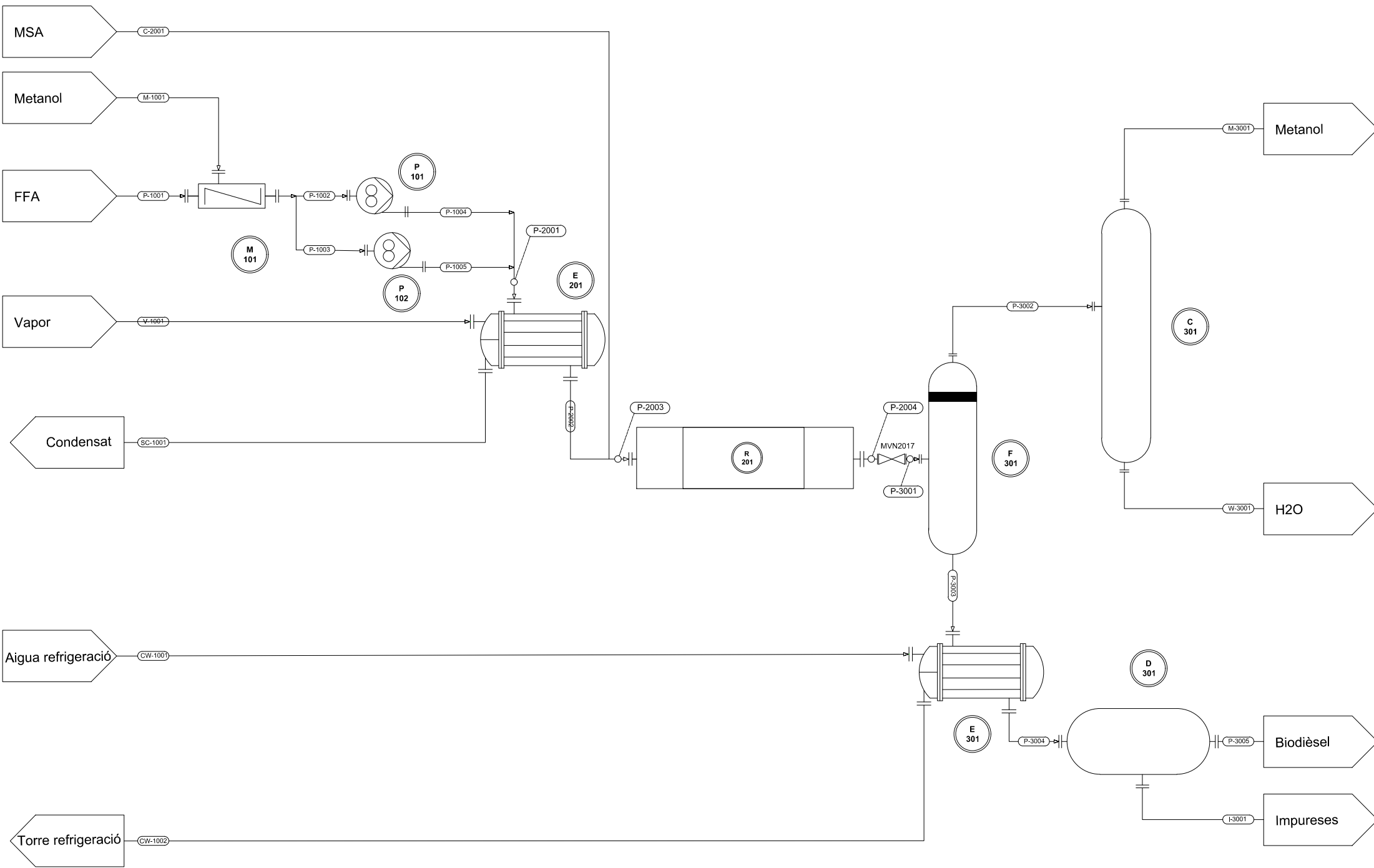
El corrent de sortida de l'intercanviador de calor (P-3004) s'envia a un decantador (D-301), que opera a pressió atmosfèrica i a una temperatura de 41°C. En aquest equip, la separació per gravetat fa que el biodièsel, es dipositi a la part superior (P-3005), mentre que les impureses com el metanol, el MSA i l'aigua, queden a la part inferior (I-3001). Aquesta separació permet obtenir finalment el producte d'interès, el biodièsel, en forma més pura i adequat per a les fases següents del procés o per la seva utilització directa.

Finalment, el corrent de sortida de vapor del flash (P-3002) s'introdueix en una columna de destil·lació (C-301), on el condensador treballa a una temperatura de 64.2°C i una pressió 1 barA i el reboiler treballa a una temperatura de 93 °C i a pressió atmosfèrica. En aquesta columna es realitza la separació del metanol (M-3001) i l'aigua (W-3001), amb l'objectiu de recuperar la màxima quantitat possible de metanol per recircular-lo al procés, millorant així l'eficiència i minimitzant les pèrdues de solvent.



DESIGNED				
Project team				
DRAWN				
Ainhoa Pérez				
CHECKED				
Project team				
APPROVED				
	PROJECT NUMBER	SCALE	BLOCK	V.-
	TFGEQ _ 2519	No a escala	-	





DESIGNED				
Project team				
DRAWN				
Ainhoa Pérez				
CHECKED				
Project team				
APPROVED				
	PROJECT NUMBER	SCALE	BLOCK	
	TFGEQ_2519	No a escala	-	

PROCESS FLOW DIAGRAM
PFD

4.4. Balanç de matèria i energia

Taula 4.1. Balanç de matèria part 1.

Corrent	P-1001	M-1001	C-2001	P-1002	P-1003	P-1004	P-1005	P-2001
Temperatura (°C)	25.0	30.0	130	21.4	-	22.2	-	22.2
Pressió (barA)	2.8	2.8	9	2.8	-	9.5	-	9.5
Fracció vapor (màssica)	0.0	0.0	0.0	0.0	-	0.0	-	0.0
Viscositat de la mescla (cP)	25.3	-	-	1.51	-	1.51	-	1.51
Cabal màssic (kg/h)	1.92E+03	6.88E+02	1.30E+00	2.61E+03	-	2.61E+03	-	2.61E+03
C ₁₁ H ₂₃ COOH	2.30E+01	-	-	2.30E+01	-	2.30E+01	-	2.30E+01
C ₁₃ H ₂₇ COOH	1.92E+00	-	-	1.92E+00	-	1.92E+00	-	1.92E+00
C ₁₅ H ₃₁ COOH	8.90E+02	-	-	8.90E+02	-	8.90E+02	-	8.90E+02
C ₁₇ H ₃₃ COOH	7.91E+02	-	-	7.91E+02	-	7.91E+02	-	7.91E+02
C ₁₇ H ₃₁ COOH	2.13E+02	-	-	2.13E+02	-	2.13E+02	-	2.13E+02
CH ₄ O ₃ S	-	-	1.30E+00	-	-	-	-	-
CH ₃ OH	1.92E+03	6.88E+02	-	6.88E+02	-	6.88E+02	-	6.88E+02
H ₂ O	-	-	-	-	-	-	-	-
C ₁₁ H ₂₃ COOCH ₃	-	-	-	-	-	-	-	-
C ₁₃ H ₂₇ COOCH ₃	-	-	-	-	-	-	-	-
C ₁₅ H ₃₁ COOCH ₃	-	-	-	-	-	-	-	-
C ₁₇ H ₃₃ COOCH ₃	-	-	-	-	-	-	-	-
C ₁₇ H ₃₁ COOCH ₃	-	-	-	-	-	-	-	-
Cabal volumètric (m ³ /h)	2.17E+00	8.74E-01	8.78E-04	3.03E+00	-	3.03E+00	-	3.03E+00
Cabal energètic (kJ/h)	-5.83E+06	-5.11E+06	-	-1.09E+07	-	-1.09E+07	-	1.09E+07

Taula 4.2. Balanç de matèria part 2.

Corrent	V-1001	SC-1001	P-2002	P-2003	P-2004	P-3001	P-3002	W-3001
Temperatura (°C)	180	178.7	130	130	114.6	65.8	63.5	92.9
Pressió (barA)	10	9.98	9.0	9.0	9.0	1.2	1.1	1.0
Fracció vapor (màssica)	1.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.4	0.0	0.0
Viscositat mescla (cP)	-	-	0.38	0.38	0.34	1.18	0.38	0.30
Cabal màssic (kg/h)	3.95E+02	3.95E+02	2.61E+03	2.61E+03	2.61E+03	2.61E+03	2.88E+02	7.75E+01
C ₁₁ H ₂₃ COOH	-	-	2.30E+01	2.30E+01	2.16E-01	2.16E-01	7.20E-07	7.20E-07
C ₁₃ H ₂₇ COOH	-	-	1.92E+00	1.92E+00	1.80E-02	1.80E-02	1.03E-08	1.03E-08
C ₁₅ H ₃₁ COOH	-	-	8.90E+02	8.90E+02	8.37E+00	8.37E+00	9.34E-07	9.34E-07
C ₁₇ H ₃₃ COOH	-	-	7.91E+02	7.91E+02	7.43E+00	7.43E+00	6.26E-07	6.26E-07
C ₁₇ H ₃₁ COOH	-	-	2.13E+02	2.13E+02	2.00E+00	2.00E+00	2.15E-07	2.15E-07
CH ₄ O ₃ S	-	-	-	1.30E+00	1.30E+00	1.30E+00	-	-
CH ₃ OH	-	-	6.88E+02	6.88E+02	4.61E+02	4.61E+02	2.16E+02	5.15E+00
H ₂ O	3.95E+02	3.95E+02	-	-	1.28E+02	1.28E+02	7.24E+01	7.24E+01
C ₁₁ H ₂₃ COOCH ₃	-	-	-	-	2.44E+01	2.44E+01	4.09E-03	4.09E-03
C ₁₃ H ₂₇ COOCH ₃	-	-	-	-	2.02E+00	2.02E+00	6.49E-05	6.49E-05
C ₁₅ H ₃₁ COOCH ₃	-	-	-	-	9.30E+02	9.30E+02	5.89E-03	5.89E-03
C ₁₇ H ₃₃ COOCH ₃	-	-	-	-	8.22E+02	8.22E+02	9.86E-04	9.86E-04
C ₁₇ H ₃₁ COOCH ₃	-	-	-	-	2.22E+02	2.22E+02	4.48E-04	4.48E-04
Cabal volumètric (m ³ /h)	7.63E+01	4.14E-01	3.40E+00	3.40E+00	3.54E+00	2.42E+02	2.69E+02	8.55E-02
Cabal energètic (kJ/h)	1.09E+03	-1.09E+03	-1.01E+07	-1.0E+07	-1.01E+07	-1.01E+07	-2.31E+06	1.16E+06

Taula 4.3. Balanç de matèria part 3.

Corrent	M-3001	P-3003	CW-1001	CW-1002	P-3004	P-3005	P-3001
Temperatura (°C)	64.2	63.5	25	36	35.0	41.3	41.3
Pressió (barA)	1.0	1.1	1.5	1.48	1.0	1.0	1.0
Fracció vapor (màssica)	1.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Viscositat mescla (cP)	0.35	1.11	0.913	0.725	1.26	2.18	0.51
Cabal màssic (kg/h)	2.11E+02	2.32E+03	3.26E+02	3.26E+02	2.32E+03	2.09E+03	2.25E+02
C ₁₁ H ₂₃ COOH	6.52E-76	2.16E-01	-	-	2.16E-01	2.16E-01	7.41E-04
C ₁₃ H ₂₇ COOH	2.38E-86	1.80E-02	-	-	1.80E-02	1.80E-02	1.73E-05
C ₁₅ H ₃₁ COOH	5.18E-92	8.37E+00	-	-	8.37E+00	8.36E+00	2.21E-03
C ₁₇ H ₃₃ COOH	4.07E-91	7.43E+00	-	-	7.43E+00	7.43E+00	9.06E-04
C ₁₇ H ₃₁ COOH	5.14E-91	2.00E+00	-	-	2.00E+00	2.00E+00	4.13E-04
CH ₄ O ₃ S	-	1.30E+00	-	-	1.30E+00	-	1.30E+00
CH ₃ OH	2.11E+02	2.45E+02	-	-	2.45E+02	7.27E+01	1.72E+02
H ₂ O	2.89E-03	5.53E+01	3.26E+02	3.26E+02	5.53E+01	3.54E+00	5.18E+01
C ₁₁ H ₂₃ COOCH ₃	1.47E-30	2.44E+01	-	-	2.44E+01	2.44E+01	8.29E-03
C ₁₃ H ₂₇ COOCH ₃	2.28E-40	2.02E+00	-	-	2.02E+00	2.02E+00	1.91E-04
C ₁₅ H ₃₁ COOCH ₃	4.61E-46	9.30E+02	-	-	9.30E+02	9.30E+02	2.41E-02
C ₁₇ H ₃₃ COOCH ₃	3.61E-56	8.22E+02	-	-	8.22E+02	8.22E+02	9.79E-03
C ₁₇ H ₃₁ COOCH ₃	1.21E-53	2.22E+02	-	-	2.22E+02	2.22E+02	4.46E-03
Cabal volumètric (m ³ /h)	1.81E+02	2.94E+00	3.27E+00	3.28E+00	2.87E+00	2.55E+00	2.78E-01
Cabal energètic (kJ/h)	-1.31E+06	-7.84E+06	1.50E+02	-1.50E+02	-7.99E+06	-5.90E+06	-2.10E+06

4.5. Disseny i llistat d'equips

Taula 4.4. Llistat d'Equips.

Equip	Descripció	PFD	Pressió (barA)		Temperatura (°C)	
			Operació	Disseny	Operació	Disseny
M-101	MESCLADOR ESTÀTIC	PFD-101	2.8	3.2	30	50
P-101	BOMBA	PFD-101	9.5	25	30	110
E-201	BESCANVIADOR DE CALOR ALIMENTACIÓ AL REACTOR	PFD-201	(C)9.5	11.03	130	171
			(T)10	11.03	180	215.6
R-201	REACTOR	PFD-201	9	10.8	130	150
V-301	VÀLVULA D'ESTRANGULACIÓ	PFD-301	1.2	1.44	65.8	85.8
F-301	FLASH SORTIDA VÀLVULA	PFD-301	1.1	1.32	63.5	83.5
E-303	CONDENSADOR COLUMNA DESTIL·LACIÓ	PFD-301	1	1.10	64.2	84.2
E-302	REBOILER COLUMNA DESTIL·LACIÓ	PFD-301	1	1.10	92.7	112.7
C-301	COLUMNA DESTIL·LACIÓ METANOL	PFD-301	1	1.10	78.6	98.6
E-301	BESCANVIADOR DE CALOR ALIMENTACIÓ DECANTADOR	PFD-301	(C)1.1	3.45	63.53	98.9
			(T)1.5	3.45	36	71.11
D-301	DECANTADOR BIODIÈSEL	PFD-301	1	1.20	41.3	61.3

4.6. Disseny del sistema de control

- Alimentació al mesclador M-101

Per tal de mantenir una relació estequiomètrica adequada per a la reacció d'esterificació, s'empra una estratègia Feed Forward (FF) que estableix una relació fixa de 3:1 entre metanol i àcid gras. Qualsevol variació en el cabal de FFA provoca l'ajust automàtic dels altres cabals, incloent-hi el del metanol i, tal com es detallarà al PID-201, el del catalitzador MSA.

El procés s'inicia amb l'alimentació de FFA (àcid gras) a través de la línia de procés P1001. El transmissor de cabal FT-P1001 mesura el cabal del corrent i envia el senyal al controlador FC-P1001, que regula la vàlvula de control per ajustar l'alimentació segons el valor establert. D'aquesta manera, el FFA actua com a corrent mestra en el sistema de control.

L'alimentació de metanol es regula de la mateixa manera, mitjançant el transmissor de cabal FT-M1001, el controlador FC-M1001 i la vàlvula de control FV-M1001, que asseguren que el cabal d'aquest reactiu s'ajusti a la relació definida pel sistema Feed Forward, abans d'entrar al mesclador estàtic M-101.

- Sistema de control a les bombes d'impulsió P-101 i P-102

El sistema d'impulsió està format per dues bombes d'engranatges, P-101 i P-102, instal·lades en paral·lel. Només una d'elles (habitualment la P-101) opera en servei normal, mentre que l'altra resta fora de servei com a reserva, garantint la redundància del sistema en cas d'avaría o manteniment.

Ambdues bombes disposen de variadors de velocitat (VSD) que permeten ajustar el cabal impulsat. Durant el funcionament habitual, les vàlvules MVN-1013 i MVN-1014 es mantenen obertes (corresponents a la bomba activa), mentre que MVN-1011 i MVN-1012 romanen tancades.

La línia d'impulsió incorpora un transmissor de pressió PI-P1001, que proporciona una lectura indicativa de la pressió del sistema.

A continuació s'hi instal·la una vàlvula de retenció (*check*), que impedeix el flux invers. Finalment, dues vàlvules de seguretat (PSV1 i PSV2) protegeixen la instal·lació en cas de sobrepressió, descarregant el fluid cap a una línia segura.

- Sistema de control del intercanviador de calor E-201

El corrent que ve de la bomba P-101 entra a l'intercanviador de calor E-201, el qual té com a funció augmentar la temperatura de la mescla de reacció abans de l'entrada al reactor tubular, per tal d'afavorir la cinètica de la reacció d'esterificació.

El control de temperatura es realitza mitjançant el transmissor de temperatura TT-P2001 i el controlador TC-P2001, que actua sobre una vàlvula de regulació de vapor. Aquest sistema permet modular el cabal de vapor d'escalfament, ajustant-lo automàticament segons la temperatura mesurada a la sortida de l'intercanviador. L'objectiu és garantir que el corrent assoleixi la temperatura òptima d'entrada al reactor, mantenint l'estabilitat tèrmica del sistema i assegurant la conversió eficient dels àcids grassos.

El vapor utilitzat per escalfar el producte fred circula dins un intercanviador de dos passos, on es produeix la transferència de calor. A mesura que aquest vapor cedeix energia al corrent fred, es condensa parcialment, formant un corrent de condensat. Per optimitzar aquest procés i evitar la pèrdua de vapor útil, s'ha instal·lat a la sortida una trampa de vapor o purgador, que permet el pas del condensat cap a la línia de drenatge, però bloqueja el pas de vapor. D'aquesta manera, es millora l'eficiència energètica de l'intercanviador i es manté la capacitat de transferència de calor en condicions òptimes.

- Alimentació del catalitzador MSA

El PID-201 forma part de l'estratègia global de control del procés d'esterificació i complementa el sistema d'alimentació del PID-101 mitjançant una configuració Feed Forward (FF). En aquest cas, es manté una relació fixa entre el cabal d'àcid gras (FFA) i la dosificació del catalitzador MSA, assegurant una aportació proporcional i constant per tal d'optimitzar la reacció.

El cabal de FFA, que actua com a corrent mestra del sistema, es mesura mitjançant un transmissor de cabal (FT). Aquesta lectura serveix com a referència per generar el valor objectiu (Setpoint) del cabal de MSA, el qual es transmet al controlador de cabal (FC) corresponent. Aquest controlador actua sobre la vàlvula de regulació del MSA, ajustant la seva dosificació de forma automàtica segons la relació predefinida amb el FFA.

- Reactor unitubular R-201

Després de ser escalfada a la temperatura adequada mitjançant l'intercanviador de calor E-201, la mescla reactiva entra al reactor tubular, on es duu a terme la reacció d'esterificació entre els àcids grassos i el metanol, en presència del catalitzador MSA.

Per garantir que la reacció transcorri de manera eficient i segura, el reactor compta amb dos instruments de mesura essencials: un transmissor de temperatura (TIT-P2004) i un transmissor de pressió (PIT-P2003). Aquests dispositius permeten monitoritzar contínuament les condicions internes del reactor, assegurant que es mantinguin dins dels valors òptims de temperatura i pressió per afavorir la cinètica de la reacció.

Aquest sistema de mesura no actua directament sobre cap element de control, però proporciona la informació necessària per a la supervisió del procés i la detecció de desviacions. D'aquesta manera, es garanteix tant l'estabilitat del rendiment del reactor com la qualitat del producte final, alhora que es manté la seguretat del conjunt de l'operació.

A la sortida del reactor, es disposa una vàlvula MVN-2017, que despressuritza el corrent de 9 bar a 1 bar abans de ser enviat al recipient flash per a la següent etapa de separació.

Com que es tracta d'una reacció endotèrmica, la tendència natural del sistema és a perdre temperatura al llarg del reactor, fet que redueix el risc de sobreescalfament i fa innecessari un control exhaustiu de la temperatura en aquesta etapa.

- Recipient flash F-301

El recipient flash permet la separació de fases mitjançant una reducció de pressió i temperatura. Per controlar la pressió interna, s'hi instal·la un transmissor de pressió PT-P3003 i un controlador PC-P3003, que actua sobre la vàlvula de sortida de gasos. Per al control de nivell de líquid, s'utilitza el transmissor LT-P3009 i el controlador LC-P3009, que regula la sortida del líquid cap al següent equip. Aquesta doble regulació assegura una separació eficient i estable de les fases.

Com a mesures de seguretat, el recipient disposa de dues vàlvules de seguretat (PSV) que permeten alliberar l'excés de pressió cap a una línia segura en cas de sobrepressió. A més, incorpora un PIT P3001 i un LIT P3002, que ofereixen una lectura contínua i duplicada de la pressió i del nivell respectivament, com a suport addicional per a la supervisió i la seguretat operativa.

- Intercanviador de calor E-301

L'intercanviador E-301 es troba a la sortida del recipient flash i té la funció refredar el corrent líquid abans que entri al decantador, per tal d'afavorir la separació de fases immiscibles. El control de temperatura es realitza mitjançant el transmissor TT-P3004, que mesura la temperatura de sortida del producte. Aquest senyal es transmet al controlador TC-P3004, el qual actua sobre una vàlvula reguladora del flux d'aigua de refrigeració.

Així, quan la temperatura de sortida del producte és elevada, el sistema augmenta el cabal d'aigua per intensificar el refredament, i viceversa. Aquest mecanisme assegura que el producte arribi al decantador dins dels valors tèrmics òptims per a una separació eficient.

L'aigua que entra a l'intercanviador actua com a corrent fred i, en escalfar-se durant el procés, a la sortida es condueix cap a una torre de refrigeració. En aquesta torre, es refreda per tal que pugui tornar a ser utilitzada com a aigua de refrigeració.

- Decantador D-301

El decantador D-301 rep el corrent líquid procedent de l'intercanviador E-301 i té com a funció la separació de fases immiscibles, principalment impureses i biodièsel. Aquesta separació es basa en la diferència de densitat i es veu afavorida per la reducció prèvia de temperatura, ja que es tracta de dos compostos un de polar i l'altre apolar.

Per garantir un funcionament estable, el sistema compta amb un transmissor de nivell LT-P3007 i un controlador LC-P3003, que actua sobre la vàlvula de sortida de la fase líquida inferior. Aquest control permet mantenir el nivell dins dels marges operatius, evitant acumulacions o desequilibris que podrien afectar la qualitat de la separació o comprometre el funcionament del decantador.

- Columna de destil·lació C-301

La columna de destil·lació C-301 rep el corrent de vapor procedent del cap del recipient flash, format per metanol i aigua. L'objectiu principal d'aquesta unitat és separar el metanol de l'aigua mitjançant un procés de destil·lació fraccionada per plats, amb la finalitat d'obtenir un metanol d'alta puresa que pugui ser recirculat al principi del procés.

La separació es produeix per diferències de volatilitat: el metanol, com a component més volàtil, ascendeix per la columna en forma de vapor, mentre que l'aigua, menys volàtil, es recull a la part inferior. El vapor de la capçalera passa primer per un intercanviador de calor E-303, on es condensa parcialment, i posteriorment entra en un acumulador, on el líquid resultant es divideix en dues corrents: una part es recircula com a reflux, i l'altra s'extreu com a producte final (metanol).

El reflux es controla mitjançant un controlador de nivell ubicat al mateix acumulador, i té una funció essencial que és mantenir humits els plats interns de la columna, especialment el plat més alt, assegurant una bona transferència de massa i l'eficiència de separació. La composició del corrent de sortida de metanol es monitoritza mitjançant un transmissor analitzador AT-M3003 i un controlador de composició AC-M3003, que permeten verificar i controlar que la puresa del metanol compleixi amb els requisits de reutilització.

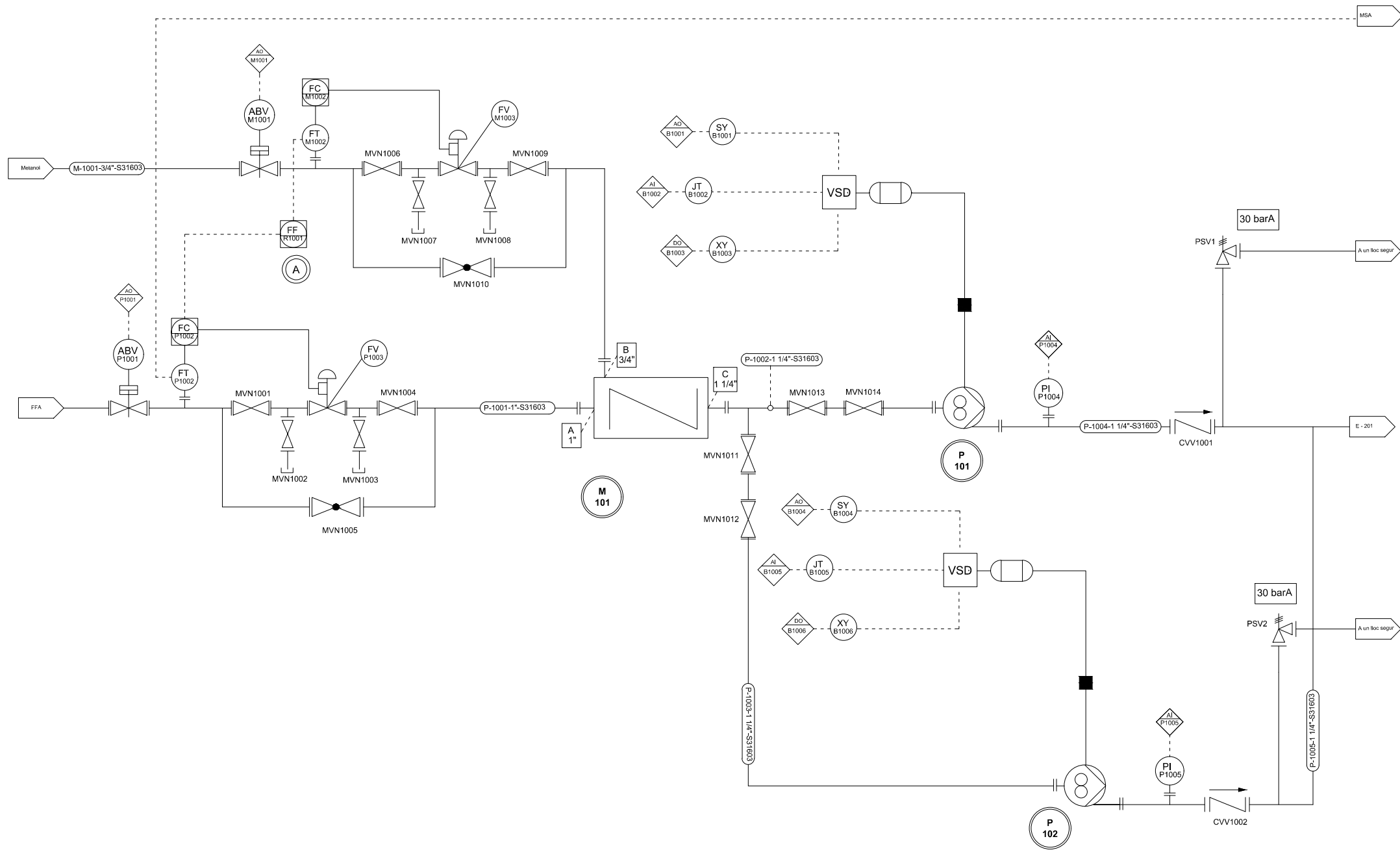
A la base de la columna es recull el producte pesat, format principalment per aigua amb metanol no evaporat. Aquest corrent es dirigeix cap a un reboiler E-302 (intercanviador de calor), que escalfa el líquid per vaporitzar el metanol residual i retornar-lo a la columna, millorant així la recuperació del reactiu i optimitzant el balanç global del sistema.

El reboiler disposa d'un sistema de control de temperatura, format pel transmissor TT-P3004 i el controlador TC-P3004. Aquest sistema regula el cabal de vapor d'escalfament en funció de

la temperatura a la base de la columna, per aconseguir les condicions òptimes de vaporització del metanol.

Finalment, per controlar el nivell de líquid a la sortida inferior de la columna, s'utilitza un sistema de control de nivell format pel transmissor LT-W3001 i el controlador LC-W3001, que actua sobre la vàlvula de sortida del corrent d'aigua. Aquest control garanteix l'estabilitat hidràulica de la unitat i evita acumulacions que podrien afectar el funcionament del *reboiler* o la qualitat de la separació.

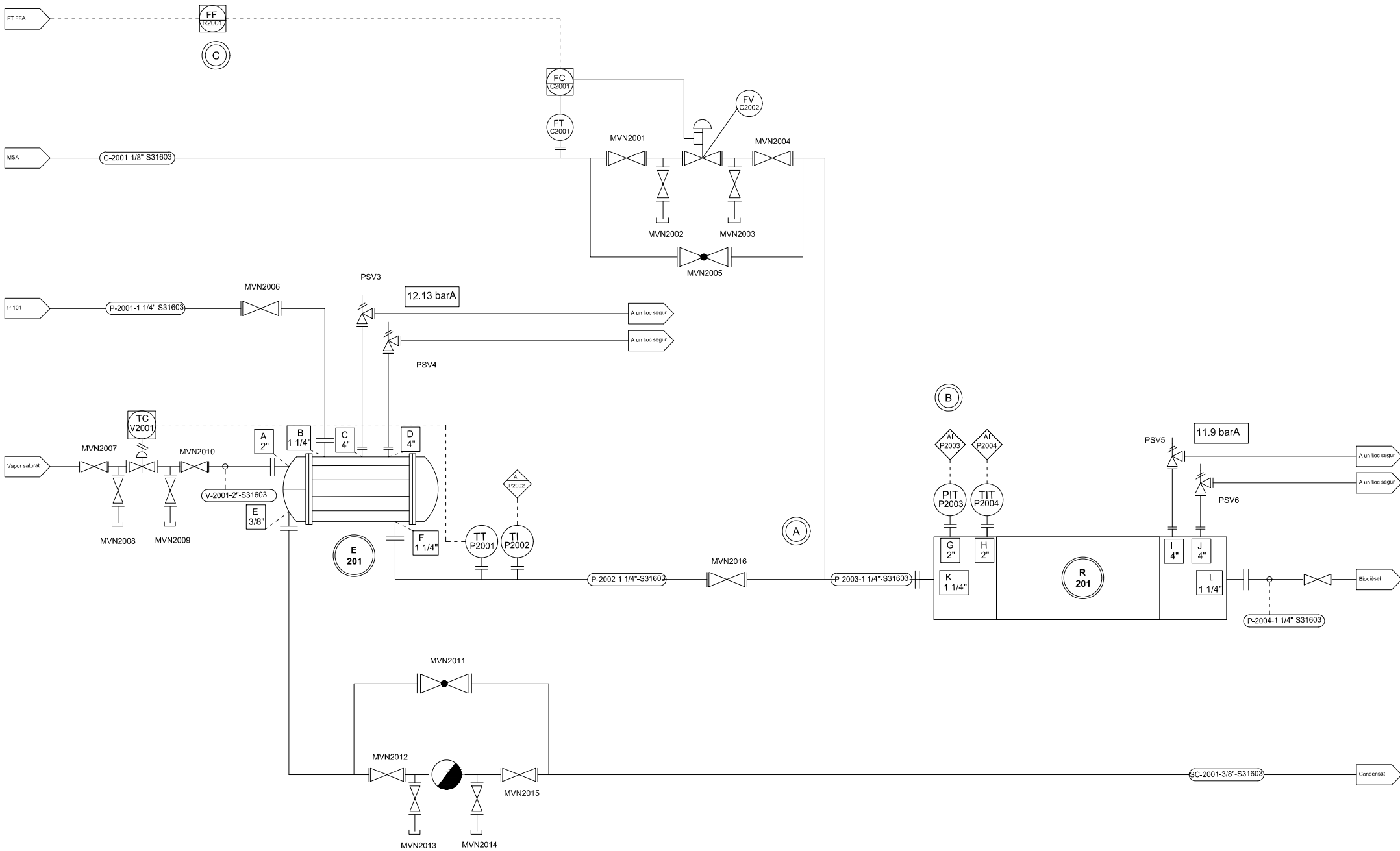
Identificació de canonades					Equips					Instrumentació i control					Vàlvules				
					Reactor PFR unitubular aïllat					Flash + retenedor de gotes					Bomba engranatges + motor de la bomba				
Designació del servei: P - Procés W - Aigua a temperatura N - Nitrogen SC - Condensat de vapor HPS - Vapor d'alta pressió PSV - Vàlvula de seguretat CW - Aigua de refrigeració R - Ingeniox HW - Aigua de refrigeració escalfada Identificació de la línia Diàmetre extern de la línia Material de la línia Calorifugat (N.A. / Tipus Gruix) LLV - Fibra de vidre Tracejat (N.A. / Tipus) EL - Elèctric					Bescanviador de calor de carcassa i tubs					Mesclador					Decantador				
Entrada de procés					Columna de destil·lació					Trampa de vapor					Transmissió de senyal pneumàtica				
Sortida de procés					Actuador pneumàtic Tipus d'actuador: FC- Controlador de flux PC- Controlador de pressió IH- Emisor de senyal elèctrica Identificació de l'actuador					Instrument amb unió per brida Tipus d'instrument: FT- Mesurador de cabal LT- Mesurador de nivell PT- Mesurador de pressió TT- Mesurador de temperatura AT- Mesurador de composició Identificació de l'instrument					Vàlvula manual				
Línia de procés					Actuador elèctric Tipus d'actuador: JY Regulator de potència XY Regulator de posició SY Regulator de velocitat Identificador de l'actuador					Instrument amb unió elèctrica Tipus d'instrument: JT Mesurador de potència Identificació de l'instrument					Vàlvula automàtica				
Línia de servei					Ordre Tipus de senyal: DI- Entrada digital DO- Sortida digital AI- Entrada analògica AO- Sortida analògica Identificació de la ordre					Vàlvula controladora					Vàlvula antiretorn				
Unió per "T" (soldada)					Vàlvula de bola					Anotació per a la vàlvula F.C.- Tanca en cas de fallada F.O.- Obre en cas de fallada					Purga				
Brida					Vàlvules de seguretat					PSV 1					Anotacions				
Identificació de la vàlvula					A					T 101					X 8"				
PSV					Identificació d'equip					Identificació embocadura									
DESIGNED <i>Project team</i>					DRAWN <i>Ainhoa Pérez</i>					CHECKED <i>Project team</i>					APPROVED				
PROJECT NUMBER <i>TFGEQ _ 2519</i>					SCALE <i>No a escala</i>					BLOCK <i>-</i>					REV. <i>Y---</i>				



(A) R = Metanol / 3

DESIGNED			
Project team			
DRAWN			
Ainhoa Pérez			
CHECKED			
Project team			
APPROVED			
PROJECT NUMBER	SCALE	BLOCK	
TFGEQ_2519	No a escala	-	

PIPING & INSTRUMENTATION DIAGRAM
P&ID-101



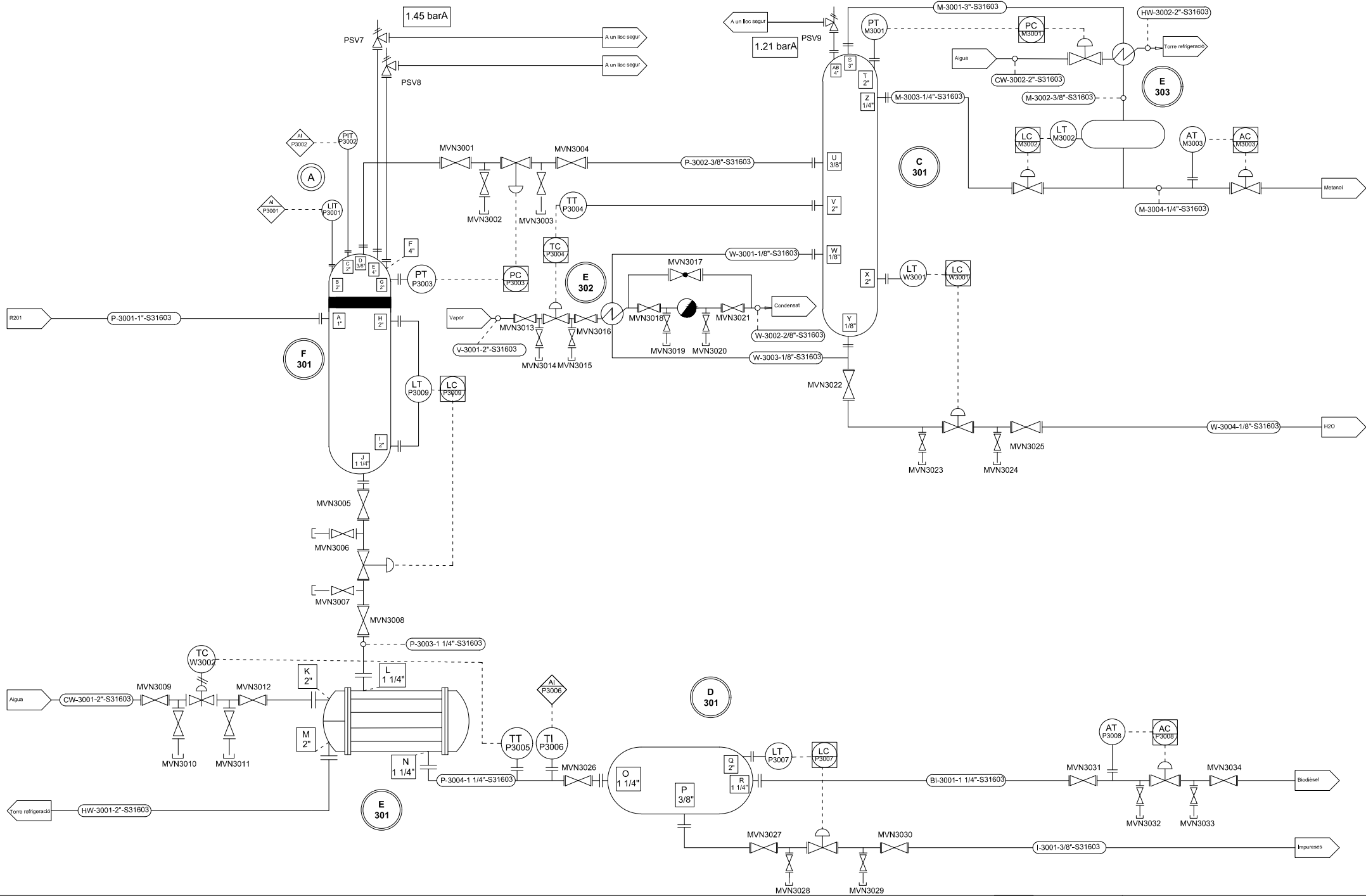
(A) As close as possible to R101

(C) R = 0.005 FFA

(B) PIT/TIT duplicat per seguretat

DESIGNED			
Project team			
DRAWN			
Ainhoa Pérez			
CHECKED			
Project team			
APPROVED			
PROJECT NUMBER	SCALE	BLOCK	V.-
TFGEQ_ 2519	No a escala	-	

PIPING & INSTRUMENTATION DIAGRAM
P&ID-201



(A) PIT/LIT duplicat per seguretat

DESIGNED	PIPING & INSTRUMENTATION DIAGRAM P&ID-301		
Project team			
DRAWN			
Ainhoa Pérez			
CHECKED	PROJECT NUMBER TFGEQ_ 2519		
Project team			
APPROVED	SCALE No a escala	BLOCK -	V.

4.8. Disseny i llistat de canonades

Taula 4.5. Llistat de canonades.

DN (")	Estat Línia	Número	Línia N°	P&ID N°	Fluid	Material	Des de	Fins	T. Op. (°C)	P. Op. (barA)	T. Dis. (°C)	P. Dis. (barA)	Tipus Aïllament	Tracejat	Tipus
1	Liquid	P-1001	P-1001	101	FFA	AISI 316	Tanc	M101	25.00	2.80	40.00	3.30	-	-	-
3/4	Liquid	M-1001	M-1001	101	Metanol	AISI 316	Tanc	M101	25.00	2.80	40.00	3.30	-	-	-
1 1/4	Liquid	P-1002	P-1002	101	FFA/Metanol	AISI 316	M101	P101	21.40	2.80	36.40	3.30	-	-	-
1 1/4	Liquid	P-1003	P-1003	101	FFA/Metanol	AISI 316	M101	P102	21.40	2.80	36.40	3.30	-	-	-
1 1/4	Liquid	P-1004	P-1004	101	FFA/Metanol	AISI 316	P101	E201	22.30	9.50	37.30	11.40	-	-	-
1 1/4	Liquid	P-1005	P-1005	101	FFA/Metanol	AISI 316	P102	E201	22.30	9.50	37.30	11.40	-	-	-
1/8	Liquid	C-2001	C-2001	201	MSA	AISI 317	Tanc	P-2003	130.00	9.00	145.00	10.80	Llana de vidre	Si	Electric
1 1/4	Liquid	P-2001	P-2001	201	FFA/Metanol	AISI 316	P101	E201	22.30	9.50	37.30	11.40	-	-	-
2	Vapor	V-2001	V-2001	201	Aigua	AISI 316	Vapor S.	E201	180.00	10.00	195.00	12.00	-	-	-
1 1/4	Liquid	P-2002	P-2002	201	FFA/Metanol	AISI 316	E201	P-2003	130.00	9.00	145.00	10.80	Llana de vidre	Si	Electric
1	Liquid	P-2003	P-2003	201	FFA/Metanol/MSA	AISI 316	P-2003	R101	130.00	9.00	145.00	10.80	-	-	-
1 1/4	Liquid	P-2004	P-2004	201	BioD/Aigua/Metanol/MSA	AISI 316	R201	V201	114.60	9.00	129.60	10.80	-	-	-
3/8	Liquid	SC-2001	SC-2001	201	Aigua	AISI 316	E201	Cond	178.60	9.98	193.66	11.98	-	-	-
1	Liquid	P-3001	P-3001	301	BioD/Aigua/Metanol/MSA	AISI 316	V201	F301	63.50	1.10	78.50	1.32	-	-	-
3/8	Liquid	P-3002	P-3002	301	Aigua/Metanol	AISI 316	F301	C301	63.50	1.10	78.50	1.32	-	-	-
1 1/4	Liquid	P-3003	P-3003	301	BioD/Aigua/Metanol/MSA	AISI 316	F301	E301	63.50	1.10	78.50	1.32	-	-	-
1 1/4	Liquid	P-3004	P-3004	301	BioD/Aigua/Metanol/MSA	AISI 316	E301	D301	35.00	1.00	50.00	1.20	-	-	-
1 1/4	Liquid	BI-3001	BI-3001	301	BioD/Aigua/Metanol	AISI 316	D301	Tanc	41.30	1.00	56.30	1.20	-	-	-
3/8	Liquid	I-3001	I-3001	301	Aigua/Metanol	AISI 316	D301	EDAR	41.30	1.00	56.30	1.20	-	-	-
3	L-V	M-3001	M-3001	301	Metanol	AISI 316	C301	M101	64.20	1.00	79.20	1.20	-	-	-
2	Liquid	CW-3001	CW-3001	301	Aigua	AISI 316	Ref	E301	36.00	1.50	51.00	1.80	-	-	-
2	Liquid	HW-3001	HW-3001	301	Aigua	AISI 316	E301	Torre R.	90.00	1.00	105.00	1.20	-	-	-
2	Liquid	CW-3002	CW-3002	301	Aigua	AISI 316	Ref	E303	64.20	1.00	79.20	1.20	-	-	-
2	Liquid	HW-3002	HW-3002	301	Aigua	AISI 316	E303	Torre R.	90.00	1.00	105.00	1.20	-	-	-
3/8	Liquid	M-3002	M-3002	301	Metanol	AISI 316	E303	M3004	30.00	1.00	45.00	1.20	-	-	-
1/4	Liquid	M-3003	M-3003	301	Metanol	AISI 316	M-3002	C301	30.00	1.00	45.00	1.20	-	-	-
1/4	Liquid	M-3004	M-3004	301	Metanol	AISI 316	M-3002	Recicle	30.00	1.00	45.00	1.20	-	-	-
1/8	Liquid	W-3001	W-3001	301	Aigua/Metanol	AISI 316	E302	C301	92.90	1.00	107.90	1.20	-	-	-
2	Liquid	W-3002	W-3002	301	Aigua	AISI 316	E302	Cond	64.20	1.00	79.20	1.20	-	-	-
1/8	Liquid	W-3003	W-3003	301	Aigua/Metanol	AISI 316	W-3004	E302	92.88	1.00	107.88	1.20	-	-	-
1/8	Liquid	W-3004	W-3004	301	Aigua/Metanol	AISI 316	C301	EDAR	92.88	1.00	107.88	1.20	-	-	-
2	Vapor	V-3001	V-3001	301	Aigua	AISI 316	Vapor S.	E302	92.70	1.00	107.70	1.20	-	-	-

En l'Annex C.6. es mostra el procediment de càlcul per a l'obtenció del diàmetre nominal.

4.9. Disseny i llistat de la instrumentació

Taula 4.6. Llistat de vàlvules part 1.

Vàlvula	Tipus	Posició fallada	P&ID	Fluid	Canonada	Servei	Material	Diàmetre Nominal (in)	Temperatura Operació (°C)	Pressió Operació (barA)	Temperatura màx. (°C)	Pressió màx. (barA)	Geometria Obturador	% ob.	Grau de fuita	Class.
ABV M1001	Comporta		P&ID-101	Metanol	M-1001	On/Off	UNS S31603	3/4	30	2.8	50	6	-	-	IV	150
ABV P1001	Comporta		P&ID-101	FFA	P-1001	On/Off	UNS S31603	1	25	2.8	45	6	-	-	IV	150
FV M1003	Controladora		P&ID-101	Metanol	M-1001	Regular el flux	UNS S31603	3/4	30	2.8	50	6	Lineal	50	IV	150
FV P1003	Controladora		P&ID-101	FFA	P-1001	Regular el flux	UNS S31603	1	25	2.8	45	6	Lineal	50	IV	150
MVN 1001	Manual	-	P&ID-101	FFA	P-1001	Manteniment	UNS S31603	1	25	2.8	45	6	-	-	IV	150
CVV 1001	Check	-	P&ID-101	Mesccla	P-1004	Evitar flux invers	UNS S31603	1 1/4	22.2	9.5	42.2	12.7	-	-	V	150
MVN 1002	Manual	-	P&ID-101	FFA	P-1001	Manteniment	UNS S31603	1	25	2.8	45	6	-	-	IV	150
CVV 1002	Check	-	P&ID-101	Mesccla Reactants	P-1005	Evitar flux invers	UNS S31603	1 1/4	22.2	9.5	42.2	12.7	-	-	V	150
MVN 1003	Manual	-	P&ID-101	FFA	P-1001	Manteniment	UNS S31603	1	25	2.8	45	6	-	-	IV	150
MVN 1004	Manual	-	P&ID-101	FFA	P-1001	Manteniment	UNS S31603	11	25	2.8	45	6	-	-	IV	150
MVN 1005	Manual de bola	-	P&ID-101	FFA	P-1001	Regular el flux	UNS S31603	1	25	2.8	45	6	-	-	IV	150
MVN 1006	Manual	-	P&ID-101	Metanol	M-1001	Manteniment	UNS S31603	3/4	30	2.8	50	6	-	-	IV	150
MVN 1007	Manual	-	P&ID-101	Metanol	M-1001	Manteniment	UNS S31603	3/4	30	2.8	50	6	-	-	IV	150
MVN 1008	Manual	-	P&ID-101	Metanol	M-1001	Manteniment	UNS S31603	3/4	30	2.8	50	6	-	-	IV	150
MVN 1009	Manual	-	P&ID-101	Metanol	M-1001	Manteniment	UNS S31603	3/4	30	2.8	50	6	-	-	IV	150
MVN 1010	Manual de bola	-	P&ID-101	Metanol	M-1001	Regular el flux	UNS S31603	3/4	30	2.8	50	6	-	-	IV	150
MVN 1011	Manual	-	P&ID-101	Mesccla Reactants	P-1003	Manteniment	UNS S31603	1 1/4	21.4	2.8	41.4	6	-	-	IV	150

Taula 4.7. Llistat de vàlvules part 2.

Vàlvula	Tipus	Posició fallada	P&ID	Fluid	Canonada	Servei	Material	Diàmetre Nominal (in)	Temperatura Operació (°C)	Pressió Operació (barA)	Temperatura màx. (°C)	Pressió màx. (barA)	Geometria Obturador	% ob.	Grau de fuita	Class.
MVN 1012	Manual	-	P&ID-101	Mesccla reactants	P-1003	Manteniment	UNS S31603	1 1/4	21.4	2.8	41.4	6	-	-	IV	150
MVN 1013	Manual	-	P&ID-101	Mesccla Reactants	P-1002	Manteniment	UNS S31603	1 1/4	21.4	2.8	41.4	6	-	-	IV	150
MVN 1014	Manual	-	P&ID-101	Mesccla reactants	P-1002	Manteniment	UNS S31603	1 1/4	21.4	2.8	41.4	6	-	-	IV	150
TC V2001	Controladora		P&ID-201	Vapor Saturat	V-2001	Regular el flux	UNS S31603	2	184	10	204	13.2	Lineal	50	IV	150
FV C2002	Controladora		P&ID-201	MSA	C-2001	Regular el flux	UNS S31603	1/8	130	9	150	12.2	Lineal	50	IV	150
MVN 2001	Manual	-	P&ID-201	MSA	C-2001	Manteniment	UNS S31603	1/8	130	9	150	12.2	-	-	IV	150
MVN 2002	Manual	-	P&ID-201	MSA	C-2001	Manteniment	UNS S31603	1/8	130	9	150	12.2	-	-	IV	150
MVN 2003	Manual	-	P&ID-201	MSA	C-2001	Manteniment	UNS S31603	1/8	130	9	150	12.2	-	-	IV	150
MVN 2004	Manual	-	P&ID-201	MSA	C-2001	Manteniment	UNS S31603	1/8	130	9	150	12.2	-	-	IV	150
MVN 2005	Manual de bola	-	P&ID-201	MSA	C-2001	Regular el flux	UNS S31603	1/8	130	9	150	12.2	-	-	IV	150
MVN 2006	Manual	-	P&ID-201	Mesccla Reactants	P-2001	Manteniment	UNS S31603	1 1/4	22.2	9.5	42.2	12.7	-	-	IV	150
MVN 2007	Manual	-	P&ID-201	Vapor Saturat	V-2001	Manteniment	UNS S31603	2	180	10	200	13.2	-	-	IV	150
MVN 2008	Manual	-	P&ID-201	Vapor Saturat	V-2001	Manteniment	UNS S31603	2	180	10	200	13.2	-	-	IV	150
MVN 2009	Manual	-	P&ID-201	Vapor Saturat	V-2001	Manteniment	UNS S31603	2	180	10	200	13.2	-	-	IV	150
MVN 2010	Manual	-	P&ID-201	Vapor Saturat	V-2001	Manteniment	UNS S31603	2	180	10	200	13.2	-	-	IV	150
MVN 2011	Manual de bola	-	P&ID-201	Condensat	SC-2001	Regular el flux	UNS S31603	3/8	178.7	9.98	198.7	13.2	-	-	IV	150
MVN 2012	Manual	-	P&ID-201	Condensat	SC-2001	Manteniment	UNS S31603	3/8	178.7	9.98	198.7	13.2	-	-	IV	150
MVN 2013	Manual	-	P&ID-201	Condensat	SC-2001	Manteniment	UNS S31603	3/8	178.7	9.98	198.7	13.2	-	-	IV	150
MVN 2014	Manual	-	P&ID-201	Condensat	SC-2001	Manteniment	UNS S31603	3/8	178.7	9.98	198.7	13.2	-	-	IV	150
MVN 2015	Manual	-	P&ID-201	Condensat	SC-2001	Manteniment	UNS S31603	3/8	178.7	9.98	198.7	13.2	-	-	IV	150

Taula 4.8. Llistat de vàlvules part 3.

Vàlvula	Tipus	Posició fallada	P&ID	Fluid	Canonada	Servei	Material	Diàmetre Nominal (in)	Temperatura Operació (°C)	Pressió Operació (barA)	Temperatura màx. (°C)	Pressió màx. (barA)	Geometria Obturador	% ob.	Grau de fuita	Class.
MVN 2016	Manual	-	P&ID-201	Mescla Reactants	P-2002	Manteniment	UNS S31603	1 1/4	130	9	150	12.2	-	-	IV	150
MVN 2017	Manual	-	P&ID-201	Mescla producte	P-2004	Manteniment	UNS S31603	1 1/4	114.6	9	134.6	12.2	-	-	IV	150
PC M3001	Controladora		P&ID-301	Aigua refrigeració	CW-3002	Regular el flux	UNS S31603	2	25	1.5	45	4.7	Lineal	50	IV	150
LC W3001	Controladora		P&ID-301	Aigua	W-3004	Regular el flux	UNS S31603	1/8	92.9	1	112.9	4.2	Lineal	50	IV	150
LC M3002	Controladora		P&ID-301	Mescla A-M	M-3003	Regular el flux	UNS S31603	1/4	64.2	1	84.2	4.2	Lineal	50	IV	150
TC W3002	Controladora		P&ID-301	Aigua refrigeració	CW-3001	Regular el flux	UNS S31603	2	25	1.5	45	4.7	Lineal	50	IV	150
PC P3003	Controladora		P&ID-301	Metanol	P-3002	Regular el flux	UNS S31603	3/8	64.2	1	84.2	4.2	Lineal	50	IV	150
AC M3003	Controladora		P&ID-301	Metanol	M-3004	Regular el flux	UNS S31603	1/4	64.2	1	84.2	4.2	Lineal	50	IV	150
TC P3004	Controladora		P&ID-301	Vapor	V-3001	Regular el flux	UNS S31603	2	110	1.45	130	4.65	Lineal	50	IV	150
LC P3007	Controladora		P&ID-301	Impureses	I-3001	Regular el flux	UNS S31603	3/8	41.3	1	61.3	4.2	Lineal	50	IV	150
AC P3008	Controladora		P&ID-301	Biodièsel	BI-3001	Regular el flux	UNS S31603	1 1/4	41.3	1	61.3	4.2	Lineal	50	IV	150
LC P3009	Controladora		P&ID-301	Mescla productes	P-3003	Regular el flux	UNS S31603	1 1/4	63.5	1.1	83.5	4.3	Lineal	50	IV	150
MVN 3001	Manual	-	P&ID-301	Mescla A-M	P-3002	Manteniment	UNS S31603	3/8	63.5	1.1	83.5	4.3	-	-	IV	150
MVN 3002	Manual	-	P&ID-301	Mescla A-M	P-3002	Manteniment	UNS S31603	3/8	63.5	1.1	83.5	4.3	-	-	IV	150
MVN 3003	Manual	-	P&ID-301	Mescla A-M	P-3002	Manteniment	UNS S31603	3/8	63.5	1.1	83.5	4.3	-	-	IV	150
MVN 3004	Manual	-	P&ID-301	Mescla A-M	P-3002	Manteniment	UNS S31603	3/8	63.5	1.1	83.5	4.3	-	-	IV	150
MVN 3005	Manual	-	P&ID-301	Mescla producte	P-3003	Manteniment	UNS S31603	1 1/4	63.5	1.1	83.5	4.3	-	-	IV	150
MVN 3006	Manual	-	P&ID-301	Mescla producte	P-3003	Manteniment	UNS S31603	1 1/4	63.5	1.1	83.5	4.3	-	-	IV	150
MVN 3007	Manual	-	P&ID-301	Mescla producte	P-3003	Manteniment	UNS S31603	1 1/4	63.5	1.1	83.5	4.3	-	-	IV	150
MVN 3008	Manual	-	P&ID-301	Mescla producte	P-3003	Manteniment	UNS S31603	1 1/4	63.5	1.1	83.5	4.3	-	-	IV	150

Taula 4.9. Llistat de vàlvules part 4.

Vàlvula	Tipus	Posició fallada	P&ID	Fluid	Canonada	Servei	Material	Diàmetre Nominal (in)	Temperatura Operació (°C)	Pressió Operació (barA)	Temperatura màx. (°C)	Pressió màx. (barA)	Geometria Obturador	% ob.	Grau de fuita	Class.
MVN 3009	Manual	-	P&ID-301	Aigua refrigeració	CW-3001	Manteniment	UNS S31603	2	25	1.5	45	4.7	-	-	IV	150
MVN 3010	Manual	-	P&ID-301	Aigua refrigeració	CW-3001	Manteniment	UNS S31603	2	25	1.5	45	4.7	-	-	IV	150
MVN 3011	Manual	-	P&ID-301	Aigua refrigeració	CW-3001	Manteniment	UNS S31603	2	25	1.5	45	4.7	-	-	IV	150
MVN 3012	Manual	-	P&ID-301	Aigua refrigeració	CW-3001	Manteniment	UNS S31603	2	25	1.5	45	4.7	-	-	IV	150
MVN 3013	Manual	-	P&ID-301	Vapor	V-3001	Manteniment	UNS S31603	2	110	1.45	130	4.65	-	-	IV	150
MVN 3014	Manual	-	P&ID-301	Vapor	V-3001	Manteniment	UNS S31603	2	110	1.45	130	4.65	-	-	IV	150
MVN 3015	Manual	-	P&ID-301	Vapor	V-3001	Manteniment	UNS S31603	2	110	1.45	130	4.65	-	-	IV	150
MVN 3016	Manual	-	P&ID-301	Vapor	V-3001	Manteniment	UNS S31603	2	110	1.45	130	4.65	-	-	IV	150
MVN 3017	Manual de bola	-	P&ID-201	Condensat	W-3002	Regular el flux	UNS S31603	2	108.2	1.43	128.2	4.63	-	-	IV	150
MVN 3018	Manual	-	P&ID-301	Vapor	W-3002	Manteniment	UNS S31603	2	108.2	1.43	128.2	4.63	-	-	IV	150
MVN 3019	Manual	-	P&ID-301	Vapor	W-3002	Manteniment	UNS S31603	2	108.2	1.43	128.2	4.63	-	-	IV	150
MVN 3020	Manual	-	P&ID-301	Vapor	W-3002	Manteniment	UNS S31603	2	108.2	1.43	128.2	4.63	-	-	IV	150
MVN 3021	Manual	-	P&ID-301	Vapor	W-3002	Manteniment	UNS S31603	2	108.2	1.43	128.2	4.63	-	-	IV	150
MVN 3022	Manual	-	P&ID-301	Aigua	W-3004	Manteniment	UNS S31603	1/8	92.9	1	112.9	4.2	-	-	IV	150
MVN 3023	Manual	-	P&ID-301	Aigua	W-3004	Manteniment	UNS S31603	1/8	92.9	1	112.9	4.2	-	-	IV	150
MVN 3024	Manual	-	P&ID-301	Aigua	W-3004	Manteniment	UNS S31603	1/8	92.9	1	112.9	4.2	-	-	IV	150
MVN 3025	Manual	-	P&ID-301	Aigua	W-3004	Manteniment	UNS S31603	1/8	92.9	1	112.9	4.2	-	-	IV	150
MVN 3026	Manual	-	P&ID-301	Mescla productes	P-3004	Manteniment	UNS S31603	1 1/4	35	1	55	4.2	-	-	IV	150
MVN 3027	Manual	-	P&ID-301	Impureses	I-3001	Manteniment	UNS S31603	3/8	41.3	1	61.3	4.2	-	-	IV	150
MVN 3028	Manual	-	P&ID-301	Impureses	I-3001	Manteniment	UNS S31603	3/8	41.3	1	61.3	4.2	-	-	IV	150

Taula 4.10. Llistat de vàlvules part 5.

Vàlvula	Tipus	Posició fallada	P&ID	Fluid	Canonada	Servei	Material	Diàmetre Nominal (in)	Temperatura Operació (°C)	Pressió Operació (barA)	Temperatura màx. (°C)	Pressió màx. (barA)	Geometria Obturador	% ob.	Grau de fuita	Class.
MVN 3029	Manual	-	P&ID-301	Impureses	I-3001	Manteniment	UNS S31603	3/8	41.3	1	61.3	4.2	-	-	IV	150
MVN 3030	Manual	-	P&ID-301	Impureses	I-3001	Manteniment	UNS S31603	3/8	41.3	1	61.3	4.2	-	-	IV	150
MVN 3031	Manual	-	P&ID-301	Biodièsel	BI-3001	Manteniment	UNS S31603	1 1/4	41.3	1	61.3	4.2	-	-	IV	150
MVN 3032	Manual	-	P&ID-301	Biodièsel	BI-3001	Manteniment	UNS S31603	1 1/4	41.3	1	61.3	4.2	-	-	IV	150
MVN 3033	Manual	-	P&ID-301	Biodièsel	BI-3001	Manteniment	UNS S31603	1 1/4	41.3	1	61.3	4.2	-	-	IV	150
MVN 3034	Manual	-	P&ID-301	Biodièsel	BI-3001	Manteniment	UNS S31603	1 1/4	41.3	1	61.3	4.2	-	-	IV	150

Taula 4.11. Llistat d'instrumentació part 1.

Instrument	P&ID	Equip/Línia	Producte	Senyal	Unió	Descripció	Tipus	Diàmetre (in)	Fase	Temperatura Operació (°C)	Pressió Operació (barA)
SY B1001	P&ID-101	Motor P-101	-	AO	-	Mesurador de Velocitat	-	-	-	-	-
FT M1002	P&ID-101	M-1001	Metanol	AI	Bridada	Mesurador de Cabal	Coriolis	2	Líquid	30	2.8
FT P1002	P&ID-101	P-1001	FFA	AI	Bridada	Mesurador de Cabal	Coriolis	2	Líquid	25	2.8
JT B1002	P&ID-101	Motor P-101	-	AI	-	Mesurador de potència	-	-	-	-	-
XY B1003	P&ID-101	Motor P-101	-	DO	-	Mesurador de Posició	-	-	-	-	-
PI P1004	P&ID-101	P-1004	Mescla reactants	AI	Bridada	Mesurador de Pressió	Piezoelèctric	2	Líquid	22.2	9.5
SY B1004	P&ID-101	Motor P-102	-	AO	-	Mesurador de Velocitat	-	-	-	-	-
PI P1005	P&ID-101	P-1005	Mescla reactants	AI	Bridada	Mesurador de Pressió	Piezoelèctric	2	Líquid	22.2	9.5
JT B1005	P&ID-101	Motor P-102	-	AI	-	Mesurador de potència	-	-	-	-	-
XY B1006	P&ID-101	Motor P-102	-	DO	-	Mesurador de Posició	-	-	-	-	-
TT P2001	P&ID-201	P-2002	Mescla Productes	AI	Bridada	Mesurador de temperatura	Termoparell	2	Líquid	130	9
FT C2001	P&ID-201	C-2001	MSA	AI	Bridada	Mesurador de cabal	Coriolis	2	Líquid	130	9
TI P2002	P&ID-201	P-2002	Mescla productes	AI	Bridada	Mesurador de temperatura	Termoparell	2	Líquid	130	9
PIT P2003	P&ID-201	R-201	Mescla Reactius	AI	Bridada	Mesurador de pressió	Piezoelèctric	2	Líquid	130	9
LIT P2004	P&ID-201	R-201	Mescla reactius	AI	Bridada	Mesurador de nivell	Vasos comunicants	2	Líquid	130	9
PT M3001	P&ID-301	C-301	Metanol	AI	Bridada	Mesurador de pressió	Piezoelèctric	2	Gas	64.2	1
LT W3001	P&ID-301	C-301	Mescla A-M	DI	Bridada	Mesurador de nivell	Ultrasò	2	L/G	78.6	1
LIT P3001	P&ID-301	F-301	Mescla reactius	AI	Bridada	Mesurador de nivell	Vasos comunicants	2	L/G	63.5	1.1
LT M3002	P&ID-301	M-3003	Metanol	DI	Bridada	Mesurador de nivell	Ultrasò	2	Gas	64.2	1

Taula 4.12. Llistat d'instrumentació part 2.

Instrument	P&ID	Equip/Línia	Producte	Senyal	Unió	Descripció	Tipus	Diàmetre (in)	Fase	Temperatura Operació (°C)	Pressió Operació (barA)
PIT P3002	P&ID-301	F-301	Mescla A-M	AI	Bridada	Mesurador de pressió	Piezoelèctric	2	Gas	63.5	1.1
AT M3003	P&ID-301	M-3004	Metanol	AI	Bridada	Mesurador de composició	Analitzador	2	Gas	58.5	1
PT P3003	P&ID-301	F-301	Mescla Productes	AI	Bridada	Mesurador de pressió	Piezoelèctric	2	G/L	63.5	1.1
TT P3004	P&ID-301	C-301	Mescla A-M	AI	Bridada	Mesurador de temperatura	Termoparell	2	G/L	78.6	1
TT P3005	P&ID-301	P-3004	Mescla productes	AI	Bridada	Mesurador de temperatura	Termoparell	2	Líquid	35	1
TI P3006	P&ID-301	P-3004	Mescla productes	AI	Bridada	Mesurador de temperatura	Termoparell	2	Líquid	35	1
LT P3007	P&ID-301	D-301	Mescla productes	DI	Bridada	Mesurador de nivell	Ultrasò	2	Líquid	64.2	1
AT P3008	P&ID-301	BI-3001	Biodièsel	AI	Bridada	Mesurador de composició	Analitzador	2	Líquid	58.5	1
LT P3009	P&ID-301	F-301	Mescla productes	DI	Bridada	Mesurador de nivell	Ultrasò	2	L/G	63.5	1.1

5. SIMULACIÓ I DISSENY D'EQUIPS (ASPEN)

5.1. Simulació

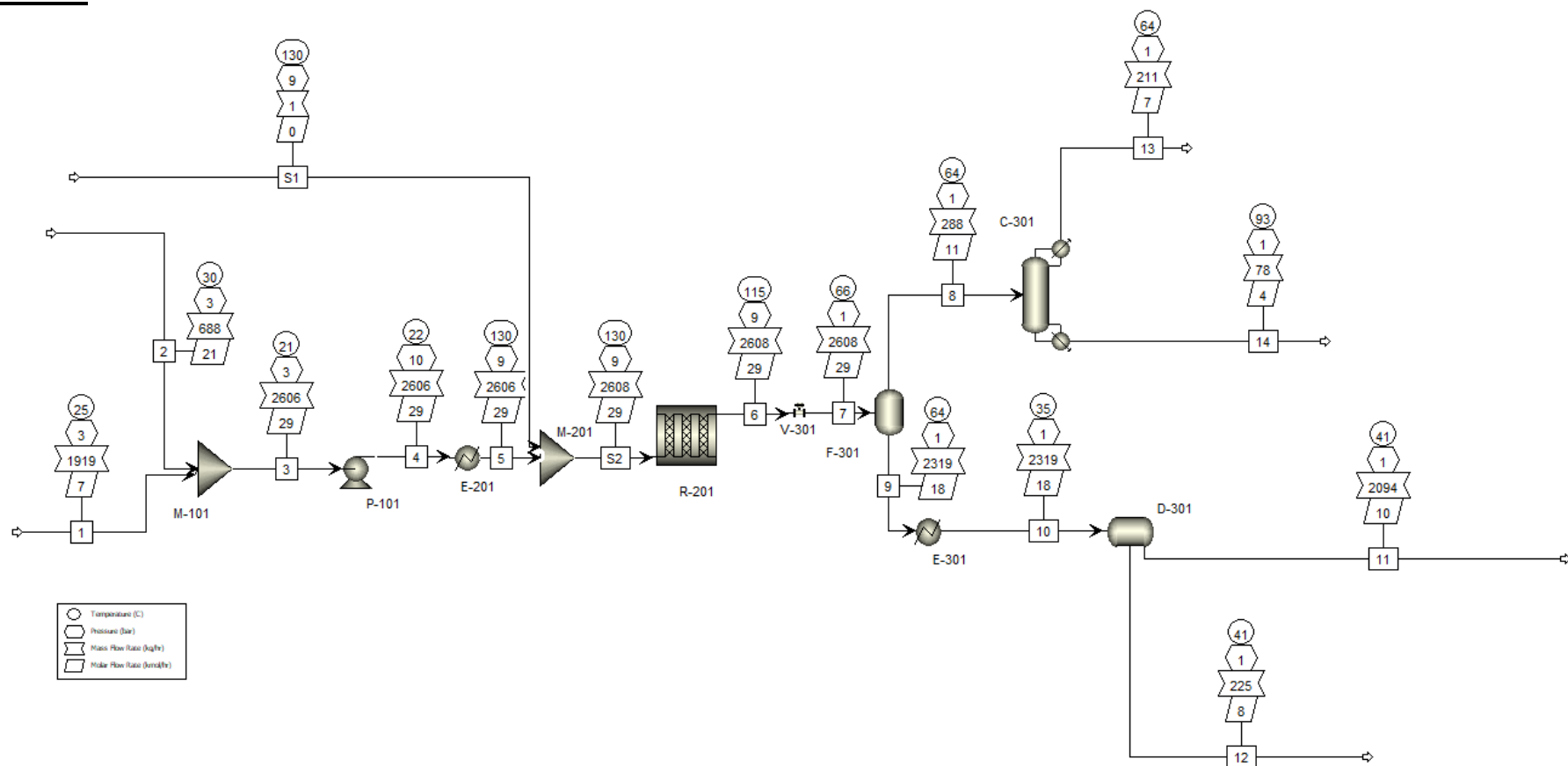


Figura 5.1. *Flowsheet* de la simulació realitzada amb el software *Aspen Plus*.

5.2. Anàlisi termodinàmic

Per la simulació del procés d'esterificació dels àcids grassos presents en l'oli residual amb metanol, en presència d'àcid metansulfònic (MSA) com a catalitzador, el model termodinàmic UNIF-DMD esdevé la millor opció dins *d'Aspen Plus*. Aquest fet es deu principalment a la naturalesa complexa i no ideal de la barreja involucrada, ja que combina compostos amb polaritats molt diferents i característiques fisicoquímiques variades. D'una banda, els àcids grassos i els èsters metílics formats tenen una polaritat moderada o baixa, mentre que el metanol, l'aigua (producte de la reacció) i l'àcid metansulfònic són substàncies altament polars. Aquesta diferència significativa en la polaritat i la interacció intermolecular fa que els models termodinàmics convencionals, com el NRTL o Wilson, resultin menys eficients o requereixin dades experimentals específiques per a cada parell binari, que sovint no estan disponibles per a components com l'MSA o l'oli residual.

El model UNIF-DMD, basat en la teoria UNIFAC de grups funcionals, permet predir amb major precisió els coeficients d'activitat de sistemes tan heterogenis sense necessitat de dades experimentals completes, ja que estima les interaccions a partir dels grups químics que formen les molècules. Això resulta especialment útil en processos industrials on es treballa amb matèries primeres naturals o residus que presenten composicions variables i complexitat molecular elevada. A més, UNIF-DMD és capaç de tractar equilibris entre fases líquides i vapor amb estabilitat numèrica, fet que és fonamental per a simular correctament la separació de fases i l'evaporació parcial que pot ocórrer durant l'esterificació i la posterior purificació del biodièsel.

Per aquests motius, el model UNIF-DMD assegura una representació més realista i fiable del comportament termodinàmic del sistema durant la reacció d'esterificació, facilitant l'optimització i l'anàlisi del procés en *Aspen Plus* i permetent prediccions robustes sense necessitat de constants d'equilibri ajustades experimentalment. Així doncs, és l'eina més adequada per garantir la qualitat i eficiència de la producció de biodièsel a partir d'oli residual i metanol amb catalitzador àcid.

5.3. Bomba engranatges (P-101)

En el cas d'aquest procés, es conta únicament amb una bomba, P-101, la qual es troba duplicada, al ser un equip crític ja que si es produeix qualsevol fallada o parada per manteniment, afecta greument a la producció i a la qualitat del producte final.

Aquest equip permetrà un augment de la pressió de 2.5 a 10 barA per tal de que la posterior reacció es realitzi en les condicions adequades.

A partir de la selecció d'alternatives, Apartat 2.4, s'ha considerat que el millor tipus per l'objectiu proposat és una bomba d'engranatges.

5.3.1. Procediment de disseny

A continuació, es realitzarà una breu explicació del procediment de càlcul que s'ha emprat pel disseny de la bomba.

Primerament, per tal de poder començar a desenvolupar el disseny és necessari conèixer les condicions en que es troba el corrent d'aspiració. Al ja tenir coneixement de les condicions del corrent d'aspiració, es procedeix al càlcul de la velocitat de rotació per tal de mitjançant la corba característica, seleccionar el model més adequat per complir correctament l'objectiu. Finalment, es procedeix al càlcul de la potència que és absorbida pel fluid i el valor del NPSH.

Els càlculs detallats del disseny de la bomba d'engranatges es troben en l'Annex C.1.

5.3.2. Resultats i fitxa tècnica

S'ha conclòs que el model més adequat per la realització d'aquest augment de pressió en les condicions d'operació és el ALP3-D-60 del fabricant Marzocchi Pompe.^[Ref.7]

En la següent taula es mostren els resultats del disseny de la bomba d'engranatges.

Taula 5.1. Resultats del disseny de la bomba d'engranatges.

Variable	Valor
Cabal (L/min)	47.903
Viscositat (cSt)	6.665
Velocitat de l'aspiració (m/s)	0.825
ΔP (barA)	7.500
P (kW)	0.788
NPSH (m)	$8.858 \cdot 10^{-5}$

Seguidament, es mostra la fitxa tècnica.

PUMP CALCULATION SUMMARY SHEET

Marzocchi Pompe ALP3-D-60

1	Nº OF PUMPS	2	RUN:	SPARE:
2	SERVICE	Augment de pressió		
3				
4				
5	FLUID PUMPED	OLI USAT I METANOL		
6	OPER.TEMP	20 °C		
7	DENSITY	906.8 kg/m ³		
8	VISCOSITY	6.665 cSt		
9	VAPOR PRESS.	0.098 bar		
10	NORM.CAPACITY	60 L/min		
11	MAX.CAPACITY	47.9 L/min		
12				
13	SUCTION CONDITIONS			
14	TOTAL SUCT.PR.,	1.5	kg/cm ² g	
15	NPSH (m.w.c.)	8,858-10-5	m	
16				
17	DISCHARGE CONDITIONS			
18	LIQUID HEAD	1.5	kg/cm ² g	
19	TOTAL DISCH.PR,	9	kg/cm ² g	
20	DIFF.PRESSURE	7.5	kg/cm ² g	
21	DIFF.HEAD (m.w.c.)	8,431-10-5	m	
22	PUMP REQUIREMENTS			
23	TYPE PUMP	Engranatges		
24	ESTIMATED EFF.	76	%	
25	ESTIMATED Rot.freq.	39	s-1	
26	ESTIMATED Power	0.788	kW	
27	TYPE DRIVER	Electricitat		
28	STEAM (abs.)	kg/cm ² g	°C	
29	ELECTRICITY	V: 240	PH: 1,07	50 Hz
30				
31				
32	PUMP MATERIALS			
33	CASE	Aliatge d'alumini d'alta resistencia		
34	IMPELLER	Acero especial		
35	SEAL/PACKING	Aliatge d'alumini d'alta resistencia		
36	GEARS	Acero especial		
37	BEARING	Aliatge d'alumini amb propietats antifrictió		
38	GASKETS	NBR		
39				
40	Nozzles	Mark	Nº	Dia.
41	Suction			
42	Discharge			
43				
44				
45	0			
46	REV.	DATE	PREP.	APPR.
47				

Gen.Arr.Drawin

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

5.4. Bescanviador de calor (E-201)

El disseny del bescanviador de calor s'ha realitzat amb l'objectiu d'obtenir una configuració eficient tant des del punt de vista tèrmic com mecànic, que compleixi amb les especificacions dels procés. Per fer-ho, s'ha utilitzat el programari especialitzat *Aspen EDR*, que permet simular i optimitzar bescanviadors de calor de manera precisa i basada en normes TEMA.

5.4.1. Procediment de disseny

Pel disseny del bescanviador de calor, s'han considerat les condicions específiques del procés, en el qual es vol escalfar una mescla d'oli residual rica en FFA i metanol a temperatura ambient fins a 130°C, mitjançant vapor d'aigua saturat a 10 bar absoluts (temperatura aproximada de 180°C)^[Ref.8]. L'oli residual presenta una viscositat elevada i un comportament potencialment incrustant, fet pel qual s'ha decidit conduir-lo pel costat de la carcassa, mentre que el vapor s'introdueix pel costat dels tubs, aprofitant així millor control tèrmic i la neteja que permet aquest costat.

S'han introduït els següents valors de resistència d'embrutiment (*fouling*): *Fouling* costat carcassa (oli residual) de $0.0004 \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$ i un *Fouling* costat tubs (vapor) de $0.0001 \text{ m}^2 \cdot \text{K/W}$.^[Ref.9] Aquests valors busquen garantir una operació eficient a llarg termini, evitant problemes de rendiment associats a l'acumulació de dipòsits. També per garantir una alta resistència a la corrosió i una llarga vida útil del bescanviador, s'ha treballat amb acer inoxidable AISI 316L.

En una primera etapa, es va introduir la informació corresponent a les condicions de funcionament: temperatures, cabals, propietats dels corrents i pressions d'operació. Amb aquestes dades inicials, es va generar un primer disseny automàtic per part del programa, que serví com a punt de partida per a l'optimització.

A partir d'aquest disseny base, es va dur a terme un procés iteratiu d'optimització en què es van modificar diversos paràmetres geomètrics i operatius per tal de millorar el rendiment del bescanviador.

Durant el procés iteratiu d'optimització, es van ajustar principalment tres variables clau per millorar el comportament tèrmic i hidràulic del bescanviador. En primer lloc, es va modificar el percentatge de tall dels bafles (*baffle cut*), un paràmetre fonamental que influeix directament en la turbulència del flux dins la carcassa.

En segon lloc, es va ajustar l'espaiament entre bafles (*baffle spacing*), ja que aquest determina la longitud efectiva de recorregut per la carcassa i afecta tant l'eficiència de l'intercanvi tèrmic com les pèrdues de càrrega.

Finalment, es va considerar el diàmetre exterior dels tubs, variable que condiciona la superfície d'intercanvi disponible per unitat de longitud i influeix sobre la velocitat del fluid dins dels tubs, i en conseqüència, sobre el coeficient de transferència de calor. L'anàlisi conjunta d'aquests paràmetres ha permès refinar el disseny inicial fins a obtenir una configuració òptima i eficient.

Amb l'objectiu de comparar les diferents configuracions analitzades durant l'optimització, s'ha realitzat una taula resum amb els valors més rellevants obtinguts en cada cas, (aquesta taula es pot trobar a l'Annex C.2.).

Es van analitzar cinc dissenys alternatius, tots amb capacitat per satisfer la mateixa potència de transferència.

L'optimització s'ha basat en minimitzar la superfície d'intercanvi (reduint així el cost de fabricació), mantenint una alta eficiència tèrmica (coeficient global U net elevat i una resistència tèrmica (R) baixa), i assegurant pèrdues de pressió dins dels límits establerts. També s'ha elaborat l'ús òptim del nombre de tubs i la seva longitud per garantir un bon rendiment hidràulic amb velocitats moderades.

Després de comparar els cinc dissenys proposats, s'ha seleccionat com a òptim el disseny 5, ja que presenta: la superfície d'intercanvi més baixa, un coeficient global alt i una resistència tèrmica reduïda, pèrdues de pressió molt baixes a la carcassa, velocitats adequades dins dels tubs i la carcassa i una longitud de tubs eficient que permet un nombre reduït de tubs i un disseny compacte.

Aquest conjunt d'aspectes fan que el disseny seleccionat compleixi els requeriments tècnics i econòmics del projecte, assegurant alhora una alta fiabilitat operativa.

5.4.2. Resultats i fitxa tècnica

A continuació, a la Taula 5.2. es mostren els resultats obtinguts del disseny del bescanviador.

Taula 5.2. Resultats obtinguts del dimensionament del bescanviador de calor.

Paràmetre	E-201
Longitud tubs (mm)	1920
Diàmetre tubs ID/OD (mm)	11.58/12.7
Nº tubs	60
Picth (mm)	15.88
Nombre de passos per tubs	2
Nombre de passos per carcassa	1
Calor bescanviada (kW)	221.4
Àrea (m ²)	4.4
U_{clean} (W/m ² ·K)	1064.6
Resistència tèrmica (W/m ² ·K)	0.00094
Cabal de vapor necessari (kg/h)	395

TEMA Sheet

Heat Exchanger Specification Sheet

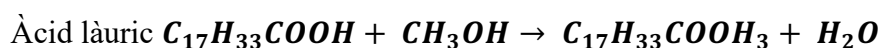
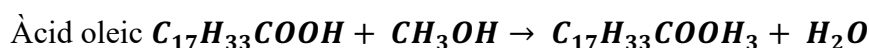
1	Company:									
2	Location:									
3	Service of Unit:					Our Reference:				
4	Item No.: E-201					Your Reference:				
5	Date:					Rev No.:				
5	Job No.:									
6	Size: 152 - 1920		mm		Type: BEM	Horizontal		Connected in: 1 parallel		1 series
7	Surf/unit(eff.)		4,4		m ²		Shells/unit	1		Surf/shell(eff.)
7										4,4 m ²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT									
9	Fluid allocation				Shell Side			Tube Side		
10	Fluid name				Procés			Vapor		
11	Fluid quantity, Total				kg/h			2606		
12	Vapor (In/Out)				kg/h			0 0 393 0		
13	Liquid				kg/h			2606 2606 0 393		
14	Noncondensable				kg/h			0 0 0 0		
15										
16	Temperature (In/Out)				°C			22,29 130,99 184 178,66		
17	Bubble / Dew point				°C			/ / 179,98 / 179,98 179,87 / 179,87		
18	Density Vapor/Liquid				kg/m ³			/ 858,92 / 765,15 4,98 / / 827,89		
19	Viscosity				mPa-s			/ 1,4794 / 0,3753 0,0159 / / 0,1488		
20	Molecular wt, Vap							18,02		
21	Molecular wt, NC									
22	Specific heat				kJ/(kg-K)			/ 2,392 / 3,157 2,044 / / 4,873		
23	Thermal conductivity				W/(m-K)			/ 0,1643 / 0,1414 0,0323 / / 0,677		
24	Latent heat				kJ/kg			2013,2 2013,5		
25	Pressure (abs)				bar			9,5 9,44655 10 9,97521		
26	Velocity (Mean/Max)				m/s			0,13 / 0,16 3,49 / 6,93		
27	Pressure drop, allow./calc.				bar			0,5 0,05345 0,3 0,02479		
28	Fouling resistance (min)				m ² -K/W			0,0004 0,0001 0,00011 Ao based		
29	Heat exchanged				kW			221,4 MTD (corrected) 90,79 °C		
30	Transfer rate, Service				548,8			Dirty 686,8 Clean 1056,6 W/(m ² -K)		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL									
32					Shell Side			Tube Side		
33	Design/Vacuum/test pressure:g				bar			11,03162/ / 11,03162/ /		
34	Design temperature / MDMT				°C			171,11 / 221,11 /		
35	Number passes per shell							1 2		
36	Corrosion allowance				mm			0 0		
37	Connections				In mm			1 25,4 / - 1 31,75 / -		
38	Size/Rating				Out			1 19,05 / - 1 12,7 / -		
39	Nominal				Intermediate			/ - / -		
40	Tube #: 60 OD: 12,7 Tks. Average 0,56 mm Length: 1920 mm Pitch: 15,88 mm Tube pattern:30									
41	Tube type: Plain Insert:None Fin#: #/m Material:SS 316L									
42	Shell SS 316L ID 162,74 OD 168,28				mm			Shell cover -		
43	Channel or bonnet SS 316L							Channel cover -		
44	Tubesheet-stationary SS 316L							Tubesheet-floating -		
45	Floating head cover -							Impingement protection None		
46	Baffle-cross SS 316L				Type Single segmental Cut(%d) 33,75			HorizSpacing: c/c 90 mm		
47	Baffle-long -				Seal Type			Inlet 163,25 mm		
48	Supports-tube U-bend				0			Type		
49	Bypass seal				Tube-tubesheet joint			Expanded only (2 grooves)(App.A "I")		
50	Expansion joint -				Type None					
51	RhoV2-Inlet nozzle 1963				Bundle entrance 43			Bundle exit 48 kg/(m-s ²)		
52	Gaskets - Shell side -				Tube side			Flat Metal Jacket Fibe		
53	Floating head -									
54	Code requirements ASME Code Sec VIII Div 1				TEMA class R - refinery service					
55	Weight/Shell 139,1 Filled with water 178,4				Bundle 39,4			kg		
56	Remarks									
57										
58										

5.5. Reactor PFR (R-201)

El disseny del reactor R-201 s'ha dut a terme amb l'objectiu d'assegurar una operació segura i eficient de la reacció d'esterificació, d'acord amb les condicions del procés. Per a això, s'ha optat per un reactor de tipus PFR unitubular, la simulació del qual s'ha realitzat mitjançant el programari *Aspen Plus*, que permet una anàlisi rigorosa del comportament del sistema i dels principals paràmetres de disseny.

5.5.1. Reaccions

Les reaccions químiques considerades per a cada compost implicat que formen part del procés, es presenten a continuació.



5.5.2. Model cinètic

Per dur a terme l'estudi cinètic del procés d'esterificació, s'ha utilitzat el model ARANDA, el qual ha demostrat una bona capacitat per descriure el comportament del sistema en reaccions catalitzades. Aquest model considera que la reacció és de primer ordre respecte a l'oli i d'ordre zero pel que fa a l'alcohol.

La velocitat de reacció es defineix mitjançant l'expressió següent:

$$-r_A = k \cdot C_{OIL}^{\alpha} \cdot C_{ROH}^{\beta} \quad (E.5)$$

On:

C_{OIL} és la concentració de l'oli,

C_{ROH} representa la concentració d'alcohol,

$\alpha = 1$ indica una dependència de primer ordre amb l'oli,

$\beta = 0$ reflecteix que la velocitat és independent de la concentració d'alcohol,

k és la constant de velocitat, que varia amb la temperatura segons l'equació d'Arrhenius.

Els paràmetres cinètics utilitzats en aquest estudi han estat obtinguts de la proposta cinètica d'Aranda et al.^[Ref.10], que proporciona els valors corresponents per a sistemes d'esterificació similars.

Els valors dels paràmetres emprats s'indiquen a continuació:

Taula 5.3. Valor cinètics emprats en el disseny del reactor.

Paràmetre	Descripció	Valor
k	Constant de velocitat a una T donada	0.03286
E_a	Energia d'activació	3.785 kcal/mol
T	Temperatura	130°C

5.5.3. Dimensionament

Un cop establerta la cinètica que regeix la reacció, es fa necessari procedir al dimensionament del reactor per tal de garantir que s'assoleixi la conversió desitjada en condicions operatives òptimes. En aquest cas, s'ha fixat una conversió objectiu del 98 %, valor establert com a criteri de disseny amb l'objectiu de maximitzar el rendiment del procés sense comprometre'n la viabilitat tècnica ni econòmica.

S'ha optat per un reactor de tipus PFR unitubular, considerat idoni per a aquest tipus de reaccions. Per tal de determinar les dimensions necessàries per assolir la conversió fixada, s'ha dut a terme una anàlisi de sensibilitat mitjançant el programari *Aspen Plus*, analitzant l'efecte de diferents paràmetres sobre el comportament del sistema.

Aquest estudi ha permès identificar la configuració més adequada del reactor, assegurant el compliment dels requisits cinètics i de conversió plantejats.

5.5.4. Anàlisi de sensibilitat

En l'anàlisi de sensibilitat realitzada mitjançant el programari *Aspen Plus* mencionat anteriorment, s'ha perseguit l'objectiu de determinar les dimensions òptimes del reactor tubular (*RPlug*) per tal d'assolir una conversió del 98% en la reacció d'esterificació. Aquesta anàlisi s'ha fonamentat en la variació de dos paràmetres geomètrics: el diàmetre i la longitud del reactor.

Pel que fa als valors analitzats, s'ha considerat un interval de diàmetre comprès entre 10 cm i 20 cm, i una longitud compresa entre 1 m i 25 m. Per a cada combinació d'aquests valors, s'ha calculat la conversió corresponent. Els resultats obtinguts es presenten a la taula inclosa a l'Annex C.3, on s'indiquen les configuracions que han permès assolir el llindar de conversió establert. Així mateix, s'ha elaborat una representació gràfica que facilita la visualització de l'evolució de la conversió en funció de les dimensions del reactor.

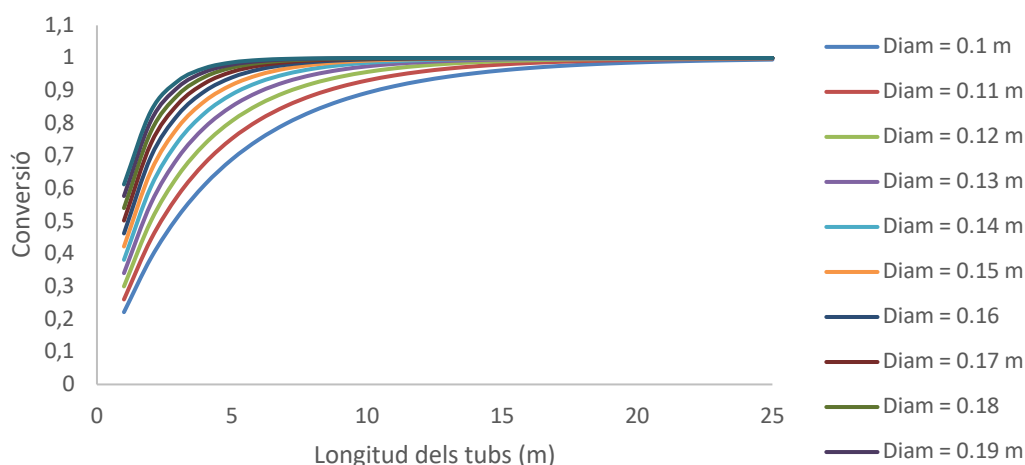


Figura 5.2. Conversió de la reacció en funció del diàmetre dels tubs i la longitud.

S'han analitzat múltiples combinacions de diàmetre i longitud, amb l'objectiu de determinar la configuració més eficient segons el criteri de la conversió assolida per unitat de longitud. Entre totes les opcions considerades, destaca la configuració amb un diàmetre de 0.16 metres i una longitud de 8 metres, la qual ha permès assolir una conversió del 98.77 %, resultant en una eficiència de 0.1235 unitats de conversió per metre.

Aquesta configuració presenta diversos avantatges, entre els quals cal destacar una conversió elevada, pràcticament completa, fet que la fa especialment adequada per a processos en què es

pretén minimitzar la presència de reactius no convertits. Així mateix, la reduïda longitud del reactor comporta una disminució significativa dels costos d'instal·lació, de la necessitat d'espai físic i de les possibles pèrdues de càrrega. El diàmetre escollit ofereix un equilibri òptim entre l'àrea de pas del flux i el volum de reacció, fet que afavoreix un comportament hidrodinàmic eficient.

Finalment, el volum total del reactor és inferior al d'altres configuracions que requereixen dimensions més grans per assolir una conversió similar. Per tot això, aquesta opció representa el millor equilibri entre eficiència de procés, viabilitat tècnica i optimització de recursos constructius, essent per tant la proposta més adequada per al disseny del reactor tubular.

5.5.5. Resultats i fitxa tècnica

Taula 5.4. Resultats obtinguts del dimensionament del reactor.

Paràmetre	Resultat
T disseny (°C)	150.00
P disseny (barA)	10.00
T operació (°C)	130.00
P operació (barA)	9.00
Diàmetre (m)	0.16
Longitud(m)	8.00
Conversió (%)	98.77
Tubs	1

[illegible]

5.6. Flash (F-301)

En aquest apartat es presenta el disseny d'un recipient tipus flash, destinat a separar una mescla líquid – vapor en condicions estacionaries. Aquest recipient opera de forma contínua i aprofita una reducció sobtada de pressió per provocar la vaporització parcial de la mescla alimentada. L'objectiu és aconseguir una separació eficient entre la fase vapor i la fase líquida per gravetat, garantint l'estabilitat de la línia de líquid i minimitzant l'arrossegament de gotes en la sortida de vapor. El disseny ha estat elaborat tenint en compte criteris termodinàmics, hidràulics o mecànics, i complint amb els requisits de la normativa internacional establerta per aquest tipus d'equips.

5.6.1. Procediment de disseny

El procés de disseny s'ha estructurat en diverses etapes.

En primer lloc, s'ha determinat el cabal, la composició i les condicions termodinàmiques de la mescla que entra al flash, dades obtingudes a partir de la simulació del procés global realitzada amb el programari *Aspen Plus*.

Per seleccionar la pressió òptima d'operació del flash, s'ha dut a terme una anàlisi de sensibilitat mitjançant *Aspen Plus*, valorant diferents condicions de pressió entre 1 i 1.2 barA per estudiar l'efecte sobre els cabals de vapor i líquid a la sortida. L'objectiu ha estat escollir la pressió que afavoreix una separació més eficient, incrementant la vaporització dels components més volàtils i assegurant la retenció dels menys volàtils. La temperatura d'operació s'ha calculat automàticament pel simulador, en funció de la pressió seleccionada, considerant l'equilibri termodinàmic del sistema.

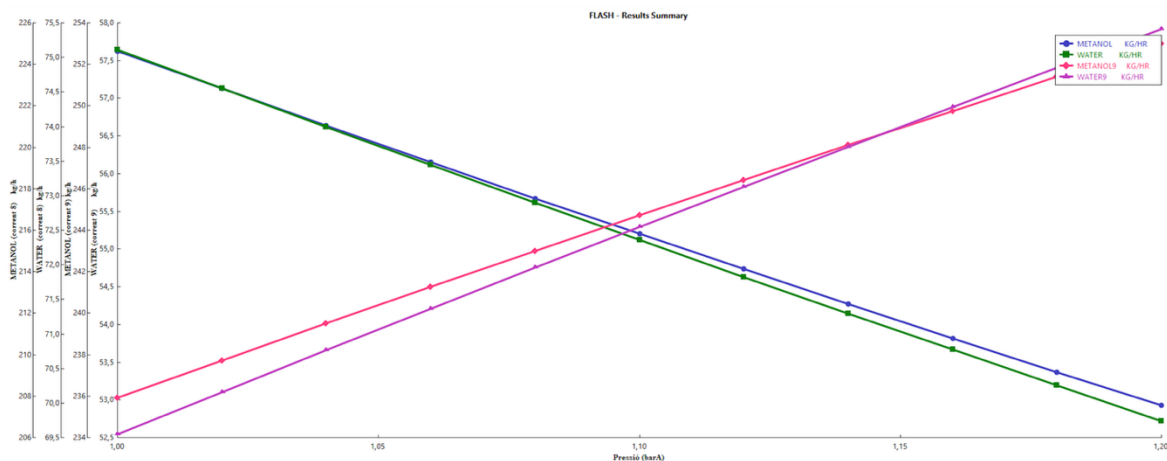


Figura 5.3. Representació gràfica del corrent 8 i corrent 9 de la simulació per al metanol i l'aigua.

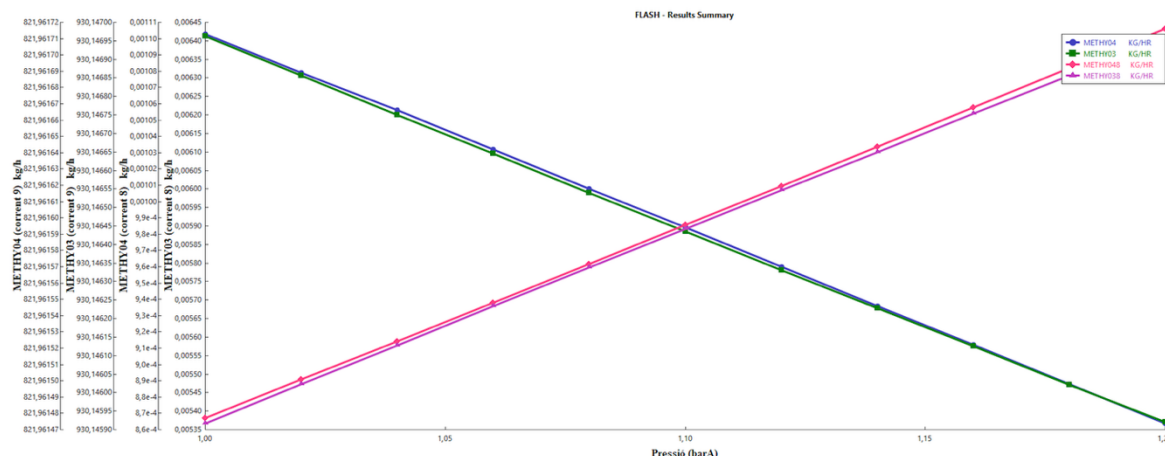


Figura 5.4. Representació gràfica dels resultats de l'anàlisi de sensibilitat, per al Methy 03 i Methy 04 dels corrents 8 i 9 de la simulació.

Com es pot observar en les dues representacions gràfiques, a mesura que la pressió disminueix, la corrent 8 s'enriqueix amb metanol i aigua, mentre que la quantitat de Methy 03 i Methy 04 disminueix. En canvi, per a la corrent 9 es produeix el mateix fenomen però a la inversa, és a dir, disminueix el contingut de metanol i aigua i augmenta la proporció de Methy 03 i Methy 04.

Finalment, s'ha decidit seleccionar una pressió de 1.1 barA. Tot i que la millor pressió per a obtenir la màxima separació al flash seria 1 barA, no es pot operar a aquesta condició ja que la columna de destil·lació hauria de treballar en buit, fet que no és viable des del punt de vista operatiu. Per aquest motiu, s'ha optat per utilitzar una pressió lleugerament més elevada, que tot i que no afavoreix tant la separació, la diferència és mínima i permet un funcionament més segur i estable del sistema.

Un cop definida la pressió d'operació, s'han obtingut les composicions i cabals exactes de vapor i líquid a la sortida del flash, que serveixen de base per al dimensionament de l'equip.

El dimensionament del flash vertical es va iniciar aplicant el criteri de Souders-Brown per determinar la velocitat màxima admissible del vapor, utilitzant un coeficient K de 0.107^[Ref.11], valor típic per a tambors verticals sense eliminador de boira. A partir d'aquest valor, es va calcular l'àrea mínima de la secció transversal i el diàmetre inicial. S'establí un temps de residència de líquid de 7 minuts^[Ref.12], adequat per garantir una separació òptima.

En analitzar el diàmetre inicial, es va detectar que era massa petit, generant una alçada líquida excessiva i poc pràctica. Per això, es va augmentar el diàmetre fins a aproximadament 0.62 metres, la qual cosa va permetre reduir l'alçada de líquid a un valor més raonable i compatible amb les condicions de procés.

Amb el diàmetre ajustat, es van tornar a calcular les velocitats i dimensions, assegurant que es compleixin els criteris de disseny que eviten problemes com l'arrossegament de líquid o la inestabilitat operativa. La longitud total del recipient es va definir sumant l'alçada del líquid, la zona de vapor (igual a l'alçada del líquid) i un espai lliure superior (*freeboard*).

Pel disseny mecànic s'ha utilitzat el codi ASME Secció VIII Divisió 1 per determinar els espessors i garantir la seguretat i durabilitat de l'equip sota les condicions de temperatura i pressió de treball, emprant acer inoxidable 316L per la seva resistència a la corrosió.

Finalment, es van calcular els pesos del recipient buit i ple d'aigua, essent aquesta última la càrrega de servei considerada per avaluar les condicions d'instal·lació i manipulació de l'equip.

El procediment de disseny ha permès obtenir un recipient flash que compleix amb tots els criteris operatius i mecànics requerits. A l'Annex C.4. es presenta el detall complet dels càlculs realitzats, incloent tots els resultats de les dimensions de l'equip.

5.6.2. Resultats i fitxa tècnica

A continuació, a la Taula 5.5. es mostren els resultats obtinguts del disseny de la unitat flash.

Taula 5.5. Resultats obtinguts del dimensionament del equip Flash.

Paràmetre	Resultat
T disseny (°C)	85.3
P disseny (barA)	1.32
T operació (°C)	63.5
P operació (barA)	1.1
Diàmetre (m)	0.62
Altura (m)	2.91
Gruix (mm)	3.00
Volum (m ³)	0.82
MAWP (barA)	3.15
Pressió prova hidràulica (bar)	4.09
Pes (kg)	221.5

1	GENERAL	Manufacturer:										
2		Item: F-301										
3		Description: Flash Drum per separació de vapor i líquid					Position:		Horiz.		X	Vertical
4	OPERATING	Product:		Mescla líquid-vapor								
5		Operating Pressure (eff.)					0.088		kg/cm ² g			
6		Operating Temperature					63.5		°C			
7		Liquid Density					10.8		kg/m ³			
8	DESIGN DATA	Design Pressure (eff.)					0.32		kg/cm ² g			
9		Design Temperature					83.5		°C			
10		Hydrostatic Test (eff.)					2.18		kg/cm ² g			
11		Corr. Allow.	Shell / Heads	2 / 2		mm						
12		Joint Eff.	Shell / Heads	0.85 / 0.85								
13		Code:		ASME BPVC VIII DIV								
14		Radiograph:		NO								
15		Stress Relieve:				Yes		No		X		
16		Seismic:										
17		Wind Load:						N/m ²				
18		Hydrostatic Test (eff.)				2.18		kg/cm ² g				
19	MATERIALS			Thickness		Mat'l Class						
20		Shell		3 mm		AISI 316L						
21		Heads		3 mm		AISI 316L						
22		Lining		mm								
23		Nozzle Necks										
24		Flanges										
25	CONSTRUCTION			Dia.		L / H		Material				
26		Shell		0.62 m		2.91 m		AISI 316				
27		Heads		0.62 m		0.62 m		AISI 316L				
28		Insulation:				X		Yes		No		
29		Fireproofing:						Yes		X		
30		Sandblast:						Yes		X		
31		Paint:				X		Yes		No		
32		Wt. Empty:						221.5		kg		
33		Wt. Full Water:						1038.8		kg		
34		N	Service		Mark		Nº		Size		Rating	
35	O	Entrada Flash		A				1"				
36	Z	LIT		B				2"				
37	Z	PIT		C				2"				
38	L	Sortida Metanol-Aigua		D				3/8"				
39	E	PSV7		E				4"				
40	E	PSV8		F				4"				
41	S	Transmissor de pressió		G				2"				
42	C	Transmissor de nivell		H				2"				
43	H	Transmissor de nivell		I				2"				
44	E	Sortida producte		J				1 1/4"				
45	D											
46	U											
47	L											
48	E											
49												
0												
REV.	DATE		PREP.		APPR.							

DRUM SKETCH

NOTES:

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

5.7. Columna de separació (C-301)

La columna de destil·lació C-101 s'encarrega de separar el metanol de l'aigua després de la reacció d'esterificació. La seva funció principal és obtenir un corrent de cap amb metanol de gran puresa, que es pugui recircular al sistema, i un corrent de fons amb el mínim contingut possible d'aquest compost. La recuperació eficient del metanol és fonamental per millorar el rendiment global del procés i reduir tant el consum de matèries primeres com els costos operatius.

El disseny de la columna s'ha realitzat mitjançant el programari *Aspen Plus*, ajustant diferents paràmetres per assolir les condicions òptimes de separació.

5.7.1. Procediment de disseny

Pel disseny de la columna de destil·lació, s'ha realitzat una anàlisi comparativa en la qual s'ha variat tant el nombre total de plats com la posició del plat d'alimentació. Mitjançant simulacions successives, s'ha determinat que la configuració òptima correspon a una columna de 21 plats, numerats de dalt a baix, amb l'alimentació introduïda al plat número 18. Aquesta disposició ha permès maximitzar la separació entre metanol i aigua, minimitzant així les pèrdues de metanol al corrent de fons.

En l'Annex C.7. es pot consultar la taula comparativa amb els resultats obtinguts per a les diferents configuracions de nombre de plats i ubicacions del plat d'alimentació que s'han considerat durant l'estudi.

A més, s'ha treballat amb diferents valors del *reflux ratio* i del *boil-up ratio*, paràmetres fonamentals per al rendiment de la destil·lació. L'ajust òptim d'aquests valors ha estat clau per millorar l'eficiència de la columna i obtenir un corrent de cap amb metanol d'elevada puresa. Finalment, s'ha determinat que els valors més adequats són un *reflux ratio* de 2.5 i un *boil-up ratio* de 2.4, segons es mostra en la configuració de la unitat C-301 en *Aspen Plus* (Annex C.7.).

Aquestes condicions operatives es van establir mitjançant simulacions iteratives realitzades en *Aspen Plus*, emprant el model de columna *RadFrac*. Es va configurar amb 21 plats, un condensador de tipus parcial (Partial-Vapor) i un reboiler tipus *Kettle*, treballant en condicions d'equilibri vapor-líquid. Aquest programari ha permès avaluar amb precisió l'impacte de cada variable sobre el comportament de la columna, facilitant la selecció de la configuració òptima per a la separació del metanol respecte a l'aigua.

5.7.2. Anàlisi hidrodinàmica

L'anàlisi hidrodinàmica de la columna també s'ha realitzat mitjançant el mòdul específic d'*Aspen Plus*, fet que ha permès dimensionar adequadament els elements interns, seleccionar el tipus d'empaquetament més adient i garantir unes condicions de funcionament segures i eficients. L'objectiu principal ha estat assolir una operació robusta amb un cost mínim, sense comprometre l'eficiència de separació.

La columna C-301 presenta una configuració formada per 19 plats teòrics, amb una distància entre plats de 2,000 mm, que proporciona una alçada útil total de 38 metres. El diàmetre intern és de 310 mm (0.31 m), valor que garanteix un disseny compacte però adequat per als cabals requerits pel procés. Les condicions operatives corresponents són una temperatura de 78.6 °C i una pressió d'un bar, amb una densitat de líquid de 906.8 kg/m³ i una viscositat de 0.3 cP.

Després d'identificar la configuració òptima tal com es detalla a l'Annex C.7. s'ha optat per una configuració interna basada en empaquetament del tipus PALL, reconegut per la seva elevada eficiència de contacte entre fases i per generar una caiguda de pressió molt reduïda.

Aquesta opció és especialment adequada per a sistemes binaris amb compostos de baixa massa molecular i punts d'ebullició similars, com el metanol i l'aigua.

Respecte als aspectes hidrodinàmics, cal destacar que entre els paràmetres operatius clau en una columna es troben el factor d'inundació i el factor de degoteig. Segons s'observa en la figura següent, la unitat està funcionant dins del rang òptim, de manera que no es presenten fenòmens no desitjats associats a aquests factors.

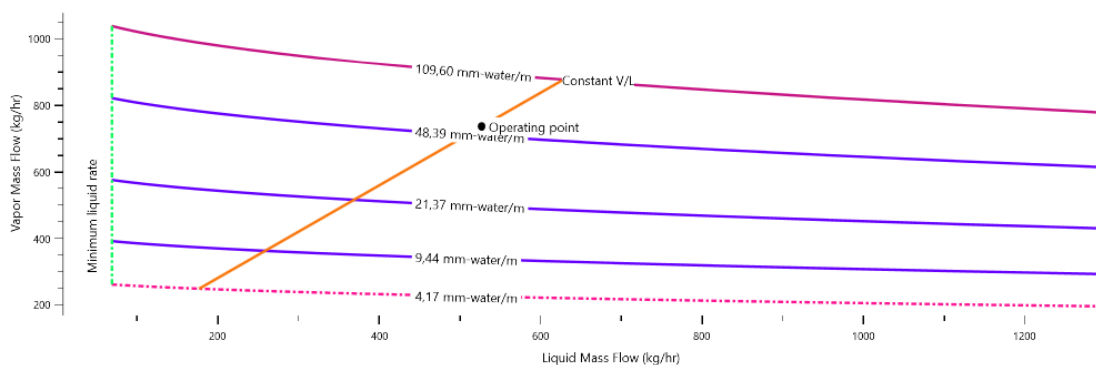


Figura 5.5. Comportament hidrodinàmic de la columna C-301.

A més, s'ha verificat que el disseny funciona per sota del límit d'inundació, amb un nombre adequat de transferències teòriques (HETP) i sense arribar a zones de degoteig ni dumping, garantint una operació estable i eficient. El factor d'inundació estimat és del 65 %, mentre que la caiguda de pressió màxima per plat és de 0.00889 barA, valors plenament compatibles amb els requisits d'aquesta tipologia de columna.

5.7.3. Resultats i fitxa tècnica

S'ha seguit el mateix procediment de càlcul que en el cas del decantador i el recipient flash. Les fórmules i el desenvolupament detallat del càlcul es poden consultar a l'apartat corresponent al recipient flash. A continuació, es mostren els resultats obtinguts del càlcul de la columna en la taula següent.

Taula 5.6. Resultats obtinguts del dimensionament de la columna.

Propietat	Valor	Unitats
Etapa inicial de la secció	2	—
Etapa final de la secció	20	—
Mode de càlcul	Dimensionament	—
Diàmetre de la columna	0.310	m
Alçada empaquetada per etapa	0.105	m
Alçada de la secció	2.00	m
Capacitat màxima % (L/V constant)	83.2	%
Capacitat màxima % (L constant)	81.3	%
Factor de capacitat màxim (Cs)	0.0923	m/s
Caiguda de pressió de la secció	0.00887	barA
Caiguda de pressió mitjana per alçada	45.2	mm-water/m
Caiguda de pressió mitjana (friccional)	44.0	mm-water/m
Màxim volum de líquid retingut per etapa	0.247	l
Velocitat superficial màxima del líquid	11.4	cum/hr/sqm

TOWER DATA SHEET

1	GENERAL	Manufacturer:									
2		Item:	C-301								
3		Service:	Separació metanol aigua								
4		Type:	Columna empacada								
5	OPER. CONDIT.	Product	Metanol i aigua			TOWER SKETCH					
6		Temper.	78,6 °C								
7		Pressure	0 kg/cm ² g								
8		Liquid Density	906,8 kg/m ³								
9		Liquid Viscosity	0,3 cP								
10		Tray Number (Bottom Tray=No.1)	19								
11		Tower Inside Diameter	310 mm.								
12		Tray Spacing	2000 mm.								
13		Max. ΔP per Tray	0,009 kg/cm ²								
14		Minimum Area/Downcomer	m ²								
15	Valves, Bubble Caps / Tray	Packed									
16	Perforations / Tray	PALL									
17											
18	DESIGN DATA	Des.Pr.(eff.)	1,121 kg/cm ² g								
19		Des.Temp.	98,6 °C								
20		Liquid Density	906,8 kg/m ³								
21		Design Range	80 %								
22		Hydr.Test	6,28 kg/cm ² g								
23		Code:	ASME VIII Div 1								
24		Corr.Allow.mm: Shell / Heads	2 / 2 mm.								
25		Joint Efficiency:	85 %								
26		Stress.Rel.:	Yes	X	No						
27		Radiograph:	X	Yes	No						
28		Sandblast:	Yes	X	No						
29		Paint:	X	Yes	No						
30		Insulation:	Yes	X	No						
31		Fireproofing:	Yes	X	No						
32		Wind Load:				N/m ²					
33	Seismic:	Yes		No							
34	Wt.Empty:	114,1 kg									
35	Wt.Full Water:	294,9 kg									
36	T R A Y S	Tray No.	Diam.	Spacing	Material						
37		Thru 2 to 20	310 mm	2000 mm	AISI 316						
38		Thru to									
39		Thru to									
40		Thru to									
41	S N A L S	Contact Device:									
42			Bubble Caps								
43			Valves								
44			Perfor.								
45		Packing:	X								
46	M A T E R I A L	Demister:									
47		Shell-Top	Thick. (mm.)	Mat'l Class							
48		Intermed	3	AISI316							
49		Bottom	3	AISI316							
50		Head-Top									
51		Intermed	3	AISI316							
52		Bottom	3	AISI316							
53		Cone Section									
54		Cladding, Lining									
55											
56	N O O Z Z L E	Service	Mark	No.	Size	Rating	Service	Mark	No.	Size	Rating
57			N					N			
58			P					P			
59			Q					Q			
60		PSV 6	AB		4"			R			
61		Sortida metanol	S		3"			S			
62		Transmissor de pressió	T		2"			T			
63		Entrada columna	U		3/8"			U			
64		Transmissor de temperat	V		2"			V			
65		Recicle reboiler	W		1/8"			W			
66	Transmissor de nivell	X		2"			X				
67	Sortida aigua columna	Y		1/8"			Y				
68	Reflux columna	Z		1/4"			Z				
69	NOTES:										
70											
71											
72											
73											
74											
75											
76											
77											
78											
79	0										
80	REV.	DATE	PREP.	APPR.	 UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI Escola Tècnica Superior d'Enginyeria Química Departament d'Enginyeria Química						
81											

5.8. Decantador (D-301)

Per iniciar el disseny del decantador, el primer pas és obtenir les propietats físiques de cadascuna de les fases presents a la mescla que es vol separar. Aquestes propietats inclouen la densitat, la viscositat i el cabal volumètric de cada fase, dades que són fonamentals per a calcular la dinàmica de la separació. En aquest cas, les propietats físiques es determinen mitjançant el simulador *Aspen Plus*, que permet obtenir informació precisa i adaptada a les condicions operatives reals del procés, com la temperatura i la pressió.

5.8.1. Procediment de càlcul

Un cop es disposa d'aquestes propietats, s'aplica una correlació específica per identificar quina de les fases és la contínua i quina és la dispersa. Aquesta correlació combina les relacions de cabals, densitats i viscositats de les fases per predir el comportament de la mescla i així determinar quina fase forma les gotes disperses dins de la fase contínua. Aquesta informació és clau perquè el disseny del decantador s'adeqüi correctament al règim de flux i als mecanismes de sedimentació propis de cada cas.

El següent aspecte essencial és el càlcul de la velocitat de sedimentació de les gotes de la fase dispersa dins la fase contínua. Per a això, es fa servir una fórmula derivada de la llei de Stokes, que relaciona el diàmetre de les gotes, la diferència de densitats entre les fases, la gravetat i la viscositat de la fase contínua. En aquest disseny, es considera un diàmetre de gota de $1\text{E-}04$ metres, triat com el valor representatiu del cas més desfavorable per garantir la robustesa del disseny. Aquest diàmetre permet calcular la velocitat amb què les gotes es separen per sedimentació o ascensió segons la seva densitat relativa.

Amb la velocitat de sedimentació i les propietats de les fases, es calcula el diàmetre del decantador necessari per garantir que la separació es produeixi de manera eficient. Aquest càlcul es basa en la determinació de l'àrea transversal del flux i el radi hidràulic del tub o recipient, que permeten aplicar el nombre de Reynolds per a la fase contínua i assegurar que el flux sigui laminar ($Re \leq 2300$). Un règim laminar és imprescindible perquè les gotes tinguin temps i condicions òptimes per separar-se sense barrejar-se per efecte de turbulències.

Un cop determinat el diàmetre, es calcula la longitud del decantador mitjançant la relació típica $L/D = 2,5$, que s'aplica a dipòsits horitzontals que treballen amb pressions menors a 250 psi. A més, es consideren els capçals semiesfèrics que formen part del recipient, i que s'afegeixen a la longitud total per garantir la integritat mecànica i l'operativitat del sistema.

També es calcula la banda de dispersió, que correspon a la zona vertical on es produeix la separació efectiva de les fases, i es determina el temps de residència de les gotes dins d'aquesta banda per assegurar que el disseny ofereix les condicions adequades per a una separació completa i eficient.

Finalment, per validar que el disseny és correcte, es comprova que el nombre de Reynolds de la fase contínua es mantingui dins d'uns límits compatibles amb la separació òptima, evitant problemes de turbulència que podrien afectar negativament el rendiment del decantador.

Els espessors de les parets del decantador es calculen d'acord amb el codi ASME, que estableix les normes de seguretat i resistència mecànica per a equips sota pressió, encara que en aquest cas l'operació es realitzi a pressió atmosfèrica. Aquest càlcul té en compte factors com

la pressió interna, la resistència del material i un marge per a la corrosió, que en aquest cas s'ha fixat en 2 mm, garantint així la durabilitat i seguretat de l'equip durant la seva vida útil.

Durant el procés de separació per decantació, s'ha observat un lleu increment espontani de la temperatura del medi. Aquesta observació pot ser atribuïda a dos fenòmens moleculars complementaris, que es descriuen a continuació:

Un dels fenòmens podria ser degut al trencament d'enllaços d'hidrogen entre metanol i àcids grassos no reaccionats.

El metanol és una molècula fortament polar, capaç de formar enllaços d'hidrogen amb grups funcionals polars, com el grup carboxílic (-COOH) present als àcids grassos lliures no esterificats. Aquests enllaços d'hidrogen constitueixen interaccions intermoleculars que estableixen la mescla en fase líquida.

Durant la separació de fases al decantador, les molècules de metanol es desplacen preferentment cap a la fase aquosa o cap a una fase rica en components polars, mentre que els àcids grassos i el biodièsel es concentren en una fase més apolar. Aquesta separació física implica la ruptura d'enllaços d'hidrogen entre el metanol i els àcids grassos. Aquest procés és generalment exotèrmic, ja que el trencament d'interaccions intermoleculars entre molècules menys compatibles condueix a un estat més estable termodinàmicament, amb alliberament d'energia en forma de calor.^[Ref.13]

L'altre fenomen podria ser degut al trencament d'interaccions desfavorables entre compostos polars i apolars: efecte hidrofòbic.

En una mescla com la del biodièsel, coexisteixen compostos amb propietats fisicoquímiques molt diferenciades: metanol i aigua (polars) i biodièsel (apolar). Aquest tipus de mescles són termodinàmicament inestables i tendeixen a separar-se per minimitzar l'energia lliure del sistema.

El procés de separació implica el trencament d'interaccions desfavorables entre molècules polars i apolars. Aquesta reorganització molecular, que porta el sistema cap a una configuració més ordenada (amb fases netament separades), comporta un augment de l'entropia global del sistema i pot anar acompanyada de l'alliberament de calor.

Aquest fenomen es pot relacionar amb l'anomenat efecte hidrofòbic, habitual en sistemes on molècules no polars (com el biodièsel) es segreguen de les molècules d'aigua per formar dominis independents. El procés d'agregació d'aquestes molècules apolars allibera energia a mesura que es redueix la interfase entre ambdós tipus de substàncies.^[Ref.14]

A l'Annex C.5. es pot veure tot el procediment de disseny que s'ha realitzat per dimensionar el decantador.

5.8.2. Resultats i fitxa tècnica

A continuació, es presenten els resultats finals i la fitxa tècnica del decantador, dissenyat per garantir la separació eficient de les fases del sistema i assegurar la viabilitat estructural i operativa de l'equip.

Taula 5.7. Resultats obtinguts del dimensionament del decantador.

Paràmetre	Resultat
T disseny (°C)	61.3
P disseny (barA)	1.21
T operació (°C)	41.3
P operació (barA)	1
Volum total (m ³)	19.7
Diàmetre (m)	2
Longitud (m)	6
Gruix (mm)	4.00
Reynolds fase lleugera	928.4
Reynolds fase pesada	220
Pes buit (kg)	2584.3
Pes ple producte (kg)	15892

[illegible]

6. SEGURETAT

6.1. Anàlisi de risc (Hazop)

Per tal d'avaluar al d'avaluar el risc potencial de l'operació o funcionament incorrecte dels component individuals dels equips, s'ha aplicat el mètode HazOp+miniLOPA.

L'objectiu de l'anàlisi LOPA es determinar si hi ha suficients capes de protecció per un determinat escenari.

Dintre de l'anàlisi LOPA podem trobar:

- Salvaguarda: Qualsevol dispositiu, sistema o acció que interromp la cadena d'esdeveniments que segueix un succés iniciador, com senyals d'alarma.
- Independent Protection Layer (IPL): Una salvaguarda que compleix els requisits de disseny, independència, efectivitat i validació, en definitiva la seva fiabilitat, per exemple: vàlvules de seguretat, parets de contenció, discs de ruptura, intervenció operador, entre d'altres.
- MiniLOPA: El valor N de crèdits d'una IPL correspon a una Probabilitat de Fallada en Demanda (PFD) de 10^{-N} .

Exemple: si una vàlvula de seguretat te una Probabilitat de Fallada en Demanda de 0.0001 = 10^{-4} N val 4 i disminueix 4 nivells la freqüència de la matriu de riscos.

Per això se'n diu anàlisi "miniLOPA" que no LOPA, perquè es treballa amb els exponents.

Anexo 1: Tabla Cualitativa de Categorización de Nivel de Consecuencia				
Nivel 1	Nivel 2	Nivel 3	Nivel 4	Nivel 5
<u>Personas</u>.- Sin consecuencias o herida menor sin baja. Ligero efecto sobre la salud (discomfort, irritación menor). <u>Comunidad</u>.- Sin efecto o molestia al público. <u>Medio Ambiente</u>.- Incidente que no implique notificación a las Autoridades o violación de la Licencia Ambiental. <u>Reputación</u>.- Limitado efecto local. <u>Equipos</u>.- Daño (incl. fuego) mínimo con coste estimado ** de €35,000 – €350,000	<u>Personas</u>.- Herida no severa con posible baja. Efecto menor y reversible sobre la salud (restricción reversible del desempeño). <u>Comunidad</u>.- Molestia al público por ruido u olor. <u>Medio Ambiente</u>.- Incidente que implique notificación a las Autoridades o violación de la Licencia Ambiental. <u>Reputación</u>.- Efecto adverso sobre la opinión pública regional, autoridades locales o grupos de acción. <u>Equipos</u>.- Daño (incl. fuego) medio con coste estimado ** de €350,000 – €3,500,000	<u>Personas</u>.- Una o más heridas severas con baja. Daño mayor e irreversible sobre la salud (restricción irreversible del desempeño). <u>Comunidad</u>.- Heridas menores. <u>Medio Ambiente</u>.- Fuga de sustancias que puedan poner en riesgo la salud/seguridad del público. <u>Reputación</u>.- Efecto adverso sobre la opinión pública nacional, o sobre la modificación de licencias ambientales. <u>Equipos</u>.- Daño (incl. fuego) importantes con coste estimado ** de €3.5MM to €35MM	<u>Personas</u>.- De 1 a 3 muertes o deshabilitación permanente. <u>Comunidad</u>.- Heridas mayores. <u>Medio Ambiente</u>.- Fuga que implique: la evacuación o paro de instalaciones no-Basell, restricciones en la circulación, o afectación al suministro de agua potable. <u>Reputación</u>.- Efecto adverso sobre la opinión pública internacional, o sobre la concesión de nuevas licencias ambientales. <u>Equipos</u>.- Gran/total (incl. fuego) destrucción de una área de producción con un coste estimado **superior a €35MM	<u>Personas</u>.- Incidente mayor con amplias implicaciones, incluido muertes múltiples. <u>Medio Ambiente</u>.- Fuga causante de daños permanentes y severos al medio ambiente externo al site.

** Daños a Equipos incluye recambios y pérdidas de producción.

Figura 6.1. Taula quantitativa amb els nivells de conseqüència.

Consecuencia Frecuencia (Año ⁻¹)	Nivel 1	Nivel 2	Nivel 3	Nivel 4	Nivel 5
10^0					
10^{-1}					A
10^{-2}				B	
10^{-3}			C		
10^{-4}		D			
10^{-5}					
10^{-6}					

Figura 6.2. Matriu de riscos semi quantitativa.

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.

D: No fer res.

A continuació, es troba el Hazop i miniLOPA corresponent a la columna de destil·lació C-301 del P&ID-301.

Paraula Guia	Desviació	Causes	Conseqüències	C	F	R	Protecció	C	F	R	Accions
Més	Més nivell al fons de C-301.	Fallada instrument LT-W3001 (llegeix menor nivell del real). Fallada LC-W3001 (completament tancada).	Inundació de la columna. Sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	Posar alarma d'alt nivell en LT-W3001.
	Més nivell al acumulador	Fallada instrument LT-M3002 (llegeix més nivell del real). Fallada LC-M3002 (completament oberta). Fallada instrument PT-M3001 (llegeix més pressió de la real). Fallada PC-M3001 (completament oberta).	Inundació de la columna. Sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	Posar alarma d'alt nivell en LT-M3002. Posar alarma d'alta pressió en PT-M3001.

	Més nivell al generador de vapor E-302.	Fallada instrument TT-P3004 (llegeix més temperatura). Fallada TC-P3004 (completament tancada).	Inundació de la columna. Sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	Posar alarma d'alta temperatura en TT-P3004.
Menys	Menys nivell al fons de C-301.	Fallada instrument LT-W3001 (llegeix més nivell del real). Fallada LC-W3001 (completament oberta).	Sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	Posar alarma de baix nivell en LT-W3001.
	Menys nivell al acumulador	Fallada instrument LT-M3002 (llegeix menys nivell del real). Fallada LC-M3002 (completament tancada). Fallada instrument PT-M3001 (llegeix menys pressió de la real).	Augmenta el nivell al acumulador i possible sobrepressió lleu.	2	-2	C	Vàlvula de seguretat PSV (1IPL)	2	-3	D	Dissenyar PSV per aquest cas. Posar alarma de baix nivell en LT-M3002. Posar alarma de baixa pressió en PT-M3001.

		Fallada PC-M3001 (completament tancada).									
	Menys nivell al generador de vapor E-302.	Fallada instrument TT-P3004 (llegeix menys temperatura). Fallada TC-P3004 (completament oberta).	El generador E-302 pot no generar suficient vapor. Això pot afectar la columna associada (menys calor). Sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	Posar alarma de baixa temperatura en TT-P3004.
Més	Més flux en l'alimentació C-301.	Fallada PC-P3003 (completament oberta).	Condensació parcial al cap de columna, més líquid de reflux, risc d'acumulació, sobrepressió.	2	-2	C	Vàlvula de seguretat PSV (1IPL).	2	-3	D	Dissenyar PSV per aquest cas. Posar alarma de pressió alta en PT-P3003
	Més flux en el reflux.	Fallada instrument LT-M3002 (llegeix més nivell del real). Fallada LC-M3002 (completament oberta). Fallada instrument PT-M3001 (llegeix més pressió de la real).	Inundació de la columna. Sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	Posar alarma d'alt nivell en LT-M3002. Posar alarma d'alta pressió en PT-M3001.

	Fallada PC-M3001 (completament oberta).									
Més flux en l'entrada de vapor d'aigua en E-303.	Fallada instrument PT-M3001 (llegeix més pressió de la real). Fallada PC-M3001 (completament oberta).	Inundació de la columna. Sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	Posar alarma d'alta pressió en PT-M3001.
Més flux pel fons de C-301.	Fallada instrument TT-P3004 (llegeix menys temperatura). Fallada TC-P3004 (completament oberta).	Inundació de la columna i possible augment lleu de pressió.	2	-2	C	Vàlvula de seguretat PSV (1IPL).	2	-3	D	Dissenyar PSV per aquest cas. Posar alarma de baixa temperatura en TT-P3004.
Més flux de vapor en E-302.	Fallada instrument TT-P3004 (llegeix menys temperatura). Fallada TC-P3004 (completament oberta).	Inundació de la columna i possible augment lleu de pressió.	2	-2	C	Vàlvula de seguretat PSV (1IPL).	2	-3	D	Dissenyar PSV per aquest cas. Posar alarma de baixa temperatura en TT-P3004.

[illegible]

		Fallada TC-P3004.									temperatura en TT-P3004.
No	No flux en l'alimentació C-301.	Fallada PC-P3003 (completament tancada). Falta d'alimentació.	Inestabilitat de la columna amb possibilitat de conicitat en els plats, sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	Posar alarma de baixa pressió en PT-P3003.
	No flux en el reflux.	Fallada LC-M3002 (completament tancada). Falta de reflux provinent del condensador.	Augmenta la temperatura en el cap de la columna i producte fora de l'especificació. Sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	Posar alarma de baix nivell en LT-M3002
	No flux en l'entrada de vapor d'aigua E-303.	Fallada PC-M3001 (completament tancada).	Disminueix la temperatura, possibilitat d'inundació de baixants i goteig. Sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	Posar alarma de baixa pressió en PT-M3001.
	No flux pel fons de C-301.	Fallada TC-P3004 (completament tancada).	Inundació de la columna. Sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	Posar alarma d'alta temperatura en TT-P3004.

	No flux de vapor en E-302.	Fallada TC-P3004 (completament tancada).	Inundació de la columna. Sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	Posar alarma d'alta temperatura en TT-P3004.
Més	Més pressió en C-301.	Foc extern.	Evaporació de la fase líquida de la columna. Trencament catastròfic de la columna i E-303 amb possibilitat d'explosió.	4	-2	B	La vàlvula de seguretat PSV-obrirà(4I PL).	4	-6	D	Dissenyar PSV per aquest cas.
		Fallada PC-P3003 (completament oberta).	Augment de la pressió al entrar més cabal de vapor a la columna.	2	-2	C	La vàlvula de seguretat PSV-obrirà (1IPL).	2	-3	D	Dissenyar PSV per aquest cas.
		Fracció de vapor en l'alimentació més elevada.	Augment lleuger de la pressió, sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	Instal·lar alarma d'alta pressió en PT-P3003.
Menys	Menys pressió en C-301.	Fallada PC-P3003 (completament tancada).	Possible goteig en els plats, sense	-	-	-	-	-	-	-	Posar alarma de baixa pressió en PT-P3003.

			conseqüència de seguretat.								
Més	Més temperatura en C-301.	Fallada PC-P3003 (Completament oberta).	Més flux en la entrada de vapor. Sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	Posar alarma d'alta pressió en PT-P3003.
		Disminució del cabal provinent del reflux.	No flux en el reflux de la C-301. Sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	
		Fracció de vapor major provinent de l'alimentació.	Més pressió en la columna. Sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	
Menys	Menys temperatura en C-301.	Disminució del cabal provinent del reflux.	Disminueix la temperatura de cap, sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	-
		Fracció de vapor menor provinent de l'alimentació.	Augment lleuger del nivell de fons de columna, tema operacional. Sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	-

		Disminució del cabal de vapor d'aigua.	No flux en l'entrada de vapor d'aigua. Sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	-
Altres	Altre composició a l'entrada.	Més quantitat de pesats o de lleugers.	Producte fora d'especificació. Sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	-
	Altra fase en C-301.	Altra fase provinent de l'alimentació.	Més pressió en la columna C-301. Sense conseqüències de seguretat.	-	-	-	-	-	-	-	-
No	No <i>utilities</i>	Fallada cabal d'aigua de alimentació en E-303.	Menys nivell en E-303. Sense conseqüències de seguretat.	=	=	=	=	-	-	-	-
		Fallada cabal de vapor d'aigua.	Veure No flux en l'entrada de vapor d'aigua.	-	-	-	-				
		Fallada aire instruments.	PC-P3003 tanca TC-P3004 tanca PC-M3001 obre LC-M3002 obre LC-W3001 obre								
	No contenció	Pèrdues en C-301 sense existència de cubeta o sistema de retenció per evitar derrames.	Fuga de compostos inflamable cap al exterior. Possibilitats d'ignició i afectar als equips propers.	3	-2	B	Instal·lació d'un cubeto (2IPL).	3	-4	C	Instal·lació d'un sistema de detecció de fugues en els equips.

6.2. Equips de seguretat

6.2.1. Escenaris

Basant-nos en l'estàndard API 520, s'ha dut a terme un estudi tècnic per identificar els possibles escenaris que podrien requerir la instal·lació de vàlvules de seguretat (PSV) en el nostre procés. Com a resultat d'aquesta anàlisi preliminar, s'han determinat els següents escenaris com a potencialment rellevants:

Un dels escenaris més rellevants, que pot conduir a una situació de sobrepressió dins del recipient flash és la fallada de la vàlvula de control situada a l'entrada del sistema. En condicions normals, aquesta vàlvula regula el cabal d'entrada de la corrent de procés que es vol introduir al flash, provenint d'un sistema operant a una pressió notablement superior (al voltant de 9 barA). No obstant això, si per qualsevol motiu la vàlvula de control falla en posició oberta, ja sigui per un error del sistema de control, un problema mecànic o una pèrdua de senyal, es produirà una transferència ràpida i no controlada de fluid cap al flash. Aquest flux sobtat des d'una línia de major pressió pot fer augmentar ràpidament la pressió interna del recipient flash, que habitualment treballa a pressió propera a l'atmosfèrica. Si no s'hi instal·la un sistema de protecció, aquesta pressió pot arribar a valors superiors als límits de disseny del recipient, comportant riscos greus d'integritat mecànica.

Un altre escenari que pot derivar en una situació de sobrepressió és el relacionat amb l'ús del nitrogen com a gas inertitzant o de purga dins del sistema. En aquest cas, es contempla la possibilitat que una vàlvula manual que connecta la línia de nitrogen amb el recipient flash quedi oberta accidentalment. Aquest tipus d'error pot ocórrer per una manipulació incorrecta per part d'un operador o per una manca de procediments adequats durant tasques de manteniment o arrencada. Atès que el subministrament de nitrogen sol provenir d'un sistema amb pressió relativament elevada, aquest flux gasós pot introduir-se dins el flash sense cap mena de regulació, acumulant-se ràpidament i incrementant la pressió interna del recipient. Si no es disposa d'un sistema d'alleujament que permeti evacuar aquest excés de pressió, el recipient podria sobrepassar el seu límit admissible, amb els perills associats.

El següent escenari crític considerat és la fallada de la vàlvula de regulació situada a la sortida del capçal del recipient, la qual té com a funció controlar la pressió del gas evaporat dins el flaix. Aquesta vàlvula manté un cert grau de contrapressió per assegurar el correcte funcionament del sistema, però si fallés en posició tancada per exemple, per una obstrucció o un error de senyal impediria totalment l'evacuació del gas. Com a conseqüència, el vapor generat en el flash continuaria acumulant-se al capçal del recipient, provocant un augment progressiu de la pressió. Aquest escenari, tot i no implicar un flux entrant descontrolat, és igualment perillós ja que la generació de gas pot no tenir sortida. En absència d'una PSV, la pressió interna del sistema podria incrementar-se fins a valors superiors a la pressió de disseny, comprometent greument la seguretat.

També cal considerar l'escenari en què la vàlvula de sortida del líquid situat al fons del recipient flash queda parcialment o totalment obstruïda. En condicions normals, aquesta vàlvula permet el drenatge del líquid condensat després de la separació de fases que es produeix en introduir la mescla a pressió elevada dins el recipient. Tanmateix, una obstrucció podria impedir aquest drenatge, provocant una acumulació progressiva del líquid dins el recipient. Això

donaria lloc a un augment del nivell de líquid que reduiria el volum disponible per a la fase gasosa, fet que pot comportar un increment significatiu de la pressió, especialment si el sistema continua rebent cabal per l'entrada. A més, en cas que la pressió superi el llindar d'activació de la PSV, el fluid evacuat per la vàlvula podria no ser exclusivament gas, sinó una barreja bifàsica de líquid i vapor.

Un escenari crític que sempre s'ha de considerar en el dimensionament de vàlvules de seguretat, segons la normativa API 521, és l'exposició del recipient a una font externa de calor, com pot ser un incendi. Aquest escenari, conegut com a *fire case*, contempla que el recipient es trobi parcialment o totalment immers en una atmosfera calenta produïda per la combustió d'hidrocarburs o materials inflamables a les proximitats. La radiació tèrmica i la convecció provoquen un augment sostingut de la temperatura del contingut del recipient, fet que pot portar a una ebullició ràpida del líquid en el seu interior. Aquesta vaporització accelerada genera una gran quantitat de vapor que no pot evacuar-se pels canals habituals del procés, provocant una pressió interna que augmenta ràpidament.

Cal remarcar que la PSV hauria de ser capaç de protegir el sistema davant de cadascun dels escenaris de sobrepressió descrits anteriorment, ja que tots ells poden suposar un risc real per a la integritat de l'equip si no es disposa d'un sistema de protecció adequat.

Cada un d'aquests escenaris ha estat avaluat tenint en compte els diferents factors de risc, les condicions operatives i la probabilitat que es produeixin. Després d'aquesta valoració, s'ha conclòs que l'escenari més crític, tant per la seva gravetat potencial com per la seva probabilitat d'ocurrència, és *fire case*, l'exposició del recipient a una font externa de calor. Per aquest motiu, s'ha decidit aprofundir en l'estudi i el dimensionament de la PSV corresponent a aquest escenari, amb l'objectiu de garantir la seguretat i la protecció del sistema davant possibles sobrepressions.

6.2.2. Dimensionament PSV-7/8

Una de les situacions més crítiques que pot provocar una sobrepressió en un recipient de procés o dipòsit d'emmagatzematge és la presència d'un incendi extern. Aquest escenari pot incrementar la temperatura del contingut del recipient, causant l'evaporació del líquid o l'expansió del gas que hi ha al seu interior, i com a conseqüència, augmentar la pressió interna fins a nivells perillosos. Per això, és imprescindible dimensionar una vàlvula de seguretat (PSV) que pugui alleujar la pressió generada en aquestes condicions. L'estàndard API 521 (apartat 4.4.13.2.4.2) estableix la metodologia per dur a terme aquest càlcul, especialment per a recipients que contenen líquids.

En primer lloc, cal calcular l'àrea mullada del recipient, que és la superfície en contacte amb el líquid i que podria estar exposada a l'incendi. Aquesta superfície es limita fins a 25 peus d'alçada (aproximadament 7.62 metres) a partir del punt més baix del foc, ja que és l'alçada màxima que es considera afectada directament pel calor radiant de l'incendi. Si el nivell de líquid normal és inferior, s'utilitza aquest nivell. L'equació per obtenir l'àrea mullada (en peus quadrats) és:

$$A_w = \pi \cdot D \cdot h + \frac{\pi \cdot D^2}{4} \quad (\text{E.6.1})$$

On: D és el diàmetre del recipient (m), h és l'alçada mullada (m).

A continuació, es calcula la quantitat de calor absorbida per la superfície exposada. Quan es pressuposa que l'incendi serà detectat i extingit relativament ràpid i que el combustible inflamable podrà ser drenat a temps, s'utilitza la següent expressió:

$$Q = C_1 \cdot F \cdot A_W^{0.82} \quad (\text{E.6.2})$$

On: Q és la calor total absorbida (W), C_1 és una constant proporcionada per l'API (generalment 21000 Btu/h·ft²), F és un factor ambiental, que per a recipients com el flash es pren igual a 1.

Després, es determina la capacitat de descompressió requerida per alleujar la pressió, tenint en compte la calor latent de vaporització del fluid contingut:

$$W = \frac{Q}{L} \quad (\text{E.6.3})$$

On: W és el cabal màssic que ha d'alleujar la PSV (kg/h), L és la calor latent de vaporització del líquid (J/kg), Q és el resultat obtingut en el pas anterior.

Finalment, amb aquest cabal es pot calcular l'àrea mínima requerida de l'obertura de la vàlvula de seguretat utilitzant l'equació de flux recomanada per API 521, vàlida per a sistemes amb pressions de disseny iguals o superiors a 15 psi:

$$A = \frac{W}{C \cdot K_b \cdot (P_{\text{descarrega}} + P_{\text{contrapressió}}) \cdot K} \cdot \sqrt{\frac{T \cdot Z}{M}} \quad (\text{E.6.4})$$

On: W és el cabal màssic que cal descarregar (kg/h), T és la temperatura d'operació del recipient (°C), Z és el factor de compressibilitat del gas, C és un coeficient depenent de la relació de capacitats calorífiques, K és el coeficient de descàrrega de la vàlvula, $P_{\text{descarrega}}$ i $P_{\text{contrapressió}}$ són les pressions respectives (barA), K_b és un factor de correcció per contrapressió, M és la massa molecular del fluid (g/mol).

Per obtenir les propietats termodinàmiques necessàries per al càlcul (temperatura, calor latent de vaporització i relació (Cp/Cv), s'ha utilitzat el corrent que surt pel fons del flash. Aquest corrent s'ha analitzat a una pressió equivalent al 110% de la pressió d'alleujament de la vàlvula de seguretat, i s'ha ajustat la temperatura fins al punt en què el líquid es troba just abans de començar a evaporar-se (amb fracció de vapor igual a zero). Això permet determinar les propietats del fluid en el seu punt d'ebullició a la pressió d'alleujament. Els resultats obtinguts per a aquestes condicions es mostren a la taula següent.

6.2.3. Resultats i fitxa tècnica

Taula 6.2. Paràmetres utilitzats per al càlcul de la vàlvula de seguretat.

Paràmetres	Nomenclatura	Unitats	Valor
Àrea mullada	A_m	m^2	2.95
Diàmetre	D	m	0.62
Altura del foc	H	m	1.36
Calor absorbida	Q	W	104838.6
Factor ambiental	F	-	1
Caudal màssic a alleujar	M_a	kg/h	111.8
Calor latent de vaporització	L	J/kg	3377657
Àrea efectiva de descarrega	A	mm^2	202.2
Capacitat de descarrega	W	kg/h	111.8
Temperatura absoluta del fluid	T	$^{\circ}C$	63.5
Coeficient en funció de la calor específica	C	-	856.3
C_p/C_v	n	-	1.01
Coeficient de descàrrega	K	-	0.975
Factor de correcció	K_b	-	1
Pressió de descarrega	P_1	$barA$	1.46
Factor de compressibilitat	Z	-	0.9798
Pes molecular	M	g/mol	26.8

		RELIEF VALVES					
				REVISION DATE			
				ITEM No.	7		
				TAG No.	PSV		
				VALVE SERVICE	ALLEUJAR SOBREPRESSIÓ		
					F-301		
		MANUFACTURER		Emerson - Style JLT-JOS/JBS			
		TYPE No.		Closed Bonnet			
		NUMBER VALVES REQ'D		1			
		NORMAL SYSTEM PRESS., KG/CM2		1.35			
		NORMAL SYSTEM TEMP., °C		63.5			
		GOVERNING UPSET CONDITION		-			
		ACCUMULATION, PERCENT		-			
		VALVE SIZING CONDITIONS		FLOWING FLUID		Mescla	
				FLOW QUANTITY, M3/H		269	
				FLOW SPECIFIC GRAVITY		0.79	
FLOW TEMP., °C				63.5			
FLOW VISCOSITY, cSt				354.5			
SET PRESSURE, KG/CM2 G				0.312			
ACCUM. INLET PRESSURE, KG/CM2				1.4786			
BACK PRESS., KG/CM2 G				-0.90			
REQ'D ORIFICE AREA, CM2				2.02			
		CONSTRUCTION		SIZING		NOMINAL SIZE INS.	4"
				ORIFICE AREA, CM2/VALVE		3.3	
				TOTAL ACTUAL AREA, CM2		3.3	
				BODY CONN. & RATING -		INLET	4"-150
						OUTLET	6"-150
				MAT'L		BODY	SS 316 L
						BONNET	SS 316 L
				SPRING		SS 316 L	
				ACCESSORIES		RADIATING BONNET	NO
						STYLE TOP	NO
LIFTING GEAR - REG./PACKED	NO						
TEST ROD	NO						
		REMARKS:					

7. MEDI AMBIENT

7.1. Emissions: aire / aigua / sòl

El procés d'esterificació amb metanol i àcids grassos presenta riscos ambientals considerables si no es controlen adequadament les emissions i els efluent generats. A continuació, s'avaluen els impactes potencials sobre l'aire, l'aigua i el sòl, amb les corresponents mesures de control tècnicament justificades per garantir un funcionament segur i sostenible de la planta

7.1.1. Impacte sobre l'aire

El procés presenta un risc rellevant d'impacte sobre la qualitat de l'aire, principalment a causa de l'ús de metanol, un compost altament volàtil. En cas que el sistema no estigui completament tancat, poden produir-se emissions de compostos orgànics volàtils (COVs), especialment a través de fuites en vàlvules, conduccions, connexions i equips com condensadors o columnes de destil·lació. A més, les etapes de separació, com el flash o la columna de destil·lació, poden generar vapors formats per mescles de metanol i aigua, els quals, si no es condensen adequadament, podrien ser alliberats a l'atmosfera.

Aquestes emissions no només suposen un impacte ambiental directe, sinó que també generen riscos laborals importants, ja que el metanol té una toxicitat elevada per inhalació i pot provocar efectes adversos greus en la salut del personal exposat, incloent alteracions del sistema nerviós central i possibles efectes crònics. Per tant, és essencial implementar mesures de control efectives.

Com a mesures de control, es proposa la instal·lació de sistemes de condensació d'alta eficiència per capturar els vapors abans que surtin al medi ambient, especialment a les sortides de la columna de destil·lació i del flash. A més, és important disposar de sistemes de ventilació localitzada equipats amb filtres o torres de rentat, especialment en àrees on es manipulen productes volàtils. Finalment, s'hauria de fer un control continu de la qualitat de l'aire mitjançant sensors de metanol en punts estratègics, amb l'objectiu de detectar emissions difuses i actuar de manera preventiva davant qualsevol desviació.

7.1.2. Impacte sobre l'aigua

En relació amb el medi aquàtic, el procés pot generar diversos tipus d'efluents líquids que han de ser gestionats adequadament per evitar contaminació. Una de les fonts principals és la generació de corrents de rebuig, com ara la corrent I-3001, que pot contenir mescles d'aigua, metanol i àcid metansulfònic (MSA). Si aquestes corrents no es tracten correctament, poden acabar sent abocades com a efluent líquids, suposant un risc important per al medi ambient.

A més, cal considerar les aigües de refrigeració. En cas de fugues internes als intercanviadors de calor (com els equips E-201 i E-301), el metanol podria passar al circuit d'aigua, contaminant-lo i convertint-lo en un residu perillós. Així mateix, els condensats del vapor d'aigua saturat que es generen durant el procés han de ser inspeccionats per assegurar que no continguin restes de metanol ni àcids que poguessin alterar el pH o incrementar la càrrega contaminant del sistema de drenatge.

Com a mesures de control, es proposa recuperar el metanol de la columna de destil·lació mitjançant la corrent M-3004, i reintegrar-lo al procés com a forma de minimitzar pèrdues i evitar emissions líquides. En cas que hi hagi corrents de purga inevitables, aquestes han de ser sotmeses a un tractament adequat, incloent processos de neutralització si contenen àcids com

el MSA, per evitar acidificació del medi receptor. També es recomana dur a terme un monitoratge constant dels efluents líquids mitjançant analítiques de pH, Demanda Química d'Oxigen (DQO) i concentració de metanol, per garantir que els abocaments compleixin amb la normativa vigent abans de ser alliberats al medi o dirigits a tractament.

7.1.3. Impacte sobre el sòl

Finalment, pel que fa al sòl, els principals riscos estan associats a possibles fuites o vessaments de substàncies com metanol, biodièsel o àcids grassos. Aquestes substàncies, si no són contingudes adequadament, poden infiltrar-se al terreny i contaminar tant el sòl com les aigües subterrànies, amb conseqüències ambientals greus i difícils de revertir.

A més, cal tenir en compte que tant el metanol com l'MSA són compostos que presenten una elevada perillositat per la seva toxicitat o capacitat corrosiva. Per tant, un emmagatzematge inadequat o la manca de sistemes de contenció poden augmentar el risc de contaminació accidental, especialment en cas de ruptures o avaries en tancs o canonades.

Per prevenir aquests impactes, és imprescindible que totes les àrees d'emmagatzematge de productes químics comptin amb cubetes de retenció i superfícies impermeables que evitin la infiltració en cas de vessament. Així mateix, s'han d'instal·lar sistemes de detecció de fuites en punts crítics del sistema, com vàlvules, unions i línies de transferència. Finalment, és fonamental disposar d'un pla de contingència específic per a vessaments accidentals, que contempli procediments de contenció i neteja immediata, així com formació específica al personal per actuar de manera ràpida i eficaç.

7.2. Residus: sòlids / líquids / gasosos

En el marc del procés productiu, la gestió adequada dels residus generats és fonamental per garantir la sostenibilitat ambiental i el compliment normatiu vigent. Els residus, en particular les corrents líquides residuals, poden contenir elevades concentracions de contaminants orgànics i inorgànics que, si no es tracten correctament, poden causar un impacte ambiental significatiu.

Aquest apartat té per objectiu identificar i caracteritzar les diferents corrents residuals generades, amb especial atenció a les seves propietats fisicoquímiques, com ara la Demanda Química d'Oxigen (DQO), i altres paràmetres rellevants, per tal d'avaluar la seva capacitat de ser incorporades a les xarxes de sanejament existents o la necessitat d'aplicar tractaments previ a la seva emissió.

L'adequat control i tractament d'aquests residus és essencial per minimitzar els riscos ambientals i complir amb la normativa aplicable a la depuració i abocament d'aigües residuals, garantint així la protecció dels recursos hídrics i la salut pública.

Durant el procés, es generen tres corrents residuals principals que cal gestionar adequadament per garantir el compliment de la normativa ambiental. La primera corrent correspon a la sortida per la capçalera de la columna, per on s'extrau la totalitat del metanol recuperat durant el procés. La segona corrent és la que s'obté pel fons de la columna i conté part de l'aigua generada durant la reacció d'esterificació. Finalment, la tercera corrent correspon a la que surt del decantador, constituïda per una mescla d'aigua, metanol i àcid metansulfònic (MSA). Aquestes corrents residuals requereixen un estudi detallat per determinar les seves característiques i establir els tractaments més adequats abans de la seva emissió o abocament a la xarxa de sanejament.

7.2.1. Corrent de metanol (M-3004)

Respecte al corrent residual de metanol, durant el procés de destil·lació s'aconsegueix una separació molt efectiva d'aquest compost, resultant en una corrent amb una composició gairebé pura. Aquesta alta concentració facilita la seva recirculació directa al procés, permetent un aprofitament òptim dels recursos disponibles. La reutilització d'aquesta corrent no només suposa una reducció en la necessitat d'incorporar metanol fresc, amb el consegüent estalvi econòmic, sinó que també disminueix la generació de residus i l'impacte ambiental associat. Aquest enfocament s'alinea amb les pràctiques de sostenibilitat i eficiència energètica que actualment regeixen el sector industrial. Per tant, la recirculació del corrent residual de metanol esdevé una estratègia clau per a l'optimització del procés, la millora de la seva sostenibilitat i el compliment de la normativa mediambiental vigent.

7.2.2. Sortida d'aigua pel fons de la columna (W-3004)

Per avaluar la qualitat del corrent residual que s'extreu pel fons de la columna, s'ha realitzat un estudi de la Demanda Química d'Oxigen (DQO). Aquest paràmetre és fonamental per determinar la càrrega orgànica que conté l'aigua residual i, per tant, la seva aptitud per ser abocada directament a una Estació Depuradora d'Aigües Residuals (EDAR).

Per calcular la DQO del corrent residual, es determina la quantitat d'oxigen requerida per oxidar completament cadascun dels compostos presents en l'aigua residual. Primer de tot, s'han identificat les reaccions d'oxidació corresponents a cada compost químic. A continuació, s'ha calculat la demanda teòrica d'oxigen utilitzant les relacions estequiomètriques per determinar la quantitat d'oxigen necessària per oxidar una quantitat específica de cada compost. Finalment, es sumen les demandes d'oxigen de tots els compostos presents per obtenir la DQO total de la mostra.

El valor de DQO obtingut en aquest estudi és de 90539 mg/L, un nivell molt elevat si el comparem amb els límits establerts per la EDAR de Tarragona, on la DQO d'entrada màxima permesa és de 600 mg/L. A més, segons l'Agència Catalana de l'Aigua (ACA) i les ordenances municipals d'abocaments, el límit típic per abocar a clavegueram és de menys de 1000 mg/L de DQO.

Això indica que la nostra corrent residual supera àmpliament els valors permesos tant per la EDAR com per la xarxa de clavegueram, fet que impedeix l'abocament directe sense un tractament previ.

Per reduir la càrrega orgànica i la DQO abans d'incorporar la corrent residual a la EDAR, es podrien aplicar tractaments com ara:

- Tractament químic, per exemple, oxidació avançada mitjançant ozó o peroxinitrit, que degraden els compostos orgànics complexes.
- Tractament físic-químic, com la precipitació o adsorció amb carbó actiu, per eliminar matèria orgànica.
- Tractament biològic, mitjançant processos aerobis o anaerobis, que biodegraden els compostos orgànics reduint la DQO.

Aquestes tecnologies permetrien disminuir significativament la DQO, garantint que el corrent residual compleixi amb els requisits per ser tractat a la EDAR, protegint així el medi ambient i complint amb la normativa vigent.

7.2.3. Corrent sortida decantador (I-3001)

Per al tractament de l'última corrent residual s'ha aplicat el mateix procediment que per a la corrent de fons de la columna. En primer lloc, s'ha determinat la demanda química d'oxigen (DQO) mitjançant el càlcul de la quantitat d'oxigen necessària per a l'oxidació completa dels compostos presents en l'aigua residual.

En aquest cas, el valor de DQO obtingut és de 935121.7 mg/L, una xifra molt superior al límit establert per a l'abocament a clavegueram, que segons l'Agència Catalana de l'Aigua (ACA) hauria de ser inferior a 1000 mg/L, i també al límit fixat per l'EDAR de Tarragona. Aquesta elevada càrrega orgànica indica que la corrent residual no pot ser abocada directament ni al clavegueram ni a una estació depuradora d'aigües residuals (EDAR) sense un tractament previ adequat.

Per reduir la DQO i fer viable l'abocament, es poden considerar diversos tractaments:

- Tractaments fisicoquímics, com ara oxidacions avançades (peròxid d'hidrogen, ozó, procés Fenton), precipitació i floculació.
- Tractaments biològics, mitjançant bioreactors aeròbics o anaeròbics per a la degradació de la matèria orgànica biodegradable.

D'aquesta manera, s'aconseguiria disminuir la càrrega orgànica fins a nivells compatibles amb la normativa ambiental i els requeriments de l'EDAR receptora.

A més, en l'anàlisi ambiental de la corrent residual també s'ha identificat la presència d'àcid metansulfònic, amb una taxa d'abocament de 1.30 kg/h. Aquest compost conté sofre, el qual pot oxidar-se en medi aquós a ions sulfat (SO_4^{2-}), bé espontàniament o durant el tractament dins l'EDAR. Si es considera la conversió completa del sofre a sulfat, s'estima una concentració de sulfat de 4688 mg/L, valor que supera àmpliament els límits establerts per l'ACA per a l'abocament a clavegueram (entre 300 i 500 mg/L).

Encara que aquesta reacció d'oxidació no es produeixi dins del propi procés industrial, sinó en fases posteriors de tractament, és responsabilitat de l'empresa preveure aquestes transformacions i garantir que els valors límit no siguin excedits.

Per tal de reduir els nivells de sulfat a valors acceptables abans de l'abocament, es poden implementar els següents tractaments:

- Precipitació química com a sulfat de calci (CaSO_4) o de bari (BaSO_4).
- Resines d'intercanvi iònic específiques per a l'eliminació de sulfat.
- En casos més complexos, tractaments biològics basats en bacteris reductors de sofre, capaços de transformar sulfat en compostos menys problemàtics.

Aquest conjunt de mesures permetria garantir el compliment de la normativa ambiental vigent, evitar possibles sancions administratives i minimitzar l'impacte sobre el medi receptor.^[Ref.15;16;17]

7.2.4. Anàlisi preliminar de la petjada de carboni del procés

Tot i que no s'ha pogut calcular de manera quantitativa la petjada de carboni associada al procés, és evident que tota activitat industrial comporta una certa emissió de gasos d'efecte hivernacle (GEH), ja sigui directament, a través del consum de combustibles fòssils, o indirectament, mitjançant el consum elèctric, l'ús de matèries primeres amb alta intensitat energètica o la generació de residus.

Al llarg del projecte, s'han implementat diverses accions ambientals que, tot i no estar pensades específicament per reduir la petjada de carboni, sí que hi contribueixen positivament. Entre aquestes accions, destaca:

- La identificació i el tractament adequat de les corrents residuals, evitant abocaments contaminants i reduint la càrrega orgànica abans de l'eventual emissió al medi.
- L'eliminació de compostos potencialment problemàtics en fases inicials del procés.
- L'optimització de les operacions per tal de minimitzar el consum de recursos i la generació de subproductes.

Per tal de reduir encara més la petjada de carboni, es podrien considerar accions addicionals com:

- Substituir fonts d'energia fòssil per fonts renovables, com electricitat d'origen solar o eòlic.
- Millorar l'eficiència energètica del procés, per exemple, amb aïllament tèrmic, recuperació de calor o sistemes de control avançats.
- Reduir el consum d'aigua i matèries primeres mitjançant estratègies de reutilització i reciclatge intern.
- Contractar electricitat amb garantia d'origen renovable.
- Optimitzar la logística i el transport per reduir les emissions indirectes associades a la cadena de subministrament.

En conjunt, aquestes mesures contribuirien no només a reduir l'impacte ambiental del procés sinó també a millorar la sostenibilitat global de l'activitat, avançant cap a una economia més circular i amb menys dependència de recursos intensius en carboni.

8. FILOSOFIA DE MANTENIMENT

El manteniment es defineix com el conjunt de tècniques i accions destinades a conservar els equips i instal·lacions en funcionament durant el màxim temps possible i amb el millor rendiment. Una instal·lació que no compta amb un pla de manteniment adequat, orientat a reduir les accions correctives i les aturades imprevistes, pot arribar a perdre almenys un 10% de la producció anual a causa d'avaries que es podrien haver evitat.

Els principals objectius del manteniment són:

- Maximitzar la disponibilitat dels equips i instal·lacions.
- Minimitzar els costos associats al manteniment.
- Allargar la vida útil dels actius.
- Donar suport al departament d'enginyeria en els nous projectes per facilitar el manteniment futur.
- Assegurar el compliment de les normatives i regulacions vigents.
- Planificar i programar les feines durant les aturades programades.
- Garantir la seguretat del personal i la protecció de les instal·lacions.

Existeixen tres tipus principals de manteniment:

Manteniment preventiu: Consisteix en realitzar accions de manteniment de manera periòdica i programada, encara que l'equip no presenti cap problema aparent. L'objectiu és evitar fallades i allargar la vida útil dels equips.

Manteniment predictiu: Utilitza tècniques i tecnologies específiques per supervisar el rendiment dels equips i anticipar possibles fallades. Això permet intervenir just quan és necessari, evitant tant el sobre manteniment com les avaries.

Manteniment correctiu: S'aplica quan un equip o component ja ha fallat o presenta una avaria. Es tracta de reparar o substituir la part afectada per restablir el funcionament normal.

En la taula següent es pot observar de forma visual els avantatges i inconvenients de cadascun dels tipus de manteniments comentats anteriorment.^[Ref.18]

Taula 8.1. Avantatges i inconvenients de cadascun dels tipus de manteniment.

	Correctiu	Preventiu	Predictiu
Costos d'operació			
Parades no planificades			
Avaries catastròfiques			
Despeses en revisions			
Despeses en recanvis			
Recanvis immobilitzats en magatzem			
Pèrdues de producte per falta de disponibilitat de la planta			
Penalitzacions per retards d'entregues			
Qualitat de producte			
Fiabilitat global de la planta			

S'ha realitzat un estudi de la bomba d'engranatges del model ALP3-D-60 del fabricant *Marzocchi Pompe* de les possibles causes de fallada i les possibles solucions per prevenir-les. L'objectiu d'aquest estudi és identificar els possibles factors que poden conduir a fallades i desenvolupar estratègies per la seva prevenció, per tal d'assegurar un funcionament òptim i la major vida útil possible.

Causas d'avaries principals: [Ref.19;20]

- A. Cabal de bombeig inferior al necessari per la bomba.
- B. Sobrecàrrega del motor.
- C. Pressió final de la bomba molt alta.
- D. Sobreescalfament.
- E. Fugues externes de la bomba.
- F. Engranatges trencats.
- G. Funcionament inestable de la bomba.
- H. Soroll excessiu i/o vibracions.

En la taula següent es mostren les possibles fallades comentades anteriorment i les possibles solucions.

Taula 8.2. Possibles causes i solucions de fallada de la bomba ALP3-D-60.

A	B	C	D	E	F	G	H	Possible causa	Solució
X	-	-	-	-	-	-	-	Sentit de gir incorrecte dels engranatges. Fugues internes causades per desgast,	Verificar que la rotació dels engranatges és la correcta i que aquest es troben en correctes condicions i no han patit desgast, si és el cas s'hauran de substituir.
X	-	-	-	-	-	-	-	Obstrucció en la canonada d'alimentació	Netejar la canonada d'alimentació i/o la bomba.
X	-	-	-	-	-	-	-	Formació de bosses d'aire en la canonada d'aspiració.	Instal·lar un purgador d'aire, si així no s'obté un correcte funcionament, canviar la canonada.
X	-	-	-	-	-	X	X	La bomba no es troba purgada correctament, cavitació.	Purgar correctament l'aire del sistema i assegurar que el líquid es troba a un nivell correcte.
-	X	-	-	-	-	-	-	Densitat o viscositat del fluid major a la indicada.	Necessari consultar amb el fabricant.
-	X	X	-	-	-	-	-	Número de revolucions excessiva.	Reduir el número de revolucions.
-	-	-	X	-	-	-	-	Excés de pressió o possible fricció per desgast.	Verificació de la pressió de treball. Inspeccionar i canviar els components desgastats.
-	-	-	-	X	-	-	-	Juntes en mal estat, tornilleria mal ajustada o sobrecàrrega.	Canviar les juntes, ajustar la tornilleria i controlar les condicions d'operació.

-	-	-	-	-	X	-	-	Contaminació del fluid, parell motor excessiu o material inadequat.	Instal·lar filtres per la possible contaminació, limitar la càrrega i utilitzar el material adequats pels components i el servei a realitzar. Substituir els engranatges.
-	-	-	-	-	-	X	-	Coixinets deteriorats	Substituir es coixinets.
-	-	-	-	-	-	-	X	Cabal de bombeig mínim	Augmentar el cabal de bombeig.
-	-	-	X	-	-	X	-	Lubricant escàs, excessiu o inadequat.	Aportar, retirar o substituir el lubricant.

9. AVALUACIÓ ECONÒMICA

Per tal d'avaluar la viabilitat econòmica del projecte, en aquest apartat es calcula el VAN (Valor Actual Net) i la TIR (Taxa Interna de Retorn). Es farà una estimació dels costos d'operació i del cost aproximat de la inversió.

9.1. Cost d'inversió inicial

El cost d'una inversió és aquell que es realitza a l'inici dels projectes. Aquest cost inclou la inversió en vàlvules, equips, instrumentació, muntatge, entre d'altres. Per fer l'estimació de la inversió inicial dels equips, s'ha seguit el model descrit al *Turton*. ^[Ref.21]

Una vegada s'han dimensionat els equips principals del procés, s'han seguit una sèrie d'equacions per tal d'obtenir el cost final de cadascun dels equips.

$$C_{BM} = C_p^o \cdot F_{BM} = C_p^o (B_1 + B_2 \cdot F_M \cdot F_p) \quad (E.9.1)$$

On C_{BM} és el cost indirecte i variable de cada unitat, F_{BM} és el factor multiplicador que té en compte els costos variables i indirectes del projecte, C_p^o és el cost base dels equips a pressió atmosfèrica i utilitzant com a material l'acer al carboni. B_1 , B_2 i F_M són constants i F_p és el factor de pressió dels equips. El cost base dels equips s'ha calculat amb la següent expressió.

$$\log C_p^o = K_1 + K_2 \cdot \log A + K_3 \cdot \log^2 A \quad (E.9.2)$$

On K_1 , K_2 i K_3 són constants, diferents per a cada equip i el paràmetre A fa referència al valor de capacitat de l'equip (m^3) en el cas dels recipients, potència (kW) per a les bombes i compressor i superfície d'intercanvi (m^2) per als bescanviadors de calor.

Un cop calculat el cost base dels equips, s'ha calculat el factor de pressió per a tots els equips amb excepció dels recipients que es pren l'Equació E.9.3.

$$\log(F_p) = C_1 + C_2 \cdot \log(P) + C_3 \cdot (\log(P))^2 \quad (E.9.3)$$

On P correspon a la pressió a la qual opera l'equip i C_1 , C_2 i C_3 són constants que depenen de l'equip i la pressió.

$$F_p = \frac{\left(\frac{P \cdot D}{2 \cdot (850 - 0.6 \cdot P)}\right) + 0.00315}{0.0063} \text{ per espessors} > 0.0063 \text{ m} \quad (E.9.4)$$

Com cap dels recipients té un espessor superior a 0.0063 m es pren com a valor de F_p , 1.

Un cop obtinguts tots els paràmetres, s'obté el valor del CBM, aquests corresponen a l'any 2001, per tant, s'han de passar els valors a l'any 2023 mitjançant l'índex d'inflació CEPCI per calcular els costos equivalents de l'any més recent.

$$Preu_{actual} = Preu_{2001} \cdot \frac{CEPCI_{2025}}{CEPCI_{2001}} \quad (E.9.5)$$

Taula 9.1. Preus equips principals del procés.

Equips	TAG	Unitats	Cost (€)
Mesclador	M-101	1	6000.0
Bomba engranatges	P-101	1	19454.7
Bomba engranatges	P-102	1	19454.7
Bescanviador tubs i carcassa	E-201	1	10351.4
Reactor PFR unitubular	R-201	1	11142.2
Flash	F-301	1	638458.4
Columna de destil·lació	C-301	1	14394.3
Plats C-301		19	11537.4
Bescanviador tubs i carcassa	E-301	1	10351.4
Reboiler	E-302	1	20000.0
Condensador	E-303	1	17000.0
Decantador	D-301	1	80746.6
Cost total dels equips			5153345.8

Per al càlcul de la inversió total, els costos s'han dividit en directes i indirectes, tenint un pes del 70% als costos directes i un 30% als costos indirectes.

Taula 9.2. Cost directe de la inversió.

Costos directes	Percentatge	Cost (€)
Equips	50	5153345.8
Control i instrumentació / Sistemes elèctrics	15	773001.8693
Enginyeria	10	515334.5796
Canonades	10	515334.5796
Estructura	15	773001.8693
Total	100	7730018.693

Els costos indirectes, que inclouen el muntatge, l'enginyeria del projecte, la logística, els permisos i les llicències, la supervisió, entre d'altres, sumen un valor de 3312865.2€.

Així doncs, el cost total de la inversió és de 11042883.9€.

9.2. Costos d'operacionals

Els costos operacionals d'aquest procés es deuen principalment al consum d'energia elèctrica associat al funcionament d'una bomba d'engranatges, ja que la segona bomba instal·lada es manté en reserva per motius de seguretat operativa o de manteniment, i no contribueix habitualment al consum energètic. Així mateix, es té en compte el consum d'aigua de refrigeració als bescanviadors de calor, així com l'ús de vapor per escalfar les corrents de procés quan és necessari. Malgrat tot, tant el cost de l'aigua com el del vapor resulta insignificant en comparació amb el cost global de l'energia elèctrica. Aquestes *utilities* es mostren a la Taula 9.3.

Taula 9.3. Cost anual de les *utilities*.

Costos operacionals		kW	kWh/any	€/kWh	€/any
Electricitat	P-101	0.788	6902.9	0.4	2761.15
		kg/h	T/any	€/T	€/any
Aigua de refrigeració	E-301	3.26E+02	2855.8	0.5	1427.9
Vapor	E-201	3.95E+02	3460.2	50	173010.0
Cost dels treballadors	-	-	-	-	180000.0
Manteniment i reparacions	i			-	220857.7
Depreciació				-	1104288.4
Impostos i assegurança	i			-	1104288.4

De manera que, el cost total és de 2455347 €.

Pel que fa a les matèries primeres del procés, s'utilitzen àcids grassos lliures (FFA), el catalitzador MSA i metanol, amb un cost total de 9149820 €/any. Els preus detallats de cadascun d'aquests components es poden consultar a l'annex E.2.

9.3. Costos fixos

S'estimen que els costos fixos representen el 3% de la inversió inicial. Aquest cost es considera com el cost de manteniment de la planta i té una periodicitat anual. Per tant, aquest valor es veu reflectit com a cost fix i es dedueix dels beneficis per tal d'obtenir el benefici net anual de la planta.

El cost fix és de 331286.5 €.

En conjunt, el cost anual global del procés s'estima en 11936453.5 €/any, valor que serveix de base per a la planificació econòmica i l'optimització dels recursos.

9.4. Cash flow

Per tal d'obtenir el valor del *cash flow*, primer es determinen els ingressos generats per la venda de 17520 tones anuals del biodièsel a un preu de 1190 €/tm. Els ingressos totals anuals sumen 20848800 €. Amb aquesta informació, el *cash flow* es pot calcular mitjançant l'equació E.9.6.

$$CF = Beneficis - Despeses \quad (E.9.6)$$

El resultat del *cash flow* és un flux de caixa constant de 8912346.5 € anual, obtingut en restar les despeses del projecte dels beneficis totals.

Per al present projecte, els fluxos de caixa (CF) es generen de manera constant des del primer any, ja que el sistema opera al 100% de la seva capacitat des del començament. Això implica que no hi ha fases d'increment progressiu en la producció ni ajustos graduals en els beneficis anuals.

El flux de caixa resultant serà estable al llarg dels anys, garantint un volum constant d'ingressos i despeses des de l'inici del projecte, sense fluctuacions derivades de períodes

d'adaptació o ampliació de capacitat. Aquesta estabilitat permet una previsió més senzilla i una planificació financera més clara i precisa.

Taula 9.4. Valors d'inversió, flux de caixa i compte de resultats.

Any	Inversió	Flux de caixa	Compte de resultats
0	-11,042,883.85 €	0.00 €	-11,042,883.85 €
1	0	8,912,346.52 €	-2,130,537.33 €
2	0	8,912,346.52 €	6,781,809.19 €
3	0	8,912,346.52 €	15,694,155.71 €
4	0	8,912,346.52 €	24,606,502.23 €
5	0	8,912,346.52 €	33,518,848.76 €
6	0	8,912,346.52 €	42,431,195.28 €
7	0	8,912,346.52 €	51,343,541.80 €
8	0	8,912,346.52 €	60,255,888.32 €
9	0	8,912,346.52 €	69,168,234.84 €
10	0	8,912,346.52 €	78,080,581.36 €

9.5. Avaluació global del projecte (Anàlisi de sensibilitat, VAN, TIR, Payback)

Un cop obtingut el valor de la inversió inicial i el *cashflow*, s'analitza la viabilitat econòmica del projecte, determinant el Valor Actual Net (VAN), la Taxa Interna de Retorn (TIR) i el *Payback*.

9.5.1. Payback

El període de recuperació de la inversió, conegut com a *Payback*, es calcula dividint el valor de la inversió inicial pel flux de caixa anual generat pel projecte. Aquest càlcul es realitza mitjançant la següent equació:

$$Payback (anys) = \frac{I_0 (\$)}{CF (\frac{\$}{any})} \quad (E.9.7)$$

En aquest projecte, el període de retorn de la inversió és d'1.56 anys. A l'annex E.3 es poden observar la taula amb els càlculs realitzats i a la Figura 9.1. es pot observar la representació gràfica dels fluxos de caixa acumulats.

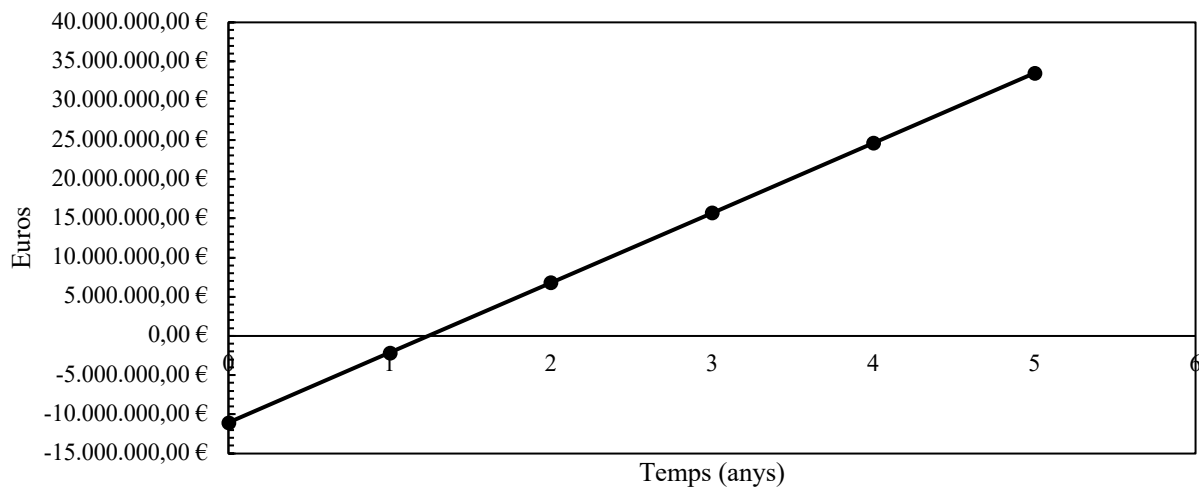


Figura 9.1. Representació gràfica dels fluxos de caixa acumulats.

9.5.2. Valor actual Net (VAN)

Els valors d'interès que s'han triat són de $k=13\%$, $k=15\%$, i $k=20\%$. El VAN pel primer cas és de 20303899.95 €, pel segon cas de 18832683.98 €, mentre que pel tercer cas és de 15610487.85€.

A la Figura 9.2. es mostra el VAN de cada projecte en funció dels anys.

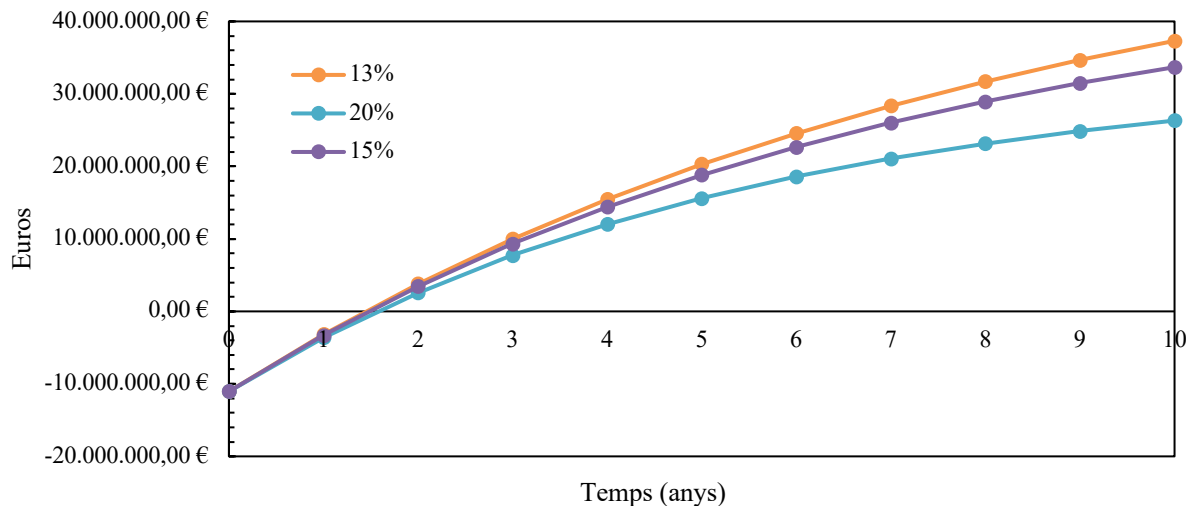


Figura 9.2. Representació del VAN de cada projecte en funció dels anys.

9.5.3. Taxa de Retorn (TIR)

Per analitzar la TIR, primer s'avalua com evoluciona el VAN en funció de la rendibilitat del projecte. Aquesta relació es pot observar representada gràficament a la Figura 9.3., on es mostra la variació del VAN davant diferents taxes de descompte. El procediment de càlcul per a la TIR es troba detallat a l'Annex E.4.

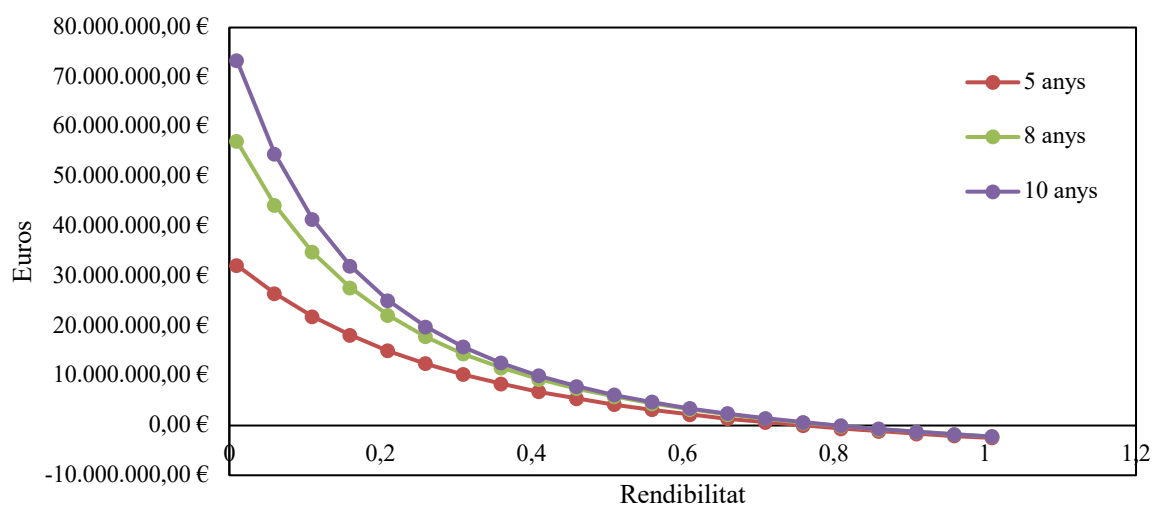


Figura 9.3. Representació de la variació del VAN davant diferents taxes de descompte.

Una vegada s'ha analitzat la gràfica anterior, es determina que el TIR a 5 anys és d'un valor del 74% de rendibilitat, a 8 anys augmenta fins al 78% i per últim als 10 anys la rendibilitat és del 80%. Aquest valors es determinen quan el VAN és 0.

10. CONCLUSIONS

El present Treball de Fi de Grau ha permès abordar de manera integral el disseny conceptual i tècnic d'una unitat d'esterificació, des de les bases inicials fins a l'avaluació econòmica, ambiental i de seguretat del projecte. L'abast establert s'ha complert amb rigor i detall, seguint una metodologia sistemàtica i fonamentada en criteris tècnics, operatius i ambientals.

En primer lloc, s'han definit les bases de disseny del procés, incloent-hi la capacitat de producció, les característiques de les corrents d'alimentació i productes, els criteris de disseny fonamentals i les condicions límit a la frontera de bateria. A continuació, s'ha dut a terme una recerca i comparativa exhaustiva de models cinètics per a l'esterificació, seleccionant-ne el més adequat per a simular el comportament real del sistema. Paral·lelament, s'han estudiat diferents esquemes de procés, escollint el més eficient en termes de rendiment i viabilitat operativa.

Mitjançant el programari *Aspen Plus*, s'ha modelat el reactor d'esterificació, obtenint els balanços de matèria i energia, que han servit com a base per al disseny posterior dels equips i per validar la selecció del model cinètic. Així mateix, s'han desenvolupat els diagrames de blocs i el diagrama de flux de procés (PFD) de la secció d'esterificació, juntament amb els diagrames P&ID del procés i dels equips, cobrint els principals aspectes de control i instrumentació.

En l'àmbit del disseny mecànic, s'ha dut a terme el càlcul i dimensionament dels principals equips de procés, incloent-hi un separador líquid-vapor, un decantador líquid-líquid, una columna de destil·lació, bombes, un intercanviador de calor mitjançant *Aspen EDR* i una vàlvula de seguretat. Aquest procés s'ha complementat amb els càlculs hidràulics de les línies de procés per garantir un funcionament segur i eficient.

A nivell de control, s'ha elaborat una narrativa de control que defineix els llaços principals necessaris per assegurar l'estabilitat del procés. En paral·lel, s'ha realitzat una anàlisi de riscos mitjançant la metodologia HAZOP, identificant possibles desviacions crítiques i proposant salvaguardes adequades.

A més, s'ha dut a terme un anàlisi ambiental detallat, en el qual s'han avaluat les emissions atmosfèriques i les corrents residuals generades per la planta. Aquest estudi ha permès identificar els punts clau per a la minimització d'impactes ambientals i assegurar el compliment de la normativa vigent.

Finalment, s'ha efectuat una estimació de la inversió inicial i dels costos operatius variables, juntament amb el càlcul del Valor Actual Net (VAN). Els resultats obtinguts indiquen que el VAN és positiu, per tant es tracta d'un projecte econòmicament viable i beneficiós a llarg termini.

Aquest projecte ha proporcionat una visió transversal del disseny de processos químics, integrant aspectes tècnics, ambientals, de seguretat i econòmics. Els resultats obtinguts poden servir com a base per a una futura implementació industrial del procés, així com per a estudis d'optimització i sostenibilitat.

11. BIBLIOGRAFIA

- [Ref.1] EN 14214:2012 - *Automotive fuels - Fatty acid methyl esters (FAME) for diesel engines - Requirements and test methods*. CEN, Brussel·les. (2012). *ITeh standards*. (s/f). iTeh Standards. Recuperado el 5 de junio de 2025, de <https://standards.itih.ai/catalog/standards/cen/0a2c5899-c226-479c-b277-5322cc71395d/en-14214-2012a2-2019>
- [Ref.2] TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association). *Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association*. (2019).
- [Ref.3] SECTION VIII Rules for Construction of Pressure Vessels Division 1 2023 ASME Boiler and Pressure Vessel Code An International Code. (n.d.). <https://dl.gasplus.ir/standard-ha/Standard-ASME/ASME%20BPVC%202023%20Section%20VIII%20div.%201.pdf>
- [Ref.4] *Dimensionamiento de válvulas de seguridad. Norma de dimensionamiento: ASME VIII*. (s/f). 520.
- [Ref.5] API RP 52; *Guide for Pressure-Relieving and Drpressuring Systems*; 4ta Edició; Marzo 1997.
- [Ref.6] *Generalitat De Catalunya*. s.f. 03 de 2023. <<http://empresa.gencat.cat/ca/inici>>. (climatologia)
- [Ref.7] Marzoochi Pompe (2022). *Pompe ad Ingranaggi Gear Pumps*. Marzoochi Pompe. <https://www.marzocchipompe.com/sites/default/files/public-downloads/SERIE-ALP-MARZOCCHI-POMPE.pdf>
- [Ref.8] *Thermodynamic properties of saturated steam: Data & charts in bar*. (2003, septiembre 7). Engineeringtoolbox.com. https://www.engineeringtoolbox.com/saturated-steam-properties-d_457.html
- [Ref.9] Steinmeyer, D. (1998). Perry's Chemical Engineers' Handbook. In *Chemical engineering progress* (Vol. 94, Number 11, pp. 75-). American Institute of Chemical Engineers.
- [Ref.10] Aranda, D. A. G., Santos, R. T. P., Tapanes, N. C. O., Ramos, A. L. D., & Antunes, O. A. C. (2008). Acid-Catalyzed Homogeneous Esterification Reaction for Biodiesel Production from Palm Fatty Acids. *Catalysis Letters*, 122(1-2), 20-25. <https://doi.org/10.1007/s10562-007-9318-z>
- [Ref.11] Green, D. W. (2008). *Perry's chemical engineers' handbook* (Eighth edition). McGraw-Hill.
- [Ref.12] GPSA ENGINEERING DATA BOOKS. (2010). *Energy Processing Canada*, 42(3), 16-.
- [Ref.13] Ben David, R., Ben Yaacov, A., & Eren, B. (2023). Hydrogen Exchange through Hydrogen Bonding between Methanol and Water in the Adsorbed State on Cu(111). *The Journal of Physical Chemistry Letters*, 14(10), 2644-2650. <https://doi.org/10.1021/acs.jpcllett.3c00161>
- [Ref.14] Southall, N. T., Dill, K. A., & Haymet, A. D. J. (2002). A View of the Hydrophobic Effect. *The Journal of Physical Chemistry. B*, 106(3), 521-533. <https://doi.org/10.1021/jp015514e>
- [Ref.15] Generalitat de Catalunya. (2003, 13 de maig). *Decret 130/2003, pel qual s'aprova el Reglament dels serveis públics de sanejament* (DOGC núm. 3894, 29 de maig de 2003). Recuperat de <https://portaljuridic.gencat.cat/ca/document-del-pjur/?documentId=322238>
- [Ref.16] Ajuntament de Tarragona. (s. f.). *Agenda 21 Local del municipi de Tarragona (memòria)* [Memòria tècnica]. Ajuntament de Tarragona. <https://www.tarragona.cat/neteja-i-medi-ambient/informacio-ambiental/agenda-21>

[Ref.17] Veolia Water Technologies Iberia. (2013). *Estación regeneradora de agua del Camp de Tarragona* [Informe técnico, Plant Report. *InfoEnviro*, enero-febrero 2013]. <https://www.veoliawatertechnologies.es/estacion-regeneradora-agua-camp-tarragona>

[Ref.18] Teoria de l'assignatura de Manteniment Industrial.

[Ref.19] KQD (21 de maig de 2021). Análisis de 6 Fallas Comunes de Bombas de engranajes. Kequenda Machinery. <https://es.kqdmachine.com/news/analysis-of-6-common-faults-of-hydraulic-gear-46398196.html>

[Ref.20] ROHN (2021). ¿Cuáles son las averías habituales de les bombes de engranajes y que podemos hacer? ROHN. <https://es.enrongmotor.com/news/what-are-the-common-faults-of-gear-pumps-and-what-should-we-do-.html>

[Ref.21] Turton. (2013). Analysis, synthesis, and design of chemical processes/ Richard Turton...[etal.] (4th ed.). Pearson Education International.

[Ref.22] *SECTION II ASME Boiler and Pressure Vessel Code An International Code*.(n.d.). [https://dl.gasplus.ir/standard-ha/Standard-ASME/ASME%20BPVC%202021%20Section%20II%20part%20D%20\(metric\).pdf](https://dl.gasplus.ir/standard-ha/Standard-ASME/ASME%20BPVC%202021%20Section%20II%20part%20D%20(metric).pdf)

[Ref.23] Chongkhong, S., Tongurai, C., Chetpattananondh, P., & Bunyakan, C. (2007). Biodiesel production by esterification of palm fatty acid distillate. *Biomass & Bioenergy*, 31(8), 563–568. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2007.03.001>

[Ref.24] Hayyan, A., Mjalli, F. S., Mirghani, M. E. S., Hashim, M. A., Hayyan, M., AlNashef, I. M., & Al-Zahrani, S. M. (2012). Treatment of acidic palm oil for fatty acid methyl esters production. *Chemical Papers*, 66(1), 39–46. <https://doi.org/10.2478/s11696-011-0102-6>

[Ref.25] Hayyan, A., Alam, Md. Z., Mirghani, M. E. S., Kabbashi, N. A., Hakimi, N. I. N. M., Siran, Y. M., & Tahiruddin, S. (2010). Sludge palm oil as a renewable raw material for biodiesel production by two-step processes. *Bioresource Technology*, 101(20), 7804–7811. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.05.045>

[Ref.26] Chabukswar, D. D., Heer, P. K. K. S., & Gaikar, V. G. (2013). Esterification of Palm Fatty Acid Distillate Using Heterogeneous Sulfonated Microcrystalline Cellulose Catalyst and Its Comparison with H₂SO₄ Catalyzed Reaction. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 52(22), 7316–7326. <https://doi.org/10.1021/ie303089u>

ANNEXOS

A. ANÀLISI D'ALTERNATIVES

A.1. Cinètica del procés

Per tal de determinar les condicions més idònies per a l'estudi de la cinètica, s'ha confeccionat una taula comparativa basada en una revisió de diverses fonts d'informació tècnica i científica. Aquest procés ha permès identificar la cinètica més adequada per optimitzar el rendiment del procés, tenint en compte tant l'eficiència, com la sostenibilitat ambiental, com altres paràmetres.

Taula A.1. Comparació dels diferents tipus de catalitzador.

Article	T (°C)	Catalitzador	Quant. (w/w)	Alcohol	Relació Molar	Conver.	η	FCW/H
[Ref.23]	70	H ₂ SO ₄	1.834%	Metanol	6.5:1	x	x	7.37/5
[Ref.10]	130	H ₂ SO ₄ /MSA	0.01%	Metanol	3:1	90%	x	4.41/31
[Ref.24]	60	MSA	1%	Metanol	8:1	77%	96%	0.96/29
[Ref.25]	60	PTSA	0.75%	Metanol	10:1	90.93%	96%	2.56/29
[Ref.26]	60	H ₂ SO ₄	5%	Metanol	3:1	62%	x	1.40/2

L'anàlisi comparativa de diverses alternatives catalítiques ha permès determinar que l'àcid metansulfònic (MSA) representa l'opció òptima per al procés d'esterificació, atenent criteris d'eficiència, sostenibilitat i viabilitat econòmica. Concretament, s'ha observat que amb una concentració del 0.25% en pes, una relació molar alcohol/FFA de 3:1 i una temperatura de 130°C, el MSA aconsegueix una conversió del 90%, resultats equiparables als obtinguts amb l'àcid sulfúric (H₂SO₄), però amb l'avantatge d'un menor impacte ambiental i una millor biodegradabilitat.

En comparació amb altres metodologies estudiades, l'ús de MSA redueix significativament els requisits de catalitzador, ja que opcions com el PTSA (p-toluensulfònic) requereixen concentracions del 0.75% i una relació alcohol/FFA de 10:1 per assolir una conversió lleugerament superior (90.93%). De la mateixa manera, en processos a temperatures més baixes, com 60°C, s'ha observat que una concentració del 0.25% de MSA amb una relació alcohol/FFA de 8:1 aconsegueix una conversió menor (77%), malgrat obtenir un rendiment elevat (96%). Això posa en relleu la importància de l'ajust de les condicions operatives per maximitzar l'eficiència del procés.

A més dels avantatges ambientals i tècnics, la reducció de la quantitat de catalitzador necessari implica una disminució dels costos associats i una millora en la seguretat del procés, minimitzant la generació de subproductes i facilitant-ne la manipulació.

En conclusió, l'elecció del MSA amb les condicions operatives establertes representa una estratègia òptima per a la producció sostenible d'èsters, combinant alta eficiència, menor impacte ambiental i una major viabilitat econòmica en comparació amb altres alternatives catalítiques.

A.2. Reactor

En aquest apartat, es comparen dos tipus de reactors mitjançant una taula que avalua paràmetres clau com la conversió, el rendiment, les condicions operatives i els costos. Aquesta anàlisi permet determinar l'alternativa més eficient i viable per a la reacció del procés.

Taula A.2. Comparació entre diferents paràmetres del PFR i el CSTR.

Paràmetre	PFR (<i>Plug Flow Reactor</i>)	CSTR (<i>Continuous Stirred Tank Reactor</i>)
Conversió	Més alta, ja que la concentració de reactius decreix al llarg del reactor, mantenint una velocitat de reacció	Menor, ja que la concentració de reactius es manté homogènia, reduint la velocitat de reacció.
Volum Requerit	Menor volum per aconseguir la mateixa conversió	Major volum necessari per assolir la mateixa conversió
Eficiència energètica	Millor control tèrmic, ja que es pot establir un perfil de temperatura òptim amb escalfament extern	Major demanda d'energia per mantenir la temperatura homogènia dins del reactor
Control de temperatura	Fàcil d'optimitzar amb una camisa de calefacció o serpentins	Pot presentar fluctuacions de temperatura per l'agitació constant
Consum de metanol	Optimitzat, ja que es pot dosificar progressivament al llarg del reactor	Major consum, ja que el metanol es dilueix en tot el volum de reacció
Qualitat del producte	Menys subproductes, ja que totes les molècules tenen un temps de residència definit	Possibilitat de reaccions secundàries per la variabilitat en el temps de residència
Separació de l'aigua	Més eficient, ja que es pot integrar amb una columna de separació en línia	Més complexa, ja que l'aigua es pot acumular dins del reactor
Facilitat de control	Més difícil de controlar en temps real, ja que no hi ha agitació interna	Més fàcil de controlar per la mescla homogènia
Cost d'instal·lació	Més elevat, però amb un millor rendiment a llarg termini	Més econòmic, però pot requerir més espai i energia

Després d'analitzar els reactors en el procés d'esterificació d'oli residual amb metanol i àcid metanosulfònic (MSA) a 130 °C, el reactor PFR (*Plug Flow Reactor*) es confirma com la millor opció per la seva alta conversió, eficiència i optimització del consum de metanol.

El PFR permet un millor control tèrmic, minimitza la formació de subproductes i facilita la separació d'aigua, assegurant una qualitat de producte superior. Tot i que el CSTR ofereix avantatges inicials, el PFR destaca en rendiment i reducció de costos operatius.

En el nostre procés, els reactius es barregen amb un mesclador estàtic abans d'entrar al reactor, on s'afegeix el catalitzador. Això elimina la necessitat d'un agitador com en el CSTR, simplificant el sistema i millorant l'eficiència.

A.3. Tipus de bombes

La taula compara diferents tipus de bombes segons criteris com viscositat, resistència, eficiència i cost. Aquesta anàlisi permet identificar l'alternativa més adequada segons les necessitats específiques del procés.

Taula A.3. Característiques de diferents tipus de bombes.

Característica	Bomba D'Engranatges	Bomba de Cavitat Progressiva	Bomba de Cargol
Disseny i funcionament	Dos engranatges giren en sentit contrari atrapant i movent el fluid	Un rotor helicoidal gira dins un estator elastomèric creant cavitats que transporten el fluid	Dos o més cargols engranen i desplacen el fluid contínuament
Capacitat per manejar viscositat	Adequada per a fluids de viscositats mitjanes	Ideal per a viscositat alta, proporcionant un flux estable	Excel·lent per a viscositat altes i molt altes amb flux uniforme
Maneig d'impureses i sòlids	Baixa capacitat per a sòlids	Pot manejar impureses moderades sense problemes	Pot tolerar algunes impureses, però pot patir desgast
Generació de pulsacions	Fluctuacions moderades de pressió per l'acció dels engranatges	Genera pulsacions baixes o nul·les, mantenint un flux constant	No genera pulsacions, amb flux suau i uniforme
Pressió màxima assolible	Alta, capaç de generar pressions elevades	Mitjana, adequada per a flux estable però sense grans pressions	Alta, pot suportar pressions elevades sense variacions
Eficiència energètica	Moderada, amb pèrdues per fregament entre engranatges	Alta, amb un flux suau i menor desgast	Alta, millora amb grans cabals i pressions estables
Resistència a la temperatura	Bona, si els materials són adequats	Moderada, els elastòmers poden degradar-se amb la calor	Excel·lent, dissenyada per treballar a altes temperatures
Manteniment i desgast	Alt, per la fricció contínua entre engranatges	Mitjà, l'estator es desgasta amb el temps	Mitjà-alt, més durabilitat però manteniment més precís
Cost d'inversió o operació	Mitjà, inversió moderada però alts costos de manteniment	Mitjà, equilibri entre cost i durabilitat	Alt, inversió elevada però menor cost operatiu
Adequació per a l'esterificació	Adequada per a olis nets i alta pressió	Òptima per a olis viscós o amb impureses	Bona per a flux constant i sense pulsacions

D'acord amb l'anàlisi comparativa, s'ha determinat que la bomba d'engranatges és l'alternativa més adequada per al nostre procés. La seva capacitat per generar altes pressions, la bona resistència a la temperatura i el seu rendiment eficient en fluids de viscositat mitjana han estat factors determinants en la selecció. Tot i que presenta un manteniment més freqüent a causa del desgast dels engranatges, els beneficis en termes de fiabilitat i eficàcia operativa justifiquen aquesta elecció, assegurant així un funcionament òptim del sistema.

A.4. Aïllament tèrmic de les canonades

A.4.1. Traçat

S'ha elaborat la Taula A.4. per comparar les característiques de diferents tipus de traçats de canonades, per tal d'identificar la millor alternativa segons els paràmetres d'eficiència, fiabilitat i cost.

Taula A.4. Característiques de diferents tipus de traçejats.

Paràmetre	Traçat elèctric	Traçat amb vapor	Traçats amb fluids (oli)	Traçats amb aigua calenta
Capacitat termodinàmica:	Estabilitat tèrmica precisa i ajustable	Alta capacitat de manteniment de temperatures elevades	Transferència tèrmica homogènia i estable	Limitada pel punt d'ebullició de l'aigua
Eficiència energètica:	Alta amb aïllament adequat	Consum energètic elevat per mantenir fase de vapor	Moderada, condicionada per l'eficiència de l'aïllament	Moderada, dependent del flux i aïllament
Complexitat d'instal·lació:	Ràpida, amb requisits d'integració baixos	Elevada, amb necessitats de sistemes auxiliars complexos	Moderada, amb requeriments per a components especialitzats	Baixa a moderada, dependent de la mida del sistema
Riscos operatius:	Sobreescalfament i fallades en la monitorització	Corrosió deguda a la condensació i pressió del vapor	Impacte ambiental per vessaments d'oli i deteriorament del fluid	Congelació en condicions de baixa temperatura si no està aïllat adequadament
Consum energètic:	Elevat amb ús prolongat	Consum elevat per producció i manteniment del vapor	Moderat a elevat, dependent del tipus de fluid utilitzat	Moderat, associat al consum del sistema de calefacció

Impacte ambiental:	Relativament baix, si es controla adequadament	Emissions potencials i risc de corrosió	Fiabilitat alta amb manteniment periòdic del fluid	Fiabilitat alta, però subjecta a condicions ambientals externes
Fiabilitat del sistema:	Fiabilitat moderada alta, depenent de la monitorització contínua	Alta fiabilitat si es mantenen els requisits de seguretat	Moderada a alta, segons el tipus i quantitat de fluid	Baixa a moderada, amb una instal·lació menys costosa
Inversió de capital inicial:	Moderada	Alta	Moderada alta	Baixa moderada

Finalment, com que el nostre procés treballa a una temperatura de 130°C, el millor traçat per a la canonada és el traçat elèctric. Aquest mètode destaca per la seva facilitat d'instal·lació, el control precís de la temperatura i l'eficiència energètica, sempre que estigui ben aïllat. Aquests avantatges el fan especialment adequat per a processos amb temperatures mitjanes com el que es presenta. En canvi, els altres mètodes, com el traçat amb vapor, fluids o aigua calenta, presenten desavantatges importants, com els alts costos d'instal·lació, el manteniment constant o les limitacions en la temperatura màxima assolible, fet que els fa menys apropiats en el nostre procés. Tot i que el traçat elèctric comporta el risc d'un elevat consum d'energia i possibles sobreescalfaments, aquests inconvenients es poden mitigar amb un bon sistema de monitoratge i un aïllament adequat.

A.4.2. Calorifugat

Per tal de minimitzar la pèrdua de calor en el sistema de transport del producte per canonades, aquestes es recobreixen amb materials aïllants tèrmics. Aquests materials coneguts com calorifugats permeten mantenir la temperatura desitjada del fluid en el seu interior, millorant així l'eficiència energètica i actuant com a mesura de protecció de possibles danys externs. El material i disseny de l'aïllament tèrmic varien en funció de les necessitats específiques del sistema i del procés, com poden ser el rang de temperatures, condicions ambientals i requisits de seguretat. A continuació, es presenta una taula on es comparen els principals tipus d'aïllament.

S'ha desenvolupat una taula comparativa per valorar els diversos materials d'aïllament de canonades, amb l'objectiu d'escollir l'opció més adequada per reduir les pèrdues de calor i maximitzar l'eficiència energètica.

Taula A.5. Comparació de diversos materials d'aïllament de canonades.

Paràmetre	Llana de vidre	Escuma de Poliuretà (PUR)	Fibra ceràmica	Escuma electromèrica (cautxú NBR)	Polietilè expandit (EPE)
Capacitat d'aïllament tèrmic:	Excel·lent, bona resistència a altes temperatures	Alt poder d'aïllament, evita pèrdues de calor	Excel·lent, resistència a temperatures extremadament altes	Bona resistència tèrmica, especialment en aplicacions de baixes temperatures	Moderada, adequada per a temperatures baixes
Resistència a la humitat:	No resistent, pot perdre propietats si es mulla	Bon segellat contra lla humitat	Limitada, no és resistent a la humitat	Alta resistència, ideal per ambients amb risc de condensació	Resistència a l'aigua i humitat
Rang de temperatura:	Adequat per a temperatures altes, resistent al foc	Limitat a 100-200 °C	Fins a 1200°C o més, ideal per a condicions extremes	Menor resistència a temperatures molt altes	No adequat per a temperatures altes, rang baix
Facilitat d'instal·lació:	Lleugera i fàcil d'instal·lar	Lleuger i fàcil d'instal·lar	Fràgil, instal·lació més difícil	Flexible, fàcil de tallar i instal·lar	Fàcil de manipular i instal·lar
Cost:	Relativament econòmic	Elevat	Alt	Molt costós	Econòmic
Seguretat:	Necessita equip de protecció, allibera fibres	Pot emetre gasos tòxics en cas d'incendi	Necessita protecció per partícules alliberades	Alta resistència a fongs i bacteris, segur en aplicacions domèstiques	Baix risc, adequat per a aplicacions bàsiques
Aplicacions:	Canonades amb requisits d'aïllament tèrmic i acústic	Per evitar pèrdues de calor en canonades	Aplicacions industrials d'alta temperatura	Canonades amb risc de condensació i fongs	Aplicacions senzilles com canonades d'aigua freda

S'ha optat per la llana de vidre com a material d'aïllament a causa del seu bon equilibri entre cost i beneficis. Després d'analitzar diferents alternatives, la llana de vidre ha destacat per la seva excel·lent capacitat d'aïllament tèrmic, la seva resistència al foc i el seu bon rendiment

com a aïllant acústic, tot això a un cost raonable. A més, la seva lleugeresa i facilitat d'instal·lació la fan una opció pràctica i eficient per a projectes d'aïllament.

Malgrat que presenta certes limitacions, especialment en relació amb la humitat i la necessitat de protecció durant la manipulació, aquests aspectes no superen els avantatges que ofereix en la majoria de contextos d'ús. La seva disponibilitat al mercat i el preu competitiu en comparació amb altres materials també la converteixen en la millor opció. Així doncs, s'ha arribat a la conclusió que la llana de vidre és l'opció òptima per assolir un bon rendiment cost-eficàcia.

A.5. Geometria Decantador

L'elecció de la geometria adequada per al decantador és un dels punts clau per garantir una separació eficient de fases líquid-líquid. En sistemes en règim continu amb diferència de densitat reduïdes i una fase minoritària, la geometria influeix directament en l'estabilitat de la interfase, el temps de residència, la facilitat d'extracció de les fases, i la integració del sistema dins de la planta. A continuació, es presenta una comparació entre les dues tipologies més habituals: decantador cilíndric horitzontal i decantador rectangular.

A la taula següent es descriuen avantatges i inconvenients de cada tipus:

Taula A.6. Característiques de la geometria del decantador.

Paràmetre	Circular horitzontal	Rectangular
Eficiència de separació	Molt alta. Superfície de separació ampla i estable, ideal per sistemes líquid-líquid	Moderada. Dependrà molt de la relació longitud-alçada i del disseny interior
Control de la interfase	Altament controlable mitjançant sensors de nivell	Visualment fàcil, però automatització menys precisa per la geometria angular
Estabilitat de la interfase	Molt bona. Interfase definida al llarg de tota la longitud del tanc	Pot presentar inestabilitats a les cantonades i fluctuacions si el cabal varia
Zones mortes o d'acumulació	Pràcticament inexistents. Geometria evita punts de retenció de fase lleugera o pesada	Zones mortes habituals a les cantonades, risc de contaminació creuada o arrossegament
Construcció i cost	Més costos per grans volums o longituds	Construcció més econòmica, sobretot en plantes amb espai horitzontal disponible
Integració a la planta	Requereix més longitud però poca alçada. Pot dificultar la seva ubicació en espais estrets	Més compacta en altura i fàcil d'encastar en estructures modulars o verticals
Operació i manteniment	Molt estable. Poc manteniment si no hi ha emulsions	Pot requerir més purgues manuals i neteges si hi ha acumulació de sòlids o emulsions

Eficiència volumètrica	Alta. Relació superfície-volum favorable per a la separació gravitatòria	Pot ser baixa si el tanc és curt o massa alt, menor temps de residència útil
------------------------	--	--

Tenint en compte les característiques específiques del sistema analitzat, com ara la separació líquid-líquid contínua, la baixa diferència de densitat ($\sim 15 \text{ kg/m}^3$), la fase minoritària ($\sim 9\%$ del cabal) i la necessitat de mantenir una interfase ben controlada i estable, es conclou que el decantador horitzontal cilíndric és la millor opció per a aquest procés.

Aquesta geometria ofereix una superfície de separació àmplia i contínua, evita zones mortes, i permet un control de la interfase molt més precís, fet que redueix significativament el risc d'arrossegament de fases. A més, el seu funcionament es pot automatitzar fàcilment mitjançant sensors de nivell i sistemes de control de vàlvules, millorant la fiabilitat i la seguretat operativa. Tot i que pot implicar una inversió inicial lleugerament superior i una ocupació longitudinal major, els avantatges operatius, de control i d'eficiència compensen clarament aquesta elecció.

B. CÀLCULS ÀREA TERRENY

A partir de la imatge aèria obtinguda de la ubicació amb coordenades aproximades $41^{\circ}06'25.7''\text{N}$, $1^{\circ}11'03.2''\text{E}$, s'ha realitzat una estimació de la superfície del terreny delimitat mitjançant les mesures lineals indicades en el perímetre. Les distàncies entre els punts que defineixen el contorn del terreny són les següents:

- Segment 1: 828.75 metres
- Segment 2: 200.00 metres
- Segment 3: 400.00 metres
- Segment 4: 600.00 metres

A causa de la geometria irregular del recinte, s'ha optat per una aproximació basada en la descomposició del polígon en dues figures geomètriques:

Un trapezi definit per les dues bases de 828.75 m i 400 m i una altura de 200 m.

Un triangle que completa la superfície inferior, amb una base de 600 m i una altura estimada de 300 m.

Els càlculs realitzats pel trapezi son els següents:

$$A_{\text{trapezi}} = \frac{(828.75 + 400.00)}{2} \cdot 200$$

$$A_{\text{trapezi}} = \frac{1228.75}{2} \cdot 200$$

$$A_{\text{trapezi}} = 614.375 \cdot 200$$

$$A_{\text{trapezi}} = 122.875 \text{ m}^2$$

Els càlculs realitzats pel triangle son els següents:

$$A_{\text{triangle}} = \frac{600 \cdot 300}{2}$$

$$A_{\text{triangle}} = 90.000 \text{ m}^2$$

Per tant, la suma de les àrees equival a la superfície del terreny.

$$A_{\text{TOTAL}} = A_{\text{trapezi}} + A_{\text{triangle}}$$

$$A_{\text{TOTAL}} = 122.875 + 90.000$$

$$A_{\text{TOTAL}} = 212.875 \text{ m}^2$$

C. DIMENSIONAMENT DELS EQUIPS

C.1. Bomba d’engranatges

Primerament, es mostren les condicions del corrent d’aspiració.

Taula C.1. Condicions del corrent d’aspiració.

Variable	Valor
Pressió (barA)	2.500
Temperatura (°C)	21.390
Cabal (L/min)	47.903
Viscositat (cSt)	6.665
Velocitat (m/s)	0.825

Com que es tracta d’una bomba d’engranatges, per tal de seleccionar el model adequat és necessari conèixer el cabal d’aspiració i la velocitat de rotació. El cabal ja és conegut, i és esmentat en la taula anterior. En el cas de la velocitat de rotació, s’obté a partir del valor del cabal, realitzant la conversió d’unitats i dividint pel valor del desplaçament de la bomba (V), tal com es mostra en l’Equació E.C.1.

$$n = Q \cdot \frac{1000}{v}$$

(E.C.1)

S’ha obtingut un valor de 1228 rpm, és implementat en la corba característica de la bomba per tal de trobar el model més adequat per aquesta operació.

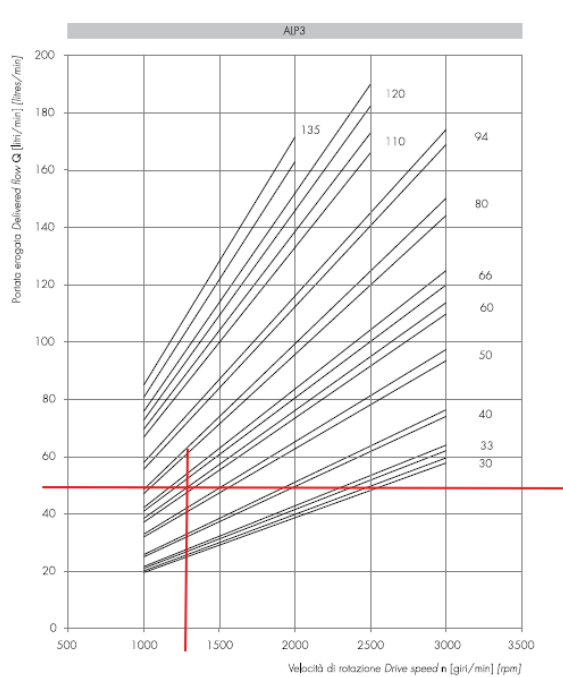


Figura C.1. Corba característica de la bomba ALP3 en funció del cabal i la velocitat de rotació.

Mitjançant la Figura C.1. s’ha obtingut que el model més adequat per aquesta operació és el ALP3-D-60.

Seguidament, es procedeix al càlcul de la potència i del NPSH disponible.

Per tal de procedir al càlcul de la potència que es absorbida pel fluid, el catàleg proporciona la següent equació.

$$P = \frac{Q \cdot \Delta P}{600 \cdot \eta_{tot}} \quad (\text{E.C.2})$$

$$\eta_{tot} = \eta_{hm} \cdot \eta_{vol} \quad (\text{E.C.3})$$

Els valors de les eficiències son valors indicatius mostrats en el catàleg.

En la següent taula es mostren els valors tant de les variables emprades per realitzar els càlculs com el resultat dels mateixos.

Taula C.2. Valor de les variables emprades per a realitzar els càlculs i resultats.

Variable	Valor
Cabal (L/min)	47.903
ΔP (bar)	7.500
η_{hm}	0.800
η_{vol}	0.950
η_{tot}	0.760
P (kW)	0.788

A partir del valor calculat de la potència, es procedeix al càlcul del NPSH emprant l'Equació E.C.4.

$$HPSH = \frac{P}{\rho \cdot g} \quad (\text{E.C.4})$$

Taula C.3. Valor de les variables emprades per a realitzar els càlculs i resultats.

Variable	Valor
P (kW)	0.788
ρ (kg/m ³)	906.800
g (m/s ²)	9.810
NPSH (m)	$8.858 \cdot 10^{-5}$

Finalment, el model escollit és el ALP3-D-60 del fabricant Marzocchi Pompe.

En la següent taula, es mostra un resum de les condicions en que treballarà la bomba.

Taula C.4. Condicions de treball de la bomba.

Variable	Valor
Cabal (L/min)	47.903
Viscositat (cSt)	6.665
Velocitat (m/s)	0.825
ΔP (bar)	7.500
P (kW)	0.788
NPSH (m)	$8.858 \cdot 10^{-5}$

En l'Apartat 5.3. es troba el full d'especificacions de la bomba.

C.2. Bescanviador de calor (E-201)

En aquest apartat es presenten les dades completes corresponents a les diferents iteracions realitzades durant el procés de disseny i optimització del bescanviador de calor, sense tenir en compte el sobredimensionament del 20%. La taula comparativa inclou tots els paràmetres més rellevants que s'han anat ajustant en cada versió del disseny, així com els resultats tècnics obtinguts, per tal de mostrar de manera clara i detallada l'evolució o els canvis aplicats.

Taula C.5. Comparació dels 5 dissenys de bescanviador de calor.

Paràmetre	1	2	3	4	5
Tipus	BEM	BEM	BEM	BEM	BEM
Superfície total (m ²)	3.7	4.3	3.3	3.7	3.7
Nº tubs	26	36	49	60	60
Longitud de tub (mm)	2438.4	2438.4	1771.65	1600	1600
Diàmetre exterior del tub (mm)	19.05	15.88	12.7	12.7	12.7
Diàmetre interior del tub (mm)	14.83	13.39	11.58	11.58	11.58
Passos <i>Shell/tube</i>	1/2	1/2	1/4	1/2	1/2
Configuració de tubs	2	2	4	2	2
Velocitat <i>Shell Side</i> (m/s)	0.24/0.29	0.13/0.17	0.13/0.14	0.13/0.16	0.19/0.27
Velocitat <i>tube side</i> (m/s)	4.33/8.6	4.32/8.59	6.97/13.9	3.47/6.89	3.47/6.89
Pèrdua de pressió <i>shell side</i> (barA)	0.5/0.072	0.5/0.05	0.5/0.05	0.5/0.050	0.50/0.05
Pèrdua de pressió <i>tube side</i> (barA)	0.3/0.025	0.3/0.029	0.3/0.076	0.3/0.023	0.3/0.023
Potència transferida (kW)	221.4	221.4	221.4	221.4	221.4
LMTD (°C)	90.61	90.6	90.49	90.62	90.62
Coef. global U net (W/m ² ·K)	1023.9	857.9	1212.3	1029.7	1101.3
R total (m ² ·K/W)	0.00098	0.00117	0.00082	0.00097	0.00091
<i>Baffles</i> : tipus	Single segmental	Single segmental	Single segmental	Single segmental	Single segmental
Espaiament entre bafles (mm)	50.8	160	82.55	110	90
Nombre d'unitats paral·lel/sèrie	1/1	1/1	1/1	1/1	1/1
Problema TEMA	NO	NO	NO	NO	NO

Després d'analitzar en detall totes les configuracions proposades, es pot observar que cada versió presenta característiques tècniques diferents que influeixen en el rendiment del bescanviador de calor. La comparació exhaustiva permet identificar les millores en coeficients

de transferència, pèrdues de carrega, àrees d'intercanvi i disposicions constructives al llarg de les iteracions

Aquest conjunt de dades facilita la comprensió dels compromisos entre eficiència tèrmica, cost i viabilitat mecànica, mostrant com cada paràmetre ajustat incideix en el comportament global del disseny. L'anàlisi comparativa és clau per validar les decisions preses i assegurar que la configuració final s'ajusta als objectius tècnics i econòmic del projecte.

C.3. Reactor PFR (R-201)

En els annexos següents es presenten els valors obtinguts a partir de l'anàlisi de sensibilitat realitzat amb el simulador *Aspen Plus*. A partir d'aquestes dades, s'ha calculat la conversió per a cada cas mitjançant la fórmula següent.

$$\text{Conversió} = \frac{(FAO - FA)}{FAO} \quad (\text{E.C.5})$$

Un cop calculades totes les conversions, s'han seleccionat aquelles que assoleixen un valor del 97%. Cal destacar que la conversió s'ha calculat només per a un dels compostos, ja que és igual per a tots. Els resultats corresponents es poden consultar a la taula C.6.

Taula C.6. Resultats de la conversió del anàlisi de sensibilitat.

Row/Case	Status	Diàmetre (m)	Longitud (m)	NDOD01 KG/HR	Conversió
19	OK	0,1	19	0.407	0.983
20	OK	0,1	20	0.332	0.986
21	OK	0,1	21	0.270	0.989
40	OK	0,11	15	0.485	0.980
41	OK	0,11	16	0.378	0.985
42	OK	0,11	17	0.295	0.988
63	OK	0,12	13	0.431	0.982
64	OK	0,12	14	0.321	0.987
86	OK	0,13	11	0.443	0.982
87	OK	0,13	12	0.313	0.987
134	OK	0,15	9	0.315	0.988
158	OK	0,16	8	0.301	0.988
230	OK	0,19	5	0.495	0.980
255	OK	0,2	5	0.332	0.986

C.4. Flash (F-301)

El dimensionament del equip s'ha realitzat considerant les condicions de funcionament del sistema i aplicant criteris de disseny típics per garantir una separació eficient entre la fase líquida i la fase vapor. A continuació es detalla el procediment seguit, explicant les fórmules utilitzades i les consideracions adoptades.

C.4.1. Velocitat màxima admissible del vapor (criteri de Souders-Brown)

Per tal de dissenyar adequadament el recipient *flash*, primerament s'han extret totes les dades necessàries mitjançant una simulació del procés al programari ASPEN Plus, el qual proporciona els cabals màssics i volumètrics de les fases vapor i líquid, així com les seves densitats corresponents. A partir d'aquestes dades, s'ha procedit al càlcul de les dimensions del *flash drum*, tenint en compte criteris de seguretat, eficiència de separació i bones pràctiques d'enginyeria, basant-nos en normatives com el GPSA *Engineering Data Book*.

Per evitar que el vapor arrossegui gotes de líquid cap a la sortida superior, és fonamental limitar la seva velocitat. Això es fa mitjançant l'equació empírica de Souders-Brown. K és un coeficient empíric, típicament entre 0.10 i 0.35 m/s. Per un *flash drum* vertical sense eliminador de boira, es pren $K = 0.107$ m/s.

$$v_{m\grave{a}x} = K \cdot \sqrt{\frac{\rho_L \cdot \rho_V}{\rho_V}} \quad (\text{E.C.6})$$

Taula C.7. Resultat obtingut de la velocitat màxima del vapor.

Paràmetre	Valor
Velocitat màxima (m/s)	2.90

C.4.2. Àrea mínima de secció transversal per al vapor

Amb la velocitat màxima establerta, es calcula l'àrea mínima requerida per garantir que el vapor circuli a una velocitat segura:

$$A = \frac{Q_V}{v_{m\grave{a}x}} \quad (\text{E.C.7})$$

Aquest valor permet calcular un primer diàmetre del recipient:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \quad (\text{E.C.8})$$

Taula C.8. Resultats obtinguts de l'àrea i el diàmetre mínims.

Paràmetre	Resultat
Àrea (m ²)	0.031
Diàmetre (m)	0.198

Tot i que aquest diàmetre és teòricament suficient per al pas del vapor, és massa petit i genera una alçada de líquid excessiva, com es veurà a continuació.

C.4.3. Volum requerit per al líquid

Per garantir una separació adequada i una certa estabilitat del nivell, cal assegurar un temps de residència suficient per al líquid. Els estàndards industrials recomanen entre 5 i 10 minuts; s'ha decidit utilitzar un valor de 7 minuts (420 s).

$$V_L = Q_L \cdot t \quad (\text{E.C.9})$$

Amb l'àrea de base prèviament calculada:

$$h_L = \frac{V_L}{A} \quad (\text{E.C.10})$$

Taula C.9. Resultats obtinguts del volum i l'alçada del líquid.

Paràmetre	Resultat
Volum líquid (m ³)	0.412
Alçada líquid (m)	13.3

Una alçada líquida de més de 13 metres no és pràctica per a un vessel vertical. Per aquest motiu, s'ajusta el diàmetre.

C.4.4. Ajust del diàmetre

Per reduir l'alçada del recipient, s'augmenta el diàmetre a un valor més raonable. S'ha decidit augmentar al diàmetre a $D = 0.62$ m.

$$A = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \quad (\text{E.C.11})$$

Amb aquest nou diàmetre, es torna a calcular la velocitat real del vapor:

$$v = \frac{Q_V}{A} \quad (\text{E.C.12})$$

Taula C.10. Resultats obtinguts de l'àrea i la velocitat real del vapor.

Paràmetre	Resultat
Diàmetre (m)	0.62
Àrea (m ²)	0.30
Velocitat (m/s)	0.30

Aquest valor és molt inferior a la velocitat màxima de disseny (2.90 m/s), per tant el diàmetre és segur i acceptable.

C.4.5. Càlcul de l'alçada del equip

Amb l'àrea nova, l'alçada necessària per allotjar el líquid és:

$$h_L = \frac{V_L}{A} \quad (\text{E.C.13})$$

Per sobre del nivell del líquid, es reserva una zona per a l'acumulació de vapor de la mateixa alçada que la del líquid:

$$h_V = h_L \quad (\text{E.C.14})$$

A més, s'inclou una zona lliure de seguretat o “freeboard”, habitualment de $0.3 \cdot D$, per evitar desbordaments, escumes o vibracions en condicions variables:

$$Freeboard = 0.3 \cdot D = 0.186 \text{ m}$$

Sumant totes les alçades:

$$H = h_L + h_V + freeboard \quad (E.C.15)$$

Taula C.11. Resultats obtinguts de l'àrea i la velocitat real del vapor.

Paràmetre	Resultat
Alçada del líquid (m)	1.36
Alçada del vapor (m)	1.36
Freeboard (m)	0.186
Alçada total (m)	2.9

Aquest disseny assegura una separació eficient entre vapor i líquid, un funcionament estable i una construcció viable a nivell industrial. El recipient compleix amb els criteris recomanats per les guies d'enginyeria, i pot ser complementat amb un disseny mecànic basat en ASME VIII per determinar els espessors de paret i els accessoris corresponents.

C.4.6. Condicions de disseny: temperatura i pressió

La temperatura de disseny es defineix com 20°C per sobre de la temperatura d'operació:

$$T_d = T_{op} + 20^\circ\text{C} \quad (E.C.16)$$

Per la pressió de disseny, es considera la pressió d'operació augmentada en un 10% i s'afegeix la pressió hidrostàtica:

$$P_h = \rho \cdot h \cdot g \quad (E.C.17)$$

$$P_d = P_{op} + (P_{op} \cdot 10\%) + P_h \quad (E.C.18)$$

Taula C.12. Resultats de les condicions de disseny.

Paràmetre	Resultat
Temperatura de disseny ($^\circ\text{C}$)	83.5
P_h (barA)	0.11
Pressió de disseny (barA)	1.32

C.4.7. Càlcul del gruix mínim

S'ha seleccionat acer inoxidable 316L com a material, amb les següents propietats:

Taula. C.13 Valors bibliogràfics de les propietats de l'acer inoxidable 316L.^[Ref.22]

Paràmetre	Valor
S (85°C) (MPa)	115
E	0.85

CA (mm)

2

Els gruixos s'han calculat amb les següents fórmules per la part cilíndrica i els caps:

$$t_{\text{cilindre}} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0.6 \cdot P} + CA \quad (\text{E.C.19})$$

$$t_{\text{caps}} = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P} + CA \quad (\text{E.C.20})$$

Taula C.14. Resultats obtinguts de gruix de paret.

Paràmetre	Valor obtingut	Valor Final
t cilindre (mm)	2.53	3
t caps (mm)	2.26	3

Segons la normativa ASME Secció VIII, Div.1, hi ha espessors mínims recomanats per a resistència mecànica, toleràncies de fabricació i corrosió, especialment en acer inoxidable. Per aquest tipus de recipients, l'espessor mínim per a acer inoxidable (placa rodona/cilindre): Es recomana mínim 3 mm.

C.4.8. Pressió màxima d'operació (MAWP) i pressió de prova hidràulica

Es calcula la MAWP per a les dues parts (cilindre i caps) considerant el gruix adoptat i el valor mínim es pren com a limitant:

$$P_{\text{cilindre}} = \frac{S \cdot E \cdot (t - CA)}{R + 0.6 \cdot (t - CA)} \quad (\text{E.C.21})$$

$$P_{\text{caps}} = \frac{2 \cdot S \cdot E \cdot (t - CA)}{R + 0.2 \cdot (t - CA)} \quad (\text{E.C.22})$$

Per calcular la pressió de prova hidràulica, es determina com el 130% de la MAWP, segons els codis de disseny.

$$P_p = 1.3 \cdot \text{MAWP} \quad (\text{E.C.23})$$

Taula C.15. Resultat obtingut de la MAWP i prova hidràulica.

Paràmetre	Resultat
P _{cilindre} (bar)	3.15
P _{caps} (bar)	6.30
MAWP (bar)	3.15
Pressió prova hidràulica (bar)	4.09

C.4.9. Pes del recipient buit i ple

El pes buit es calcula a partir del volum de metall del recipient, obtingut de la diferència entre les àrees i volums externs i interns.

$$D_i = D_o - 2t \quad (\text{E.C.24})$$

$$V_{\text{metall}} = (\text{Àrea externa} - \text{Àrea interna}) \cdot L + 2 \cdot (\text{Volum cap extern} - \text{Volum cap intern}) \quad (\text{E.C.25})$$

$$V_{\text{metall}} = \left(\pi \cdot \frac{Do^2}{4} - \pi \cdot \frac{Di^2}{4} \right) \cdot L + \left(\frac{4}{3} \cdot \pi \cdot \left(\frac{Do}{2} \right)^3 - \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot \left(\frac{Di}{2} \right)^3 \right) \quad (\text{E.C.26})$$

Sabent que la densitat del material és igual a 8000 kg/m³. Per calcular el pes total s'utilitza l'equació següent:

$$\text{Pes buit} = V_{\text{metall}} \cdot \rho_{\text{material}} \quad (\text{E.C.27})$$

Per calcular el pes ple d'aigua del recipient, s'utilitza el volum total del recipient, la densitat de l'aigua. Finalment per saber el pes ple d'aigua, se li suma el pes buit al producte.

$$\text{Pes ple aigua} = (V_{\text{total}} \cdot \rho_{\text{aigua}}) + \text{pes buit} \quad (\text{E.C.28})$$

Taula C.16. Resultats obtinguts del pes de recipient buit i ple d'aigua.

Paràmetre	Resultat
Diàmetre interior (m)	0.614
Volum metall (m ³)	0.03
Pes buit (kg)	221.5
Pes ple aigua (kg)	1038.8

C.5. Decantador D-301

C.5.1. Recollida de dades inicials

Per duu a terme el disseny del decantador, es parteix de dades bàsiques del sistema. Aquestes dades han estat extretes del simulador *Aspen plus*. Aquestes dades són essencials per calcular la separació de fases pes sedimentació segons la llei de Stokes.

Taula C.17. Dades bàsiques del sistema.

Paràmetre	Valor
Cabal fase lleugera (m ³ /s)	7.302E-05
Cabal fase pesada (m ³ /s)	7.073E-04
Densitat fase lleugera (kg/m ³)	807.8
Densitat fase pesada (kg/m ³)	822.5
Viscositat fase lleugera (cP)	0.507
Viscositat fase pesada (cP)	2.181
g (m/s ²)	9.81

C.5.2. Determinació de la fase contínua i la fase dispersa

El següent pas consisteix a identificar quina fase actua com a contínua i quina com a dispersa. Per això s'aplica una correlació basada en la relació entre cabals, densitats i viscositats de les fases, la qual permet predir quina serà la fase dispersa dins del sistema.

$$X = \frac{Q_L}{Q_P} \cdot \left(\frac{\rho_L \cdot \mu_L}{\rho_P \cdot \mu_P} \right)^{0.3} \quad (\text{E.C.29})$$

Taula C.18. Resultat obtingut de la correlació.

Paràmetre	Valor
X	0.0698

Taula C.19. Resultats per identificar la fase dispersa.

X	Resultat
< 0.3	Fase lleugera sempre dispersa
0.3-0.5	Fase lleugera probablement dispersa
0.5-2.0	Inversió de fases possible; dissenyar per al pitjor cas
2.0-3.3	Fase pesada probablement dispersa
>3.3	Fase pesada sempre dispersa.

C.5.3. Velocitat de sedimentació (Stokes)

Per calcular la velocitat de sedimentació de les gotes disperses, s'utilitza la llei de Stokes adaptada, seleccionant un diàmetre de gota representatiu de 1E-04 metres, que correspon al cas més desfavorable per a la separació.

$$v_g = \frac{g(\Delta\rho)d^2}{18\mu} \quad (\text{E.C.30})$$

Amb aquesta fórmula es calcula la velocitat amb la qual la gota de la fase lleugera puja dins del líquid més dens. Per això el signe de la velocitat és negatiu, degut a que la gota està ascendint dins del medi continu movent-se en la direcció oposada de la força gravitacional.

Taula C.20. Resultat obtingut per la velocitat de separació.

Paràmetre	Valor
Diàmetre de gota (m)	1E-04
Velocitat de separació, v_g (m/s)	-3.7E-05

C.5.4. Determinació del diàmetre del decantador

Per dimensionar adequadament el decantador, es calcula el diàmetre necessari per a cadascuna de les fases (lleugera i pesada) a partir de les propietats físiques del sistema i de la geometria interna. El punt de partida és l'expressió de l'àrea de pas de la fase lleugera, que es considera semicircular, i que es relaciona amb el diàmetre mitjançant:

$$A_L = \frac{\pi \cdot Q_L}{8} \quad (\text{E.C.31})$$

Amb aquesta àrea es pot determinar el volum de la fase lleugera dins del decantador, considerant que aquest volum es troba relacionat amb el cabal volumètric i l'àrea de pas:

$$V_L = \frac{Q_L}{A_L} \quad (\text{E.C.32})$$

Substituint l'equació de l'àrea dins de l'expressió del volum, es pot obtenir una relació directa entre el volum i el diàmetre:

$$V_L = \frac{8 \cdot Q_L}{\pi \cdot D_L} \quad (\text{E.C.33})$$

Per continuar amb el càlcul, és necessari determinar el radi hidràulic, que representa la relació entre l'àrea transversal i el perímetre mullat de la secció. Aquest radi s'expressa com:

$$R_{h(L)} = \frac{\pi \cdot \frac{D_L}{4}}{2 + \pi} \quad (\text{E.C.34})$$

Un cop conegut aquest paràmetre, es pot avaluar el règim de circulació del fluid mitjançant el nombre de Reynolds, que ha d'indicar un comportament laminar. L'equació adaptada per a aquesta geometria específica és:

$$Re(L) = \frac{4 \cdot R_{h(L)} \cdot \rho_L \cdot Q_L}{\mu_L} \quad (\text{E.C.35})$$

Aquest model es pot simplificar substituint els valors del radi hidràulic i de l'àrea, obtenint una expressió funcional del nombre de Reynolds en funció del diàmetre:

$$Re(L) = \frac{8 \cdot \rho_L \cdot Q_L}{(2 + \pi) \cdot \mu_L \cdot D_L} \quad (\text{E.C.36})$$

Amb aquesta fórmula, es pot resoldre directament per obtenir el diàmetre requerit per tal que la fase lleugera es separi correctament en condicions de flux laminar.

S'aplica el mateix procediment per a la fase pesada, fent servir els seus valors de densitat, viscositat i cabal específics. Un cop obtinguts ambdós valors, es tria el diàmetre més gran com a dimensió de disseny per assegurar una separació eficient de totes dues fases.

Amb l'objectiu de mantenir un flux controlat i evitar el règim turbulent, el sistema es dimensiona perquè el nombre de Reynolds romangui per sota del llindar de transició, fixat a $Re \leq 2300$. Aquesta condició garanteix una separació estable entre fases i minimitza la remesclosa dins del decantador.

Taula C.21. Resultats obtinguts del diàmetre del decantador.

Paràmetre	Valor
Diàmetre fase lleugera (m)	0.763
Diàmetre fase pesada (m)	1.992

C.5.5. Càlcul de la longitud del decantador

Un cop determinat el diàmetre del decantador, es procedeix al càlcul de la seva longitud i de la contribució de les tapes semiesfèriques al llarg total de l'equip. Per a això, es recorre a les correlacions exposades al manual de referència *Chemical Engineers' Handbook de Perry, R.H. And D.Green*, on es descriuen proporcions típiques per a recipients horitzontals que operen a pressions inferiors a 250 psi.

En concret, es fa ús de la relació empírica $L/D=2.5$, habitual en aquests casos, amb la qual es pot estimar la longitud del cos cilíndric principal:

$$L_C = 2.5 \cdot D \quad (\text{E.C.37})$$

Atès que el decantador ha estat concebut com un cos cilíndric horitzontal amb fons semiesfèrics, cal considerar també la longitud que aporten aquestes dues tapes. En el cas de

fons semiesfèrics, la longitud equivalent de cada capçal es pot aproximar com una quarta part del diàmetre del cos:

$$L_{caps} = 2 \cdot \left(\frac{D}{4}\right) \quad (\text{E.C.38})$$

Finalment, la longitud total del decantador, s'obté sumant el cos cilíndric i les dues tapes semiesfèriques.

$$L_T = L_c \cdot L_{caps} \quad (\text{E.C.39})$$

Taula C.22. Resultats obtinguts de les longituds calculades.

Paràmetre	Valor
Longitud cilindre (m)	4.98
Longitud caps (m)	0.99
Longitud total (m)	5.98

C.5.6. Verificació del règim de funcionament del decantador

Per tal de dimensionar correctament la zona de separació dins del decantador, es calcula en primer lloc l'alçada de la banda de dispersió. Aquesta regió correspon a la zona on les gotes de la fase dispersa (normalment la lleugera) poden acumular-se i començar a sedimentar. Seguint la correlació empírica habitual per sistemes de separació bifàsics:

$$H_D = 0.1 \cdot D \quad (\text{E.C.40})$$

A continuació, es calcula el temps de residència de la gota dins d'aquesta banda. Aquest paràmetre indica el temps necessari perquè una gota pugui recórrer tota l'alçada de la banda i, per tant, ser separada de manera efectiva. El càlcul es fa a partir de la velocitat terminal de sedimentació V_g , prèviament determinada:

$$T_{res} = \frac{H_D}{V_g} \quad (\text{E.C.41})$$

Aquesta elevada durada indica que el sistema permet una separació molt pausada i controlada, reforçant l'eficiència del procés.

Per establir el límit superior de la interfase entre les fases, es pren el mateix valor de l'alçada de la banda de dispersió com a referència, fixant-lo en:

$$h = 0.199 \text{ m}$$

Amb aquest valor, es garanteix que la interfase queda a una distància prudent de la part superior del decantador, evitant així problemes d'arrossegament cap a la sortida del gas o altres línies de procés.

Taula C.23. Resultats obtinguts de la banda de dispersió i el temps de residència.

Paràmetre	Valor
Banda de dispersió (m)	0.199
Temps de residència (s)	5426.5

Per assegurar una separació eficient entre fases líquides, és fonamental mantenir un règim laminar a l'interior del decantador. Això es verifica calculant el nombre de Reynolds de la fase contínua. Per fer-ho, es determinen les següents magnituds:

Àrea total transversal del decantador:

$$A_{Total} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \quad (E.C.42)$$

Àrea ocupada per la fase dispersa (AD):

$$A_D = X \cdot A_{total} \quad (E.C.43)$$

Àrea efectiva de la fase contínua (AC) :

$$A_C = A_{total} - A_D \quad (E.C.44)$$

Velocitat mitjana de la fase contínua:

$$Velocitat_C = \frac{Q_C}{A_C} \quad (E.C.45)$$

Taula C.24. Resultats obtinguts de les diferents àrees y velocitat.

Paràmetre	Valor
Àrea total (m ²)	3.12
Àrea fase dispersa (m ²)	0.22
Àrea fase contínua (m ²)	2.90
Velocitat fase contínua (m/s)	2.93E-04

Amb aquests valors, i coneixent la densitat i la viscositat de la fase contínua, s'obté el nombre de Reynolds, també es comprova el nombre de Reynolds de la fase dispersa.

$$N_{Re} = \frac{v \cdot D \cdot \rho}{\mu} \quad (E.C.46)$$

Taula C.25. Resultats obtinguts del nombre de Reynolds.

Paràmetre	Valor
Reynolds (fase contínua)	220
Reynolds (fase dispersa)	928

Tots dos valors es troben clarament per sota del límit de 2300 establert per al règim laminar.

Amb la següent taula es pot observar si el decantador es adequat:

Taula C.26. Taula informativa per una decantació exitosa.

Re	Resultat
< 5000	Cap problema
5000-20000	Problema Lleuger
20000-50000	Pot existir un problema major
>50000	Separació pobre

El decantador utilitzat no tindria problemes i realitzaria la decantació de manera exitosa.

C.5.7. Determinació dels espessors del decantador

Per al càlcul dels gruixos del decantador, s'ha seguit el codi ASME Secció VIII, Divisió 1, que estableix els criteris de disseny, càlcul i seguretat per a recipients a pressió. Tot i que el decantador treballa a pressió atmosfèrica i, per tant, no estaria sotmès a les exigències estrictes del codi ASME Secció VIII Divisió 1, s'ha decidit aplicar voluntàriament aquest estàndard amb l'objectiu de garantir un disseny segur i estandarditzat, mantenint coherència amb altres equips del sistema com el recipient Flash. Això permet assegurar una resistència mecànica adequada i facilitar futures validacions o certificacions industrials.

Aquest mateix procediment també s'ha aplicat prèviament per al càlcul dels gruixos del recipient Flash, on es pot veure tot el procediment de càlcul i les fórmules que s'han utilitzat per dur a terme els espessors. Aquest procediment es pot trobar a l'apartat 5.8.

A continuació, es presenten els valors obtinguts per als diferents paràmetres rellevants en el cas del decantador:

Taula C.27. Valors obtinguts del disseny mecànic del decantador.

Paràmetre	Valor obtingut	Valor Final
Tdisseny (°C)		61.3
Pdisseny (barA)		1.2
Tcilindre (mm)	3.23	4.00
Tcaps(mm)	2.62	4.00
Pcilindre (barA)		1.96
Pcaps (barA)		3.92
MAWP (barA)		1.96
Pp (barA)		2.55
Diàmetre interior (m)		1.99
Vmetall (m³)		0.323
Volum decantador (m³)		19.7
Pes buit (kg)		2584.3
Pes ple d'aigua (kg)		19656.3
Pes ple producte (kg)		15891.7

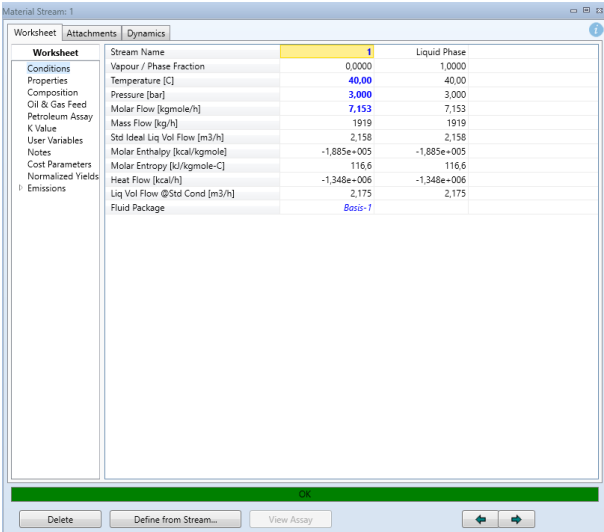
C.6. Càlculs hidràulics

Per tal d'obtenir el valor del diàmetre nominal, és emprat el *software Aspen HYSYS*. A continuació, es mostra el procediment seguit per tal de trobar aquests valors.

Primerament, a partir del balanç de matèria que es mostra en l'Apartat 4.4. es procedeix a la creació dels corrents indicant així el cabal, la composició d'aquest i les condicions de disseny.

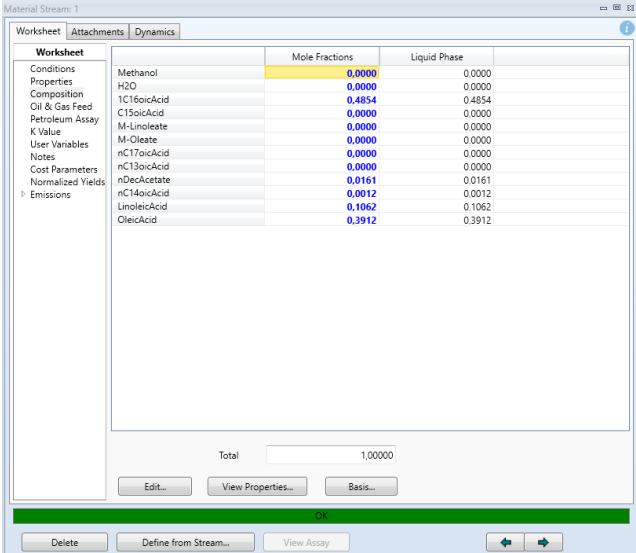
Les condicions de disseny han de ser superiors a les operatives, per tant, en el cas de la pressió de disseny, s'ha multiplicat la pressió operativa per un factor de 1.5, i en el cas de la temperatura, s'ha sumat un marge de 15°C.

En les següents figures es mostra les finestres del software on s'han d'indicar les diferents condicions i composició del corrent que es vol realitzar el càlcul hidràulic.



Worksheet	Stream Name	1	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	40.00	40.00
Composition	Pressure [bar]	3.000	3.000
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	7.153	7.153
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	1919	1919
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2.158	2.158
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole-C]	-1.885e+005	-1.885e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	116.6	116.6
Cost Parameters	Heat Flow [kW]	-1.348e+006	-1.348e+006
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	2.175	2.175
Emissions	Fluid Package	Basis-1	

Figura C.2. Finestra del *Aspen HYSYS* on es mostra les condicions del corrent.



Worksheet	Mole Fractions	Liquid Phase
Conditions	Methanol	0.0000
Properties	H2O	0.0000
Composition	1C16oicAcid	0.4854
Oil & Gas Feed	C15oicAcid	0.0000
Petroleum Assay	M-Linoleate	0.0000
K Value	M-Oleate	0.0000
User Variables	nC17oicAcid	0.0000
Notes	nC13oicAcid	0.0000
Cost Parameters	nDecAcetate	0.0161
Normalized Yields	nC14oicAcid	0.0012
Emissions	LinoleicAcid	0.1062
	OleicAcid	0.3912

Total: 1.00000

Figura C.3. Finestra del *Aspen HYSYS* on es mostra la composició del corrent.

Quan les condicions dels corrents ja es troben establertes, es procedeix a la realització d'un anàlisi de *Line sizing*, el qual permet obtenir el valor del diàmetre nominal del corrent.

Per tal d'obtenir el valor del diàmetre nominal es determina que el material serà acer inoxidable i tindrà un *Schedule* de 40S. També es determina un criteri el qual es la velocitat màxima del fluid que ha d'anar per la canonada per tal de que es realitzin els càlculs i no es superi el valor indicat. Finalment, per tal de trobar el valor de la pèrdua de càrrega s'indica una llargada aproximada de la canonada obtinguda a partir d'una mesura aproximada mitjançant el *layout* de la planta.

A partir del valor obtingut de la pèrdua de càrrega, s'ha anat regulant el criteri de la velocitat màxima per tal d'obtenir una pèrdua de càrrega correnta i així obtenir el valor del diàmetre nominal correcte.

En la següent figura, es mostra la finestra en la qual s'indiquen els valors comentats anteriorment.

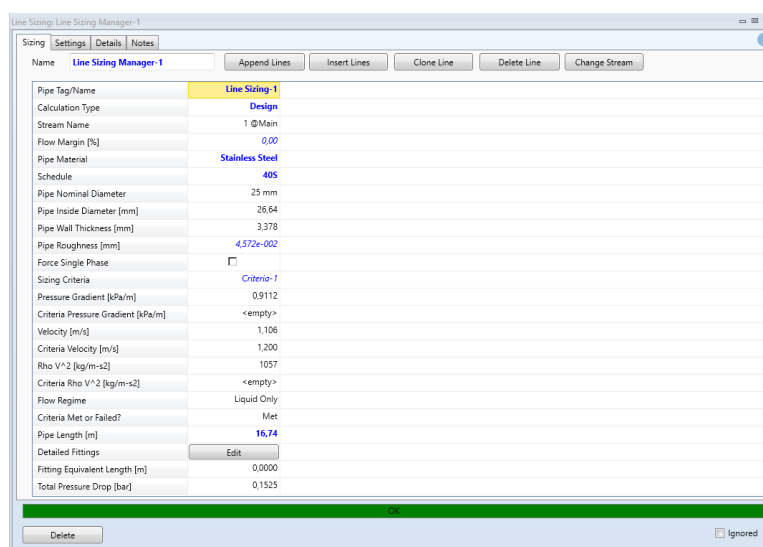


Figura C.4. Finestra del *Aspen HYSYS* on es mostra el *Line Sizing*.

Finalment, s'ha realitzat aquest procediment per cadascun dels corrents que formen el procés.

En la Taula 4.5. es mostra el llistat de canonades on s'indica el diàmetre nominal obtingut per cadascun dels corrents del procés.

C.7. Columna C-301

C.7.1. Número de plats i plat d'alimentació

A continuació, es mostra la taula comparativa amb els resultats corresponents a les diferents configuracions de nombre de plats i ubicació del plat d'alimentació, tal com es detalla a l'apartat 5.7.1 del present informe. Al llarg de l'estudi, s'han provat diverses configuracions amb l'objectiu d'analitzar l'eficiència de la columna de destil·lació, avaluant principalment la quantitat de metanol que es perdia pel fons de la columna. Aquesta anàlisi ha permès identificar les opcions més eficients tant des del punt de vista tècnic com econòmic, minimitzant les pèrdues i optimitzant el rendiment global del sistema.

Taula C.28. Estudi dels plats.

Número de plats	Plat d'alimentació	kg/h de metanol pel fons de columna
18	11	5.90
18	15	5.66
18	16	5.65
20	16	5.64
20	18	5.63
21	17	5.63
21	18	5.62
21	19	5.63
22	14	5.67
22	16	5.63
22	18	5.62
24	18	5.62

C.7.2. Hidrodinàmica

En aquest annex es recull l'estudi hidrodinàmic realitzat sobre la columna de destil·lació. S'han provat diferents tipologies de columna, incloent columnes amb plats simples i columnes empacades, amb l'objectiu de determinar la configuració més adequada.

Finalment, s'ha optat per una columna empacada, ja que ha mostrat un millor comportament i una major eficiència dins del procés. Pel que fa al diàmetre, s'han analitzat diverses combinacions, sent les més eficients dues configuracions: una amb una petita variació de diàmetre entre trams (d'un centímetre de diferència), i una altra amb secció constant. En ambdós casos, la simulació ha estat satisfactòria (la columna apareix en blau, indicant que no es detecten errors hidrodinàmics). Tanmateix, s'ha determinat que mantenir una única secció al llarg de tota la columna és més econòmic i facilita el disseny i la construcció, motiu pel qual s'ha escollit aquesta opció com a configuració definitiva.

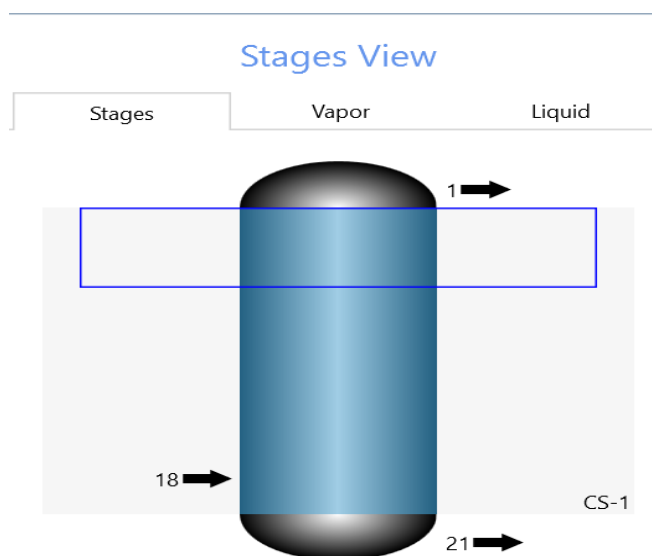


Figura C.5. Columna empacada d'una secció.

D. CÀLCUL DEL MEDI AMBIENT

Per calcular la DQO de la corrent residual, cal determinar la quantitat d'oxigen requerida per oxidar completament cadascun dels compostos orgànics presents a l'aigua. Aquest càlcul teòric permet avaluar la càrrega contaminant de la corrent i determinar si és viable l'abocament directe o si cal implementar un tractament previ.

D.1. Corrent de sortida del fons de columna (W-3001)

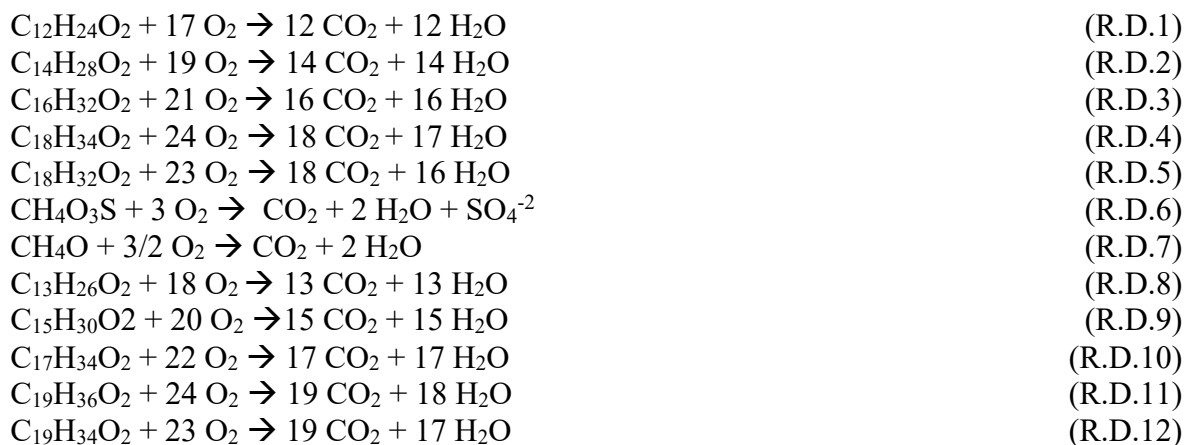
El procediment seguit es basa en els següents passos:

En primer lloc, s'identifiquen els compostos orgànics presents a la corrent residual i es formula, per a cadascun, la reacció d'oxidació completa corresponent. Aquestes reaccions permeten establir la relació estequiomètrica entre el compost i l'oxigen molecular (O₂) necessari per a la seva oxidació total.

Taula D.1. Dades corrent d'aigua del fons de columna.

W-3001	
N-DOD-01 (kg/h)	7.20E-07
N-TET-01 (kg/h)	1.03E-08
N-HEX-01 (kg/h)	9.34E-07
OLEIC-01 (kg/h)	6.26E-07
LINOL-01 (kg/h)	2.15E-07
METHA-01 (kg/h)	0.00E+00
METHA-02 (kg/h)	5.15E+00
WATER (kg/h)	7.24E+01
METHY-01 (kg/h)	4.09E-03
METHY-02 (kg/h)	6.49E-05
METHY-03 (kg/h)	5.89E-03
METHY-04 (kg/h)	9.86E-04
METHY-05 (kg/h)	4.48E-04
Cabal màssic (kg/h)	7.75E+01
Cabal volumètric (L/h)	8.55E+01

Reaccions d'oxidació completa corresponent per a cada substància:



A continuació, es calcula la demanda teòrica d'oxigen utilitzant aquestes relacions estequiomètriques. Es determina la quantitat de mols de cada compost a partir de la seva massa i massa molecular, i es multiplica pel nombre de mols d'oxigen requerits per mol de compost. Aquesta informació permet obtenir la massa d'oxigen necessària per a cada substància.

$$7.20 \cdot 10^{-7} \frac{\text{kg lauric}}{\text{h}} \cdot \frac{1000\text{g}}{1\text{kg}} \cdot \frac{1 \text{ mol lauric}}{200.32 \text{ g lauric}} \cdot \frac{17 \text{ mols d'oxigen}}{1 \text{ mol lauric}} \cdot \frac{32 \text{ g d'oxigen}}{1 \text{ mol d'oxigen}} \cdot \frac{1000 \text{ mg d'oxigen}}{1 \text{ g d'oxigen}} = 1.96 \text{ mg O}_2/\text{h}$$

Aquest factor de conversió s'aplica individualment a cada compost. A la taula següent es presenten els resultats obtinguts, on s'indica la quantitat d'oxigen requerida per a l'oxidació completa de cadascun dels compostos presents en la corrent residual.

Taula D.2. Oxigen requerit per a l'oxidació completa de cada compost.

Compost	O ₂
N-DOD-01 (mg/h)	1.96E+00
N-TET-01 (mg/h)	2.75E-02
N-HEX-01 (mg/h)	2.45E+00
OLEIC-01 (mg/h)	1.70E+00
LINOL-01 (mg/h)	5.56E-01
METHA-01 (mg/h)	0
METHA-02 (mg/h)	7.71E+06
WATER (mg/h)	0
METHY-01 (mg/h)	1.10E+04
METHY-02 (mg/h)	1.71E+02
METHY-03 (mg/h)	1.53E+04
METHY-04 (mg/h)	2.55E+03
METHY-05 (mg/h)	1.12E+03

Finalment, es sumen totes les masses d'oxigen obtingudes per als diferents compostos per calcular la DQO total de la corrent, que s'expressa habitualment en mg O₂/L, tenint en compte el cabal i el volum total de la corrent.

$$DQO = \frac{(1.96+0.0275+2.45+1.70+0.565+7709378.13+171.37+15339.44+2553.22+1118.69) \frac{\text{mg O}_2}{\text{h}}}{85.5 \frac{\text{L}}{\text{h}}} = 90539.00 \text{ mg O}_2/\text{L}$$

Aquest càlcul teòric proporciona una estimació conservadora de la càrrega oxidant de la corrent i serveix com a criteri tècnic per establir la necessitat de tractaments addicionals abans de l'abocament.

D.2. Corrent d'impureses del decantador (I-3001)

Per a la corrent I-3001, s'ha seguit el mateix procediment que en els casos anteriors per calcular la seva Demanda Química d'Oxigen (DQO), emprant les mateixes reaccions d'oxidació establertes per als compostos presents. La determinació s'ha fet a partir del càlcul de l'oxigen requerit per a l'oxidació completa de cada substància, utilitzant les relacions estequiomètriques corresponents, i obtenint així la DQO total de la corrent residual.

Taula D.3. Dades corrent d'impureses del decantador.

I-3001	
N-DOD-01 (kg/h)	7.41E-04
N-TET-01 (kg/h)	1.73E-05
N-HEX-01 (kg/h)	2.21E-03
OLEIC-01 (kg/h)	9.06E-04
LINOL-01 (kg/h)	4.13E-04
METHA-01 (kg/h)	1.30E+00
METHA-02 (kg/h)	1.72E+02
WATER (kg/h)	5.18E+01
METHY-01 (kg/h)	8.29E-03
METHY-02 (kg/h)	1.91E-04
METHY-03 (kg/h)	2.41E-02
METHY-04 (kg/h)	9.79E-03
METHY-05 (kg/h)	4.46E-03
Cabal màssic (kg/h)	2.24E+02
Cabal volumètric (L/h)	2.77E+02

Aplicant les relacions estequiomètriques de les reaccions de cada compost s'obté el oxigen necessari per l'oxidació completa de la substància.

$$7.41 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kg lauric}}{\text{h}} \cdot \frac{1000\text{g}}{1\text{kg}} \cdot \frac{1 \text{ mol lauric}}{200.32 \text{ g lauric}} \cdot \frac{17 \text{ mols d'oxigen}}{1 \text{ mol lauric}} \cdot \frac{32 \text{ g d'oxigen}}{1 \text{ mol d'oxigen}} \cdot \frac{1000 \text{ mg d'oxigen}}{1 \text{ g d'oxigen}} = 2011.2 \text{ mg O}_2/\text{h}$$

Aquest factor de conversió s'aplica individualment a cada compost. A la taula següent es presenten els resultats obtinguts, on s'indica la quantitat d'oxigen requerida per a l'oxidació completa de cadascun dels compostos presents en la corrent residual.

Taula D.4. Oxigen requerit per a l'oxidació completa de cada compost.

Compost	O ₂
N-DOD-01 (mg/h)	2.01E+03
N-TET-01 (mg/h)	4.60E+01
N-HEX-01 (mg/h)	5.80E+03
OLEIC-01 (mg/h)	2.46E+03
LINOL-01 (mg/h)	1.08E+03
METHA-01 (mg/h)	1.30E+06
METHA-02 (mg/h)	2.58E+08
WATER (mg/h)	0
METHY-01 (mg/h)	2.23E+04
METHY-02 (mg/h)	5.03E+02
METHY-03 (mg/h)	6.28E+04
METHY-04 (mg/h)	2.53E+04
METHY-05 (mg/h)	1.11E+04

Finalment, s'agrupen les masses d'oxigen calculades per a cadascun dels compostos i se sumen per obtenir la DQO total de la corrent. Aquest valor s'expressa habitualment en mg O₂/L, i es calcula tenint en compte tant el cabal màssic com el volum total de la corrent residual.

$$DQO = \frac{(2011.2 + 46.03 + 5802.5 + 2463.5 + 1083.1 + 257740284.1 + 22270.94 + 503.1 + 62785.86 + 25348.4 + 11143.2 + 1298512.12) \frac{mg O_2}{h}}{277.15 \frac{L}{h}} = 935121.73 \text{ mg } O_2/L$$

A més a més, s'ha tingut en compte la presència d'àcid metanosulfònic (MSA) en la corrent residual, amb un cabal de 1.30 kg/h. Aquest compost conté sofre, el qual, en condicions oxidants, pot transformar-se en ions sulfat (SO₄²⁻). Considerant l'oxidació completa del sofre del MSA, s'ha calculat la concentració teòrica de sulfat en la corrent residual, que assoleix valors que superen àmpliament els límits establerts per a l'abocament a clavegueram. Aquest fet justifica la necessitat d'aplicar tractaments específics per al sofre a fi de garantir el compliment dels requisits ambientals abans de l'abocament.

Per calcular la concentració d'ions sulfat (SO₄²⁻) a la corrent residual a partir de l'àcid metanosulfònic (MSA), s'ha seguit el següent procediment:

Primer, s'ha convertit la massa d'àcid metanosulfònic en mols, utilitzant la seva massa molecular, i s'ha determinat la massa corresponent de sofre, tenint en compte que cada mol de MSA conté un mol de sofre.

$$1.30 \frac{kg \text{ MSA}}{h} \cdot \frac{1000g}{1kg} \cdot \frac{1 \text{ mol MSA}}{96.11 g \text{ MSA}} \cdot \frac{1 \text{ mol Sofre}}{1 \text{ mol MSA}} \cdot \frac{32.07 g \text{ sofre}}{1 \text{ mol de sofre}} \cdot \frac{1kg \text{ de sofre}}{1000g \text{ de sofre}} = 0.4338 \frac{kg}{h} \text{ de sofre}$$

A continuació, aquesta massa de sofre s'ha convertit en la massa d'ions sulfat esperada, aplicant la relació estequiomètrica entre sofre i sulfat, i fent servir la massa molecular del sulfat.

$$0.4338 \frac{kg \text{ sofre}}{h} \cdot \frac{1000g}{1kg} \cdot \frac{1 \text{ mol sofre}}{32.07 g \text{ sofre}} \cdot \frac{1 \text{ mol } SO_4^{2-}}{1 \text{ mol sofre}} \cdot \frac{96.06 g \text{ } SO_4^{2-}}{1 \text{ mol } SO_4^{2-}} \cdot \frac{1kg}{1000g} = 1.299 \frac{kg}{h} \text{ } SO_4^{2-}$$

Finalment, s'ha calculat la concentració de sulfat en la corrent residual dividint la massa d'ions sulfat per el volum de la corrent, expressant el resultat en unitats adequades (mg/L).

$$[SO_4^{2-}] = \frac{1.299 \text{ kg/h}}{277.15 \text{ L/h}} \cdot 10^6 = 4688.1 \text{ mg/L}$$

E. ANÀLISI ECONÒMIC

E.1. Cost Equips

A continuació es mostren els resultats de l'avaluació econòmica de tots els equips. Seguint el procediment del Turton.

Taula E.1. Càlcul econòmic dels equips dinàmics.

	P-101
K_1	3.4771
K_2	0.135
K_3	0.1438
A	0.788
Pressió barg	8.5
FM	1.5
FP	1
C_1	0
C_2	0
C_3	0
B_1	1.89
B_2	1.35
CP°	2915.216
F_{BM}	3.915
C_{BM}	11413.07
CEPCI ₂₀₀₁	397
CEPCI ₂₀₂₅	773.4
Cost anual (\$)	22233.92
Cost anual (€)	3.4771

Taula E.2. Càlcul econòmic dels bescanviadors de calor.

	E-201
K_1	2.7652
K_2	0.7282
K_3	0.0783
A	4.4
Pressió barg	-
FM	1
FP	1
C_1	0
C_2	0
C_3	0
B_1	1.74
B_2	1.55
CP°	1845.784

F_{BM}	3.29
C_{BM}	6072.63
$CEPCI_{2001}$	397
$CEPCI_{2025}$	773.4
Cost anual (\$)	11830.16
Cost anual (€)	10351.39

Taula E.3. Càlcul econòmic dels recipients.

	R-201	F-301	C-301	Trays C-301 (21)	D-301
K_1	3.5565	4.5472	3.4974	3.3322	3.5565
K_2	0.3776	-0.7269	0.4485	0.4939	0.3776
K_3	0.0905	0.134	0.1074	0.3434	0.0905
A	0.2	0.3	0.354	0.00755	19.7
Pressió barg	8	0.1	0	0	0
FM	1	1	1	1	1
FP	1	1	1	1	1
C_1	0	0	0	0	0
C_2	0	0	0	0	0
C_3	0	0	0	0	0
B_1	1.49	2.25	2.25	-	1.49
B_2	1.52	1.82	1.82	-	1.52
CP^o	2171.618	92027.25	2074.784	6768.39472	15737.51
F_{BM}	3.01	4.07	4.07	1	3.01
C_{BM}	6536.572	374550.9	8444.371	6768.39472	47369.92
$CEPCI_{2001}$	397	397	397	397	397
$CEPCI_{2025}$	773.4	773.4	773.4	773.4	773.4
Cost anual (\$)	12733.97	729666.7	16450.57	13185.5831	92281.85
Cost anual (€)	11142.22	638458.4	14394.25	11537.3852	80746.62

E.2. Preus matèries primeres

A continuació es mostren els preus de les matèries primeres.

Taula E.4. Obtenció del cost anual matèries primeres.

Matèria primera	Cabal (kg/h)	Cabal T/any	Preu (€/T)	Cost (€/any)
FFA	1.92E+03	16819.2	1150	19342080
Metanol	6.88E+02	6026.88	450	2712096
MSA	1.3E+00	11.39	5500	62634
Total				22116810

E.3. Càlculs *Payback*

$$Payback (anys) = \frac{I_0 (\$)}{CF \left(\frac{\$}{any}\right)} \quad (E.E.1)$$

$$Payback (anys) = \frac{11042883.85(\$)}{8912346.52\left(\frac{\$}{any}\right)} \quad (E.E.2.)$$

$$Payback (anys) = 1.24 \text{ anys} \quad (E.E.3)$$

E.4. Càlculs del VAN i TIR

Amb els fluxos de caixa de la inversió en funció del nombre d'anys n . Per calcular el VAN es calcula amb l'equació E.E.4. Per tal de calcular la TIR, el VAN ha de ser igual a 0.

$$VAN = -I_o + CF1 \cdot \frac{1}{(1+k)^1} + CF2 \cdot \frac{1}{(1+k)^2} + CF3 \cdot \frac{1}{(1+k)^3} + \sum_{n=4,5,6\dots} CF \cdot \frac{1}{(1+k)^n} \quad (E.E.4)$$

F. DIAGRAMA DE GANTT

Untitled Gantt Project

20 may 2025

Diagrama de Gantt

4

