



# DISSENY D'UNA UNITAT DE RECUPERACIÓ DE PROPILÈ

**TFGEQ\_2212**

**Membres:**

Oriol Boldú Soto  
Adrián Gómez Preciado

**Tutor/a:**

Mònica Rosell

**Curs acadèmic 2021-2022**



<b>Departament d'Enginyeria Química. Universitat Rovira i Virgili.</b>	
<b>Vist i plaü pel lliurament i defensa del TFG del grau d'Enginyeria Química.</b>	
TÍTOL DEL TFG: ..TFGEQ_2212 Disseny d'una Unitat de Recuperació de Propilè.... .....	
SUBTÍTOL ..... .....	
AUTOR: Oriol Boldú Soto i Adrián Gómez Preciado.....	
CURS ACADÈMIC: .....2021/22.....	
<b>VIST I PLAÜ DEL TUTOR ACADÈMIC</b>	
En/Na .....Mònica Rosell Trillas..... en la seva capacitat de tutor acadèmic fa constar que considera que el TFG	
<b>SI</b> és adequat i en conseqüència recomana la seva defensa	
<input type="checkbox"/> no en recomana la defensa per presentar les mancances exposades en el document annex	
Signatura: <b>Monica Rosell-Trillas</b> Digitally signed by Monica Rosell-Trillas Date: 2022.06.11 12:07:19 +02'00'	Data: 11 de juny del 2022
<b>DECLARACIÓ D'ABSÈNCIA DE CONFLICTES DE CONFIDENCIALITAT</b>	
En/Na .....Mònica Rosell Trillas....., en la seva capacitat de supervisor extern <sup>(*)</sup> del treball fa constar que ha revisat el contingut del TFG i que no conté cap informació que pugui ser considerada com confidencial per part de l'empresa .....Technip Energies Iberia.....	
(*) Cas que el TFG no sigui extern serà el professor tutor qui emplenarà aquesta secció	
Signatura: <b>Monica Rosell-Trillas</b> Digitally signed by Monica Rosell-Trillas Date: 2022.06.11 12:07:34 +02'00'	Data: 11 de juny del 2022

## TAULA DE NOMENCLATURA

Símbol	Descripció	Unitat	Símbol	Descripció	Unitat
$Q_L$	Cabal volumètric líquid	$m^3/s$	$Q_V$	Cabal volumètric vapor	$m^3/s$
$v$	Velocitat del fluid	$m/s$	$A$	Àrea tub	$m^2$
$t$	Gruix	$mm$	$D_o$	Diàmetre extern	$m$
$P_d$	Pressió disseny	$Pa$	$E$	Eficiència de soldadura	-
$S$	Tensió màxima admissible	$Pa$	$y$	Factor adimensional	-
$P$	Pressió operació	$Pa$	$D_i$	Diàmetre intern	$m$
$L_w$	Cabal màssic líquid	$kg/h$	$V_w$	Cabal màssic vapor	$kg/h$
$\rho_L$	Densitat del líquid	$kg/m^3$	$\rho_V$	Densitat vapor	$kg/m^3$
$K_1$	Constant d'inundació	$m/s$	$f_1$	Factor admissible	%
$u_f$	Velocitat admissible	$m/s$	$A_n$	Àrea neta	$m^2$
$f_2$	Proporció àrea del desguàs	-	$D_c$	Diàmetre columna	$m$
$F_{LV}$	Factor flux líquid-vapor	-	$A_c$	Àrea transversal	$m^2$
$A_d$	Àrea desguàs	$m^2$	$A_a$	Àrea activa	$m^2$
$A_h$	Àrea foradada	$m^2$	$f_3$	Proporció foradat	%
$l_w$	Longitud desguàs	$m$	$f_4$	Relació diàmetre-longitud	-
$h_w$	Alçat sobreeixidor	$mm$	$d_h$	Diàmetre forat	$mm$
$e$	Gruix de plat	$mm$	$L_{wmin}$	Cabal màssic líquid mínim	$kg/h$
$f_5$	Mínim estable	%	$h_{ow}$	Cresta desguàs	$mm$
$K_2$	Constant de degoteig	-	$u_{hmin}$	Velocitat mínima	$m/s$
$u_{hactual}$	Velocitat actual	$m/s$	$h_d$	Pèrdua de càrrega en plat sec	$mm$ liq
$u_{hmax}$	Velocitat màxima	$m/s$	$C_o$	Coefficient de descàrrega	-
$h_r$	Pèrdua de càrrega residual	$mm$ liq	$h_t$	Pèrdua de càrrega total	$mm$ liq
$\Delta P_t$	Pèrdua de càrrega total	$barg$	$h_{ap}$	Alçada vora inferior	$mm$
$f_6$	Marge vora inferior	$mm$	$A_{ap}$	Àrea vora inferior	$m^2$
$h_{ac}$	Pèrdua de càrrega vora inferior	$mm$ liq	$h_b$	Pèrdua de càrrega a través de plat	$mm$ liq
$t_r$	Temps de residència plat	$s$	$f_7$	Vora no perforada	$mm$
$f_8$	Zona transició desguàs	$mm$	$\Theta_e$	Angle subjecte del plat	$^\circ$
$L_u$	Longitud sense perforar	$m$	$A_u$	Àrea sense perforar vora plat	$m^2$
$L_t$	Longitud transició	$m$	$A_t$	Àrea zona de transició	$m^2$
$A_p$	Àrea total perforada	$m^2$	$N_h$	Nombre de forats	-
$A_h'$	Àrea d'un forat	$mm^2$	$E_{mv}$	Eficiència de Murphree	%
$D_g$	Tensió superficial al plat	-	$u_v$	Velocitat superficial vapor	$m/s$
$\sigma_L$	Tensió superficial líquid	$N/m$	$\mu_L$	Viscositat líquid	$(N/m^2 \cdot s)$
$S_c$	Valor de Schmidt	-	$D_{LK}$	Difusivitat líquid	$m^2/s$
$Re$	Numero Reynolds	-	$PM$	Pes molecular	$kg/kmol$
$V_m$	Volum molar	$m^3/kmol$	$\Phi$	Factor associació	-
$T$	Temperatura	$K$	$N_t$	Etapes teòriques	-
$N_r$	Etapes Reals	-	$\eta_r$	Eficiència de columna	%
$A_T$	Àrea total necessària	$m^2$	$H$	Alçada de rebliment	$m$

<b>Símbol</b>	<b>Descripció</b>	<b>Unitat</b>	<b>Símbol</b>	<b>Descripció</b>	<b>Unitat</b>
HETP	Alçada equivalent de plat	m	$V_r$	Volum rebliment	$m^3$
$N_s$	Numero seccions	-	$T_{e,f}$	Temperatura entrada freda	$^{\circ}C$
$T_{e,c}$	Temperatura entrada calent	$^{\circ}C$	$T_{s,f}$	Temperatura sortida freda	$^{\circ}C$
$T_{s,c}$	Temperatura sortida calent	$^{\circ}C$	$h_v$	Entalpia vaporització	J/kg
$C_{pL}$	Capacitat calorífica Líquid	J/kg K	$C_{pV}$	Capacitat calorífica vapor	J/kg K
$k_L$	Conductivitat tèrmica líquid	W/m K	$k_v$	Conductivitat tèrmica vapor	W/m K
$R''_{fe}$	Factor fouling	$m^2 K/W$	$R''_{ff}$	Factor fouling	$m^2 K/W$
Q	Calor	W	$M_f$	Cabal a vaporitzar	kg/s
$h_c$	Entalpia condensació	J/kg	$M_c$	Cabal a condensar	kg/s
$\Delta T_{lm}$	Temperatura log. mitjana	$^{\circ}C$	$F_T$	Factor de correcció	-
U	Coefficient transferència	W/m <sup>2</sup> K	$A_b$	Àrea bescanviador	$m^2$
$a'$	Àrea tubular	$m^2/m$	$N_p$	Número de passos	-
L	Longitud de tub	m	$L_T$	Longitud total	m
$N_f$	Nombre de tubs	-	$a''$	Àrea interior del tub	$m^2$
$a_{pT}$	Àrea total traspasada	$m^2$	$V_{tub}$	Velocitat interior tub	m/s
Pr	Número de Prandtl	-	$\Gamma_h$	Flux màssic per tub	kg/s m
(hc)s	Coefficient estratificat	W/m <sup>2</sup> K	$h'i$	Coefficient anular	W/m <sup>2</sup> K
(hc)s	Coefficient anular ajustat	W/m <sup>2</sup> K	$h_{io}$	Coefficient extern tub	W/m <sup>2</sup> K
f	Factor de fricció	-	$\Delta P_{f'}$	Pèrdua de càrrega fricció	Pa
$\Delta P_{f''}$	Pèrdua de càrrega canvi pas	Pa	$P_c$	Pressió crítica	kPa
$q''$	Flux de calor	W/m <sup>2</sup>	$F_p$	Factor correcció pressió	-
$h_{nb1}$	Coefficient transferència d'ebullició	W/m <sup>2</sup> K	$h_{nc}$	Coefficient convecció natural	W/m <sup>2</sup> K
$F_b$	Factor correcció al banc tubs	-	$F_c$	Factor correcció no pur	-
$h_b$	Coefficient transferència d'ebullició	W/m <sup>2</sup> K	$D_b$	Diàmetre feix de tubs	m
C1	Constant de disposició	-	$P_T$	Distància entre tubs	m
BR	Interval ebullició	$^{\circ}C$	$\Phi_b$	Correcció banc de tubs	-
$q''_{1max}$	Flux crític per tub	W/m <sup>2</sup>	$q''_{bmax}$	Flux crític banc de tubs	W/m <sup>2</sup>
VL	Carga de vapor	kg/s m <sup>3</sup>	$U_L$	Coefficient transferència global	W/m <sup>2</sup> K
$U_s$	Coefficient de servei	W/m <sup>2</sup> K	$A_r$	Àrea bescanviador real	$m^2$
B	Separació entre "baffles"	-	Z	Densitat de deflectors	-
DI	Diàmetre de carcassa	m	$c'$	Distància entre tubs	m
$a_{pc}$	Àrea total de pas	$m^2$	$N_c'$	Numero conjunt de tubs	-
$D_H$	Diàmetre hidràulic	$m^2$	$V_{car}$	Velocitat carcassa	m/s
Nu	Numero de Nusselt	-	$h_o$	Coefficient de convecció	W/m <sup>2</sup> K
$\Delta P_c$	Pèrdua de càrrega carcassa	Pa	N+1	Passos del fluid	-
$W_{iso}$	Treball isotròpic	kJ/kg	Rc	Rati de compressió	-
H1	Entalpia inicial	kJ/kg	H2	Entalpia final	kJ/kg
$\eta_c$	Eficiència compressor	%	m	Cabal a comprimir	kg/s

<b>Símbol</b>	<b>Descripció</b>	<b>Unitat</b>	<b>Símbol</b>	<b>Descripció</b>	<b>Unitat</b>
$W_{work}$	Treball final	$kJ/kg$	$Power$	Potència compressor	$W$
$\varepsilon$	Rugositat	$mm$	$g$	Gravetat	$m/s^2$
$k_i$	Valor de fricció	-	$hf$	Pèrdua de càrrega lineal	$m$
$h_{mi}$	Pèrdua de càrrega d'element	$m$	$H_b$	Alçada d'impulsió	$m$
$Z_i$	Alçada	$m$	$\eta_b$	Eficiència bomba	%
$P_{fluid}$	Potència fluid	$W$	$P_{bomba}$	Potència bomba	$W$
$NPSHD$	Net Positive Suction Head Available	$m$	$NPSHR$	Net Positive Suction Head Required	$m$
$P_{vap}$	Pressió saturació	$Pa$	$t_c$	Gruix costures circumferencials	$mm$
$t_f$	Gruix dels fons	$mm$	$t_l$	Gruix costures longitudinals	$mm$
$t_{fp}$	Gruix de Fons per pressió interna	$mm$	$P_w$	Pressió de disseny vent	$Ib/ft^2$
$t_{fo}$	Gruix de Fons per pressió del vent	$mm$	$M_i$	Moment torçor	$in/Ib$
$CA$	Gruix de corrosió permès	$mm$	$M_b$	Moment de la base	$ft/Ib$
$S$	Tensió admissible	$MPa$	$K_{des}$	Coefficient de descàrrega	-
$E$	Eficiència de soldadura	-	$W_{des}$	Cabal de descàrrega	$kg/h$
$h_{fo}$	Alçada del fons	$ft$	$I_o$	Inversió inicial	$M€$
$A_{or}$	Àrea d'orifici	$cm^2$	$CF_i$	Flux de Caixa	$M€$
$Z$	Factor de compressibilitat	-	$BAI$	Benefici Abans d'Impostos	$M€$
$C$	Coefficient d'expansió	-	$BDI$	Benefici Després d'Impostos	$M€$
$P_{des}$	Pressió de descàrrega	$kg/cm^2$	$VAN$	Valor Actual Net	$M€$
$N_c$	Numero plaques	-	$W$	Amplada de plaques	$m$
$b$	Distància entre plaques	$m$	$Ct1$	Constant típica de plat	-
$Ct2$	Constant típica de plat	-	$mt$	Constant típica de plat	-
$p$	Constant típica de plat	-	$a_i$	Coefficient de transferència	$W/m^2 K$
$T_s$	Temperatura superfície	$K$	$T_f$	Temperatura interna	$K$
$T_a$	Temperatura ambient	$K$	$re$	Radi superfície	$m$
$r_i$	Radi intern	$m$	$r_l$	Radi extern	$m$
$k_1$	Conductivitat termina canonada	$W/m^2 K$	$ke$	Conductivitat termina	$W/m^2 K$
$ha$	Coefficient convecció ambiental	$W/m^2 K$			

## Índex

<b>1. INTRODUCCIÓ</b> .....	<b>8</b>
1.1. Organització.....	8
1.2. Agraïments.....	8
<b>2. ETAPA PRELIMINAR</b> .....	<b>9</b>
2.1. Scope del projecte.....	9
2.2. Planificació del projecte.....	10
2.3. Antecedents.....	12
2.4. Estudi Alternatives.....	15
2.4.1. Columna amb recompressió de vapor.....	15
2.4.2. Tipus de condensador.....	17
2.4.3. Tipus de bomba.....	19
<b>3. BASES DE DISSENY</b> .....	<b>21</b>
3.1. Especificació alimentació.....	21
3.2. Especificació productes.....	21
3.3. Capacitat operativa.....	21
3.4. Factor de servei.....	21
3.5. Normes i codis de disseny.....	22
3.6. Especificació dels serveis disponibles.....	22
3.6.1. Aigua de refrigeració.....	22
3.6.1. Nitrogen.....	22
3.6.1. Electricitat.....	22
3.6.1. Aire d'instruments.....	23
3.7. Localització.....	23
3.7.1. Meteorologia.....	23
3.7.2. Topografia.....	24
<b>4. ENGINYERIA BÀSICA</b> .....	<b>26</b>
4.1. Elaboració de diagrames.....	26
4.2. Llistat d'especificacions.....	37
4.3. Disseny funcional del projecte.....	53
4.3.1. Descripció funcional del projecte.....	53
4.3.2. Simulació.....	53
4.3.3. Optimització del procés i resultats.....	57
4.4. Disseny d'equips (Process Containment Equipment).....	60
4.4.1. Columna de destil·lació DC-301.....	60
4.4.2. Bescanviador E-401.....	65
4.4.3. Bescanviador E-402.....	67
4.4.4. Acumulador de reflux V-401.....	68
4.4.5. Compressor K-401.....	69
4.4.6. Bomba P-301.....	69
4.4.7. Bomba P-401.....	70
4.4.8. Separador "Knockout drum" V-403.....	70
4.5. Llistat de fulls d'especificació.....	71
4.5.1. Columna de destil·lació.....	71
4.5.2. Reboiler.....	73
4.5.3. Condensador.....	75
4.5.4. Compressor.....	77

4.5.5. Acumulador de reflux.....	78
4.5.6. Bomba de propà.....	80
4.5.7. Bomba de propilè .....	81
4.6. Disseny sistema de control [29] .....	82
4.6.1. Cap de columna DC-301 .....	82
4.6.2. Fons de columna DC-301.....	82
4.6.3. Compressor K-401 .....	82
4.6.4. Reboiler E-401 .....	83
4.6.5. Condensador E-402 .....	83
4.6.6. Acumulador de reflux V-401.....	83
<b>5. SEGURETAT.....</b>	<b>84</b>
5.1. What if + mini LOPA .....	84
5.2. Definició zones ATEX.....	91
5.3. Equips de seguretat.....	92
5.3.1. Disseny vàlvules de seguretat.....	92
<b>6. AVALUACIÓ ECONÒMICA.....</b>	<b>96</b>
6.1. Inversió en capital fix.....	96
6.2. Costos operacionals.....	97
6.3. Profit anual.....	97
6.4. Compte de resultats .....	98
6.5. Viabilitat econòmica.....	98
<b>7. BIBLIOGRAFIA .....</b>	<b>101</b>

## ANNEX

<b>A.1. Enginyeria bàsica .....</b>	<b>104</b>
A.1.1. Disseny de canonades.....	104
A.1.2. Columna de destil·lació DC-301 .....	105
A.1.3. Càlcul econòmic preliminar dels tipus de columna [12] .....	125
A.1.4. Bescanviadors de calor .....	129
A.1.5. Acumulador de reflux V-401 .....	144
A.1.6. Compressor [7] .....	145
A.1.7. Bombes .....	147
<b>A.2. Seguretat .....</b>	<b>153</b>
A.2.1. What if + mini LOPA .....	153
<b>A.3. Avaluació econòmica .....</b>	<b>156</b>
A.3.1. Inversió total en capital fix.....	156

## **1. INTRODUCCIÓ**

### **1.1. Organització**

L'equip està constituït per dos membres, en la següent taula es permet identificar les responsabilitats individuals com les parts comunes mitjançant els colors situats al vèrtex superior de cada pàgina. El rol de responsable de projecte és desenvolupat pel membre Oriol Boldú Soto (blau) i el rol de responsable de procés pel membre Adrián Gómez Preciado (vermell).

Taula 1.1 Repartició de responsabilitats

<b>Part Comú</b>	<b>Responsable de projecte</b>	<b>Responsable de procés</b>
Introducció	Simulació	Càlcul de línies
Fulls d'especificació	Estudi d'Alternatives	Disseny d'equips separació
Bibliografia	Disseny Mecànic d'equips	Disseny d'equips d'intercanvi calor
Balanços	Sistema de bombeig i compressió	Disseny d'equips compressió
Nomenclatura	Estudi de Seguretat i Vàlvules	Disseny de diagrames
	Avaluació Econòmica	Filosofia de control

### **1.2. Agraïments**

La realització del present Treball de Fi de Grau és la culminació de les orientacions i suggeriments que s'han rebut per part del professorat que ens han conduït durant aquest temps.

Volem donar les gràcies a companys, amics, familiars i professors que han estat donant suport i que sense ells, aquest viatge no hagués sigut possible.

Hem d'agrair sobretot, a Mònica Rosell, tutora durant la realització del TFG per la predisposició, ajuda i amabilitat que ens ha brindat durant les reunions.

## **2. ETAPA PRELIMINAR**

### **2.1. Scope del projecte**

Taula 2.1 Abast del projecte

<b>Títol del Projecte</b>	Disseny d'una unitat de recuperació de propilè
<b>Assessors del projecte</b>	Mònica Rosell
<b>Breu resum</b>	El disseny, consisteix en la construcció d'una unitat de separació de propilè per obtenir un augment de la seva puresa. En l'àmbit econòmic, comporta una inversió inicial de 13.92 M€, amb el qual es genera un VAN de 53.3 M€ i es recupera la inversió inicial en un temps de 1 any i 3 mesos .
<b>Objectiu Específic</b>	El disseny de la separació es tracta d'una unitat de separació de propilè i propà a partir d'un corrent de mescla d'aquests components. El corrent de propilè recuperada serà de grau polímer (fracció màssica de 0.995 en propilè).
<b>Abast</b>	<p><i>In scope:</i></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Disseny de les condicions i configuració de la columna</li> <li>- Estudi d'alternatives</li> <li>- Disseny dels diagrames de procés</li> <li>- Disseny dels diagrames de control i instrumentació</li> <li>- Disseny dels principals equips que intervenen</li> <li>- Construcció de les especificacions en canonades i instruments</li> <li>- Simulació del procés</li> <li>- Estudi de seguretat</li> <li>- Disseny de les vàlvules de seguretat</li> <li>- Avaluació econòmica del projecte</li> </ul> <p><i>Out of scope:</i></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Disseny de les zones fora del límit de bateria</li> <li>- Disseny de tanques mecàniques</li> <li>- Estudi sobre l'impacte mediambiental</li> <li>- Confeció de manuals d'operació</li> <li>- Organització del programa de manteniment</li> </ul>
<b>Entregues</b>	- Entrega electrònica 12/06/22
<b>Duració</b>	- Durant el curs 2021/2022

---

## ***2.2. Planificació del projecte***

Durant la realització d'aquest projecte i la distribució de les tasques s'ha elaborat una planificació temporal. Anteriorment, s'han recreat un llistat de tasques i una previsió futura del temps necessari de cadascuna. Tot seguit s'ha creat un esquema de la planificació utilitzant el programa *Gantt Project* i s'ha intentat complir amb totes les dates d'entrega. Cal tenir en compte, algunes de les tasques s'han finalitzat abans de l'establert i d'altres han perdurat més del previst. D'aquesta manera es presenta l'organització i estructura segons la Figura 2.1.

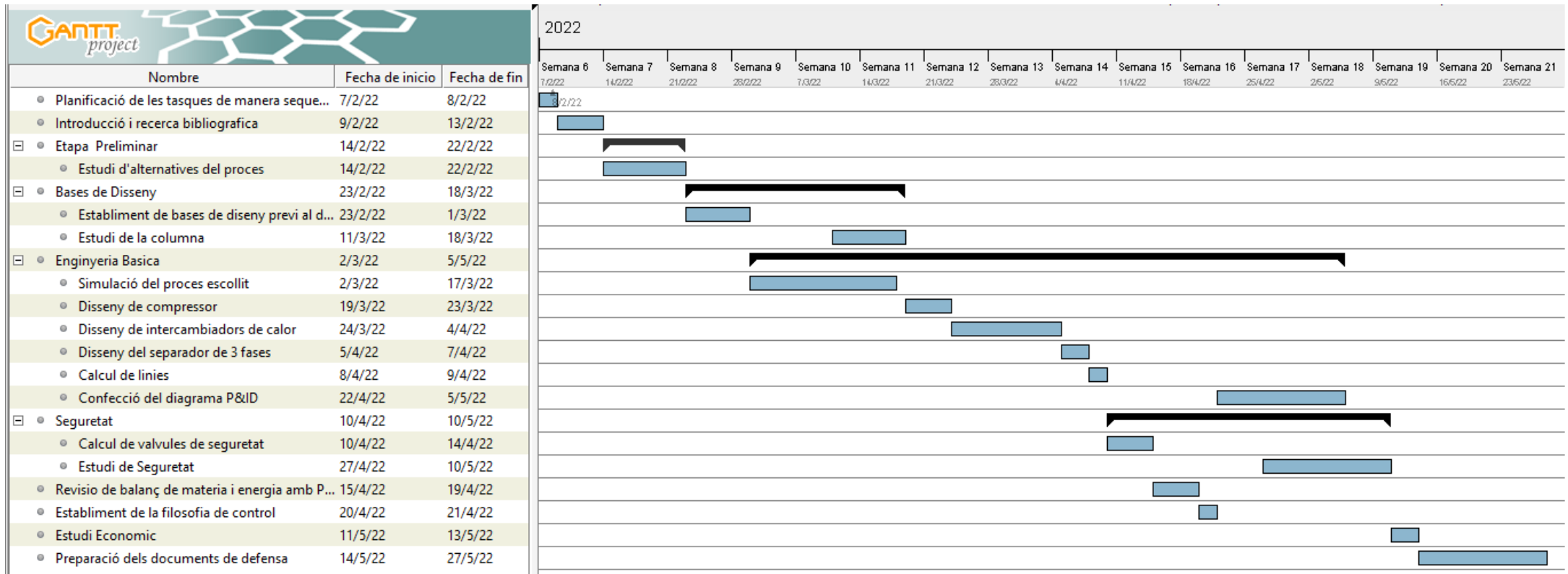


Figura 2.1 Diagrama Gantt Inicial

### 2.3. Antecedents

Les columnes de destil·lació són necessàries en la separació del propilè-propà en refineries o plantes de polipropilè. Les columnes convencionals tenen un gran consum d'energia a causa de l'alta puresa que cal proporcionar i les baixes volatilitats relatives. Per aquests inconvenients és recomanable una millora en la integració energètica en forma d'alternatives com es mostra en l'apartat 2.4.

La unitat de separació es troba alimentada per una fracció de *crackeig*. El *crackeig* transforma la nafta en components bàsics com l'etilè, el propilè i aromàtics, a la vegada que aquests són l'inici de moltes de les cadenes de valor de la indústria química com matèries primeres per la producció de plàstics, amoníac, cautxú sintètic, glicol, etc.

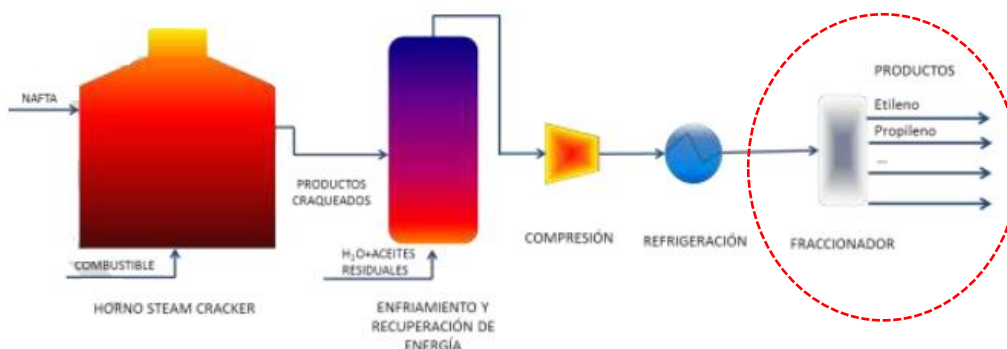


Figura 2.2 Diagrama de *crackeig*

La molècula de propilè és coproduïda durant la producció d'etilè, mitjançant el craqueig amb vapor (piròlisi de vapor) de les matèries primeres d'hidrocarburs. Les matèries primeres utilitzades per al craqueig amb vapor van des de l'eta fins a la nafta i el gasoil. Durant l'etapa de separació o fraccionament s'obtenen dos corrents principals, el destil·lat de propilè i el fons de propà.

El corrent de propilè és emmagatzemada per la seva posterior venda i és fa servir principalment per produir plàstics de polipropilè, per a l'emmotllament per injecció, per fibres i per a la fabricació de cumè (emprat en la producció de fenol). El propilè també s'utilitza per fer òxid de propilè, àcid acrílic, oxoalcohols i isopropanol.

Per altra banda, el fons es compon principalment de propà que pot ser usat com a combustible en el craqueig, per augmentar el rendiment energètic i reduir els costos d'operació.

És un dels productes químics industrials de major importància i ha experimentat un creixement considerable de demanda en les últimes dècades.

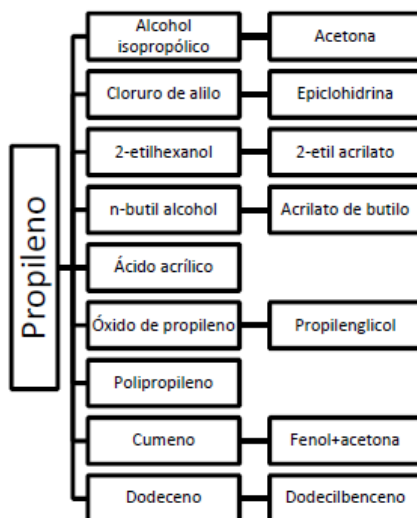


Figura 2.3 Productes derivats del propilè

El propilè es ven al mercat en diferents categories en funció de la seva puresa: grau refinaria, grau químic i grau polímer. En aquest projecte es vol aconseguir propilè grau polímer (PGP) que correspon a una especificació de mínim el 99,5% en concentració molar de puresa en propilè, amb un màxim de 0,5% de propà, més traces d'altres compostos com butà, butè, diòxid de sofre i età, entre d'altres.

El principal ús del propè és la producció de polipropilè, material principalment utilitzat en la fabricació de plàstics. I és degut a l'augment de l'ús a escala mundial del plàstic, el propilè fa que sigui un dels productes més demandats. La producció mundial anual de propilè és de 80 milions de tones.

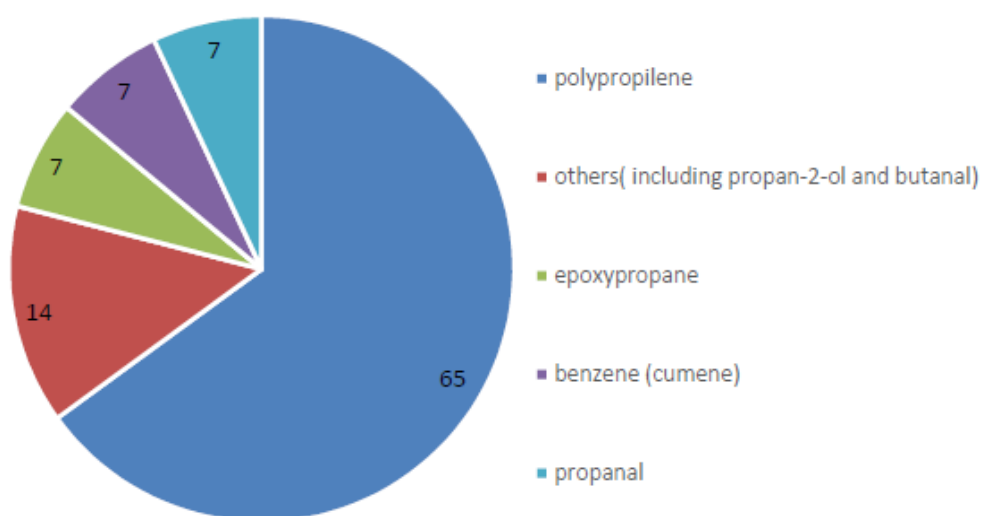


Figura 2.4 Distribució dels derivats del propilè (%)

El propilè pot fabricar-se mitjançant diferents processos:

- Deshidrogenació de parafines
- Craqueig tèrmic de propà o nafta
- Craqueig catalític de gasoils al buit

Actualment, el craqueig tèrmic suposa el procés escollit per, aproximadament, la producció del 50% de propilè a escala mundial, tal com es mostra en la Figura 2.5, és doncs un procés del qual optimitzar qualsevol part, pot suposar una diferència significant en l'àmbit econòmic.

En aquest projecte tractarem d'optimitzar l'última etapa d'aquest craqueig: la recuperació de propilè i propà en una columna de destil·lació.

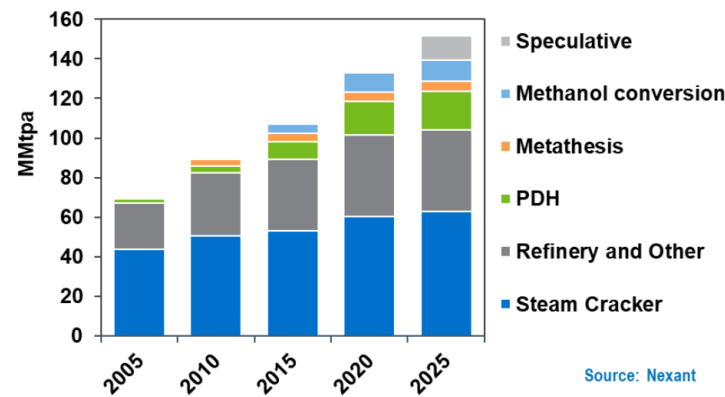


Figura 2.5 Capacitat global de propilè per tipus de procés productiu

## 2.4. Estudi Alternatives

La caracterització principal del procés desenvolupat en aquest projecte es basa en les característiques termodinàmiques dels components a separar, propà-propilè, ja que aquests tenen punts d'ebullició considerablement similars. A causa de l'elevada puresa de propilè que vol obtenir el client, l'optimització del procés implica trobar les condicions d'operació de la columna de destil·lació que minimitzen el cost energètic.

Amb aquesta finalitat, s'ha elaborat una anàlisi bibliogràfica i s'ha considerat que a part de l'ús d'una columna de destil·lació convencional, hi ha configuracions alternatives que precisament, cerquen minimitzar la despesa energètica.

### 2.4.1. *Columna amb recompressió de vapor*

Com a alternativa principal a la columna convencional, s'ha trobat la columna amb recompressió de vapor (RCV), que evita l'ús d'un condensador al cap de columna utilitzant un compressor augmenta la pressió de sortida de propilè per cap, i que posteriorment, és enviat al *reboiler*, per tal d'intercanviar l'energia emmagatzemada amb el propà que surt per fons de columna. S'ha observat que d'aquesta manera hi ha un estalvi considerable per no fer ús d'aigua de refrigeració, ja que no hi ha condensador i en aquest cas, la despesa energètica principal recau sobre la potència elèctrica necessària pel compressor. A continuació es mostren els resultats de les anàlisis bibliogràfiques en forma de matriu de decisió i, posteriorment, en l'apartat 4.3.3 es realitzarà un estudi d'optimització energètic basat en el cost d'inversió final, mitjançant el programa *Aspen*.

El procediment de les matrius de decisió es basa en l'ús de diferents paràmetres que caracteritzen cada alternativa i mitjançant l'assignació d'un percentatge a cada paràmetre en funció de la rellevància que té pel procés i la posterior valoració d'aquesta, de l'1 al 5, en ordre de menor a major puntuació, i finalment, es comprova quina és l'alternativa més òptima segons la qualificació final obtinguda.

A continuació es mostra la matriu de decisió del tipus de columna, amb els criteris de selecció i la valoració corresponent.

Taula 2.2 Matriu de decisió d'alternatives al tipus de columna de destil·lació

	(%)	Convencional		Recompressió de vapor	
		Valoració	Total	Valoració	Total
<b>Seguretat</b>	15	3	0.45	3	0.45
<b>Control</b>	10	3.5	0.35	3	0.3
<b>Fiabilitat</b>	10	4	0.4	3	0.3
<b>Eficiència</b>	25	2.5	0.625	4	1
<b>Cost</b>	40	3	1.2	4.5	1.8
<b>Total</b>	100%		3.03		<b>3.85</b>

- Seguretat:

Si bé és cert que pel procés amb la columna de recompressió de vapor hi ha la possibilitat de treballar a pressions d'operació lleugerament més baixes, amb els beneficis potencials en la seguretat del procés que això comportaria, a nivell pràctic els dos processos estan situats en el mateix nivell de seguretat, requerint pressions d'operació de 8 barg o més, i fent ús d'una vàlvula de seguretat en els dos casos. Per futures valoracions caldrà tenir el compte que els fluids de treball són inflamables. Per aquest motiu s'ha donat la mateixa valoració en els dos tipus de columna.

- Control:

Pel que fa al procés en la columna, les dues zones principals de control són el cap de columna i el fons de columna. Per cap, en els dos tipus de processos, la variable més important és el cabal de sortida i el pendent de la zona de rectificació, equivalent a reflux/vaporitzat (L/V). D'altra banda, per fons, tradicionalment, la composició de fons desitjada es manté amb la temperatura situada en els plats per sobre de la línia que retorna al *reboiler*, però en aquest cas, on hi ha una relativa semblança termodinàmica entre els components que pot provocar el canvi de fase, es realitza actuant en feedback amb el caudal d'extracció de fons, així doncs es mesura el nivell de fons de columna i es manipula el cabal de sortida de producte de propà.

La pressió en el procés convencional es pot regular variant el flux de vapor o de refrigerant, en canvi, en el procés amb RCV la velocitat del compressor ocupa el lloc del flux de vapor en el procés convencional, amb el corresponent rati de compressió del compressor.

- Fiabilitat:

Es pot observar que la fiabilitat del procés convencional és relativament superior, i això és degut, a que al usar aigua de refrigeració en el condensador i vapor d'aigua en el *reboiler*, es tenen més graus de llibertat i, per lo tant, més variables sobre les que realitzar el control. D'altra banda, el procés amb RCV, té menys graus de llibertat, ja que no usa el condensador principal ni s'incrementa la temperatura del *reboiler* amb vapor d'aigua i, aleshores, té una fiabilitat lleugerament inferior. Tot i això, el sistema de control utilitzat en la columna convencional es podria aplicar a la columna de recompressió de vapor amb la simple substitució de la velocitat del compressor pel flux de vapor [1].

- Eficiència:

Bibliogràficament s'ha trobat que Eduardo [2] informa d'un estalvi d'energia del 33% amb la recompressió de vapor respecte el procés convencional.

Mentre que en el procés convencional hi ha un requeriment d'energia tèrmica elevada (vapor d'aigua al *reboiler* i aigua de refrigeració al condensador) amb la RCV s'aconsegueix minimitzar aquest requeriment, recomprimint el corrent de propilè de cap i emprant-lo energèticament fent-lo circular pel *reboiler*. És per aquest motiu que el procés RCV és més eficient.

- Cost:

Com es pot observar en la Taula 2.2 el paràmetre al qual se li ha donat més importància pel que fa a l'alternativa és el cost, i és principalment, on rau la diferència entre una columna convencional o una amb RCV.

*Annakou i Mizsey* [3] van trobar que la recompressió de vapor proporciona un estalvi del 37% en el cost total anual en comparació amb la columna convencional.

Components dels costos principals dels dos processos:

- Costos fixos

Procés convencional: Condensador i *Reboiler*

Procés RCV: Compressor i *Reboiler*

- Costos variables

Procés convencional: Vapor d'aigua i aigua de refrigeració

Procés RCV: Electricitat i aigua de refrigeració

Pel que fa als costos fixos, el preu del compressor del RCV resulta ser més elevat al cost del condensador del procés convencional. Ara bé, el condensador resultaria ser de dimensions considerablement elevades i, en aquesta part, les despeses variables són decisives. En el cas del procés convencional, la quantitat de vapor d'aigua per evaporar el propà de fons i l'aigua de refrigeració per condensar el propilè de cap haurien de ser d'una magnitud, que farien menys viable econòmicament el procés que en el cas de RCV, on l'única despesa variable significant és l'electricitat, necessària per operar el compressor del procés, perquè la quantitat d'aigua de refrigeració utilitzada en el condensador auxiliar és poc significant. Tenint en compte aquesta variable, s'ha donat un valor més positiu al procés amb RCV pel que fa al cost.

#### 2.4.2. Tipus de condensador

Tot i que en l'apartat 2.4.1 s'ha vist que un dels motius pel qual el procés amb recompressió de vapor era més eficient, era per evitar l'ús del condensador de cap de columna, en l'apartat 4.3.2.2 s'ha comprovat que utilitzar un condensador en el procés era inevitable, i per decidir quin tipus d'intercanviador era l'òptim per les condicions del procés, s'ha realitzat la matriu de decisió mostrada en la Taula 2.3, on s'ha triat entre un intercanviador de tubs i carcassa tipus BEM i un intercanviador de plaques.

Taula 2.3 Matriu de decisió d'alternatives al tipus de condensador

	(%)	BEM		Plaques	
		Valoració	Total	Valoració	Total
<b>Eficiència</b>	20	2.5	0.5	4	0.8
<b>Manteniment</b>	10	2.5	0.25	3	0.3
<b>Resistència al Fouling</b>	5	3	0.15	3	0.15
<b>Muntatge</b>	10	4	0.4	5	0.5
<b>Control</b>	10	2.5	0.25	3	0.3
<b>Evitar fugues</b>	15	2.5	0.375	2	0.3
<b>Cost</b>	30	2.5	0.75	4.5	1.35
<b>Total</b>	100%		2.68		3.70

En les condicions que té lloc el procés es pot observar que hi ha diferència considerable, principalment en l'eficiència i el cost.

- Eficiència:

Pel que fa a l'eficiència, l'intercanvi en les plaques es comporta com una contracorrent pura, fet que aconseguix una major diferència de temperatures entre el corrent fred i calent, respecte al BEM, permetent una transferència de calor més gran en el de plaques. D'altra banda, en l'intercanviador de plaques s'aconsegueixen coeficients de transferència de calor a causa de les plaques corrugades i les velocitats més altes. Per aquest motiu s'ha obtingut una valoració superior en l'intercanviador de plaques.

- Manteniment:

Mentre que la facilitat de manteniment de l'intercanviador de plaques és superior ja que es poden treure fàcilment les plaques per al servei o reparació, el l'intercanviador BEM l'accés pel manteniment és de major dificultat, ja que cal desmuntar la carcassa per accedir als tubs. Conseqüentment, la facilitat d'accés té una incidència directa en els costos de manteniment. Per aquest motiu el manteniment de les plaques té una valoració superior.

- Resistència Fouling:

Degut a les ondulacions i la turbulència inherent l'intercanviador de plaques té una alta resistència al *Fouling*, d'altra banda, el BEM pateix Fouling de 3 a 10 vegades més alt, degut a la secció transversal circular i el flux laminar. Per aquest motiu les plaques tenen una resistència superior al Fouling respecte el BEM.

- Muntatge:

El disseny constructiu de l'intercanviador de plaques ofereix cert avantatge, com són la reducció de l'espai i gran flexibilitat d'ús. Aquestes són variables considerades positivament en el muntatge, ja que aquest es veu afavorit, i en cas de possibles augments de producció en el futur, l'intercanviador pot ser reutilitzat amb el corresponent augment del nombre de plaques, factor que resultaria més complicat en el cas del tipus BEM, que és menys flexible en aquest aspecte.

- Control:

Els intercanviador de plaques funcionen correctament amb diferències petites de temperatura entre el fluid calent i el fred, a diferència del tipus BEM. En aquest cas hi ha una diferència de temperatures de 5 °C per lo que és l'intercanviador de plaques té una valoració superior.

- Fuites:

Els intercanviador de plaques estan dissenyats per permetre que les plaques i les juntes s'uneixin fermament entre elles, no obstant, en les plaques hi ha potencialment més risc de fuites que en l'intercanviador tipus BEM.

- Cost:

Tot i que podria estar justificat l'ús d'un intercanviador tipus BEM, en treballar amb fluids relativament nets, s'ha considerat que per diferències de temperatura baixa entre l'entrada i la sortida de l'aigua de refrigeració, el volum total de l'intercanviador hauria de ser molt major al necessari en el cas d'un de plaques, fent incrementar considerablement el cost. Els intercanviador de calor de plaques pesen menys d'1/16 del pes total dels intercanviadors tipus BEM i utilitzen 1/10 de l'espai ocupat pels BEM.

Això significa un cost inferior en el de plaques pel que fa a l'enviament, manipulació i instal·lació.

A continuació es mostra la Figura 2.6, on apareixen les diferències principals en els diferents paràmetres d'avaluació entre l'intercanviador de plaques i l'intercanviador de tubs i carcassa.

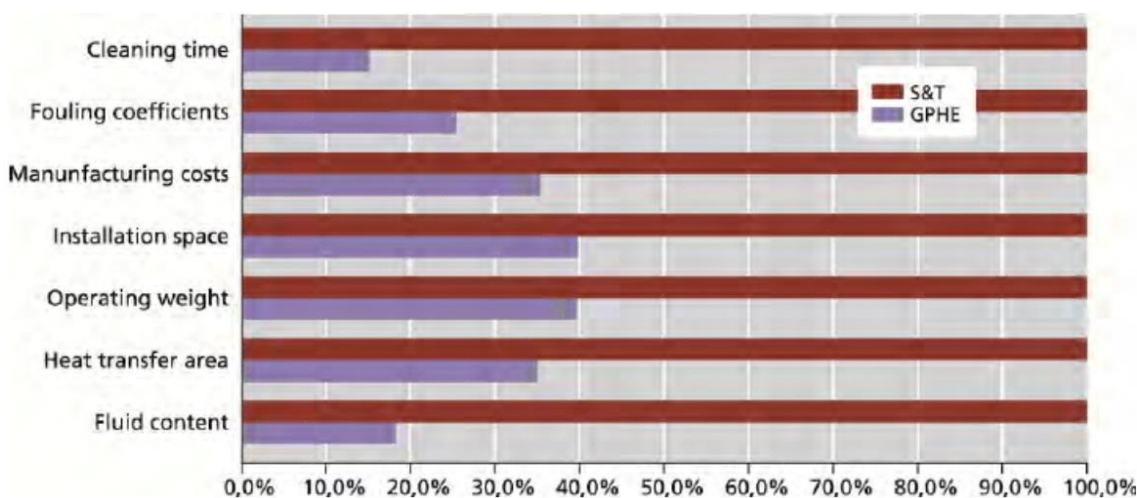


Figura 2.6 Avaluació dels paràmetres entre l'intercanviador BEM (vermell) i el de plaques (lila)

Tenint en compte tots els paràmetres anteriors, s'ha decidit usar un intercanviador de plaques com a condensador del procés.

### 2.4.3. Tipus de bomba

Un dels equips considerablement importants del procés són les bombes. Per tal de definir quin tipus de bomba és l'òptim per les característiques i condicions dels fluids que intervenen s'ha realitzat la matriu de decisió mostrada en la Taula 2.4.

Com a tipus més freqüent de bombes utilitzades s'ha triat entre la de desplaçament positiu i la centrífuga.

Taula 2.4 Matriu de decisió d'alternatives al tipus de bomba

	(%)	Desplaçament positiu		Centrífuga	
		Valoració	Total	Valoració	Total
<b>Seguretat</b>	<b>40</b>	3	1.2	4	1.6
<b>Control</b>	<b>10</b>	3	0.3	3.5	0.35
<b>Eficiència</b>	<b>20</b>	3	0.6	4	0.8
<b>Cost</b>	<b>30</b>	3.5	1.05	4.5	1.35
<b>Total</b>	<b>100%</b>		<b>3.15</b>		<b>4.10</b>

Com es pot observar en la Taula 2.4, els dos tipus de bombes tenen valoracions similars, sent la centrífuga més segura, més eficient i més econòmica.

- Seguretat:

Les bombes de desplaçament positiu són més perilloses ja que es pot arribar a temperatures de descomposició del fluid i pel que fa a problemes operatius la centrífuga pot patir cavitació mentre que la de desplaçament positiu *dead heading*. Per aquest motiu s'ha donat una valoració lleugerament superior a la bomba centrífuga.

- Control:

El principi de funcionament de la bomba de desplaçament positiu no inclou cap limitació de pressió i per això requereix una vàlvula de seguretat. Per tal de controlar-ne el flux es sol usar un *bypass* (una vàlvula en una canonada de derivació) des de la descarrega de la bomba fins a la succió o també es pot controlar el flux variant la velocitat de rotació. D'altra banda, les bombes centrífugues tenen menys requeriments i una controlabilitat més senzilla. No requereix una vàlvula de seguretat, i el flux es pot controlar col·locant una vàlvula de control a la canonada de descarrega o col·locant-la a la canonada de succió, en sèrie amb la bomba. Tot i que s'acostuma a col·locar en la descarrega, ja que en la succió hi ha el perill de patir problemes de cavitació.

- Eficiència:

De forma general les bombes de desplaçament positiu són més eficients al treballar amb fluids de certa viscositat. En el nostre procés s'opera amb fluids de viscositats de 0.11 cSt i 0.21 cSt. Per lo tant, la bomba centrífuga treballaria de forma òptima i, en canvi, la de desplaçament positiu veuria disminuïda considerablement la seva eficiència.

- Cost:

Els costos operatius i de manteniment d'una bomba de desplaçament positiu acostumen a ser més baixos que els d'una bomba centrífuga. D'altra banda, el cost inicial sol ser major en una bomba de desplaçament positiu que en una centrífuga. Tenint en compte el procés necessari a realitzar, la bomba de desplaçament positiu estaria treballant a una baixa eficiència, lo que conduiria a una despesa energètica major, incrementant-ne els costos operatius. És per això que la bomba centrífuga té una valoració lleugerament superior a la de desplaçament positiu.

A causa de les pressions a les quals hauran de treballar, s'ha decidit utilitzar el tipus de bomba centrífuga multi etapa, tant pel cas del propà com del propilè, i que incorporaran una doble tanca mecànica per augmentar la seguretat en cas de possibles fuites, ja que els fluids del procés són inflamables.

### **3. BASES DE DISSENY**

En aquest apartat es detalla les especificacions d'entrada als dissenys, així com el potencial anual de serveis i operacions.

#### **3.1. Especificació alimentació**

Tal com s'especifica anteriorment, a la unitat de fraccionament s'alimenta un corrent procedent de *crackeig* que proporciona 14296 kg/h a 35 °C i una pressió de 25.4 kg/cm<sup>2</sup>g. La composició d'aquest corrent correspon a la Taula 3.1.

Taula 3.1 Composició en l'alimentació

<b>Substància</b>	<b>Fracció massica (%)</b>
Propilè	75.85
Propà	23.07
i-Butà	0.51
i-Butè	0.29
1-Butè	0.19
Tr2-Butè	4.06·10 <sup>-2</sup>
n-Butà	2.59·10 <sup>-2</sup>
Cis2-Butè	1.21·10 <sup>-2</sup>
Diòxid de Sofre	1.08·10 <sup>-2</sup>
Età	4.00·10 <sup>-3</sup>

#### **3.2. Especificació productes**

Taula 3.2 Composició en la sortida

<b>Substància</b>	<b>Fracció massica (%)</b>	<b>Pressió (barg)</b>	<b>Temperatura(°C)</b>
Propilè	99.95	25.00	41.00
Propà	96.10	15.00	19.86

Cal mencionar que el valor de la composició del propà de producte no estava fixa't pel client i s'ha seleccionat el valor obtingut pel procés, en aquest cas es tracta de propà tipus HD5, amb una composició del 96.10 %, apropiat pel seu ús com a combustible.

D'altra banda, una especificació important no mencionada anteriorment, és la recuperació del 99.9 % en pes, de propilè del corrent d'entrada.

#### **3.3. Capacitat operativa**

A causa de la quantitat de corrent a tractar i el requeriment del client per una puresa del 99.5%, el projecte es dissenya per la destil·lació d'un cabal total de 115000 tones/any d'alimentació al 75.85% de propilè.

#### **3.4. Factor de servei**

La unitat es dissenyarà a 335 dies en funcionament, corresponent a trenta dies de parada a l'any, pel manteniment, revisions i millora de la unitat.

Anualment, la unitat estarà un total de 8040 hores operativa.

### 3.5. Normes i codis de disseny

A continuació s'indica les normatives al disseny dels diferents equips que pertanyen a l'abast del projecte.

- Codi ASME (*American Society of Mechanical Engineers*) divisió VIII
- API 521-2008 (*American Petroleum Institute*)
- API 526 (*American Petroleum Institute*)
- API 650 (*American Petroleum Institute*)
- TEMA (*Tubular Exchanger Manufacturers Association*)
- NEMA (*National Electrical Manufacturers Association*)
- EN ISO 10628:2000
- DIN 2401

### 3.6. Especificació dels serveis disponibles

El projecte es basa en l'ampliació de la planta de *crackeig* ja existent. Per aquest motiu els serveis bàsics *d'utilities* com aire d'instrumentació, nitrogen, electricitat o aigua de refrigeració ja estan disponibles en la consegüent zona d'aplicació.

#### 3.6.1. *Aigua de refrigeració*

L'aigua de refrigeració és necessària per condensar en l'equip E-402 i té les següents característiques:

Taula 3.3 Especificacions per l'aigua de refrigeració

Paràmetre	Valor
Pressió min/màx (barg)	7/6
Temperatura min/màx (°C)	30/35
Cabal (kg/h)	752936

#### 3.6.1. *Nitrogen*

El nitrogen s'utilitza tant per inertitzar equips, com per escombrar les línies o controlar les pressions a les tanques mecàniques de les bombes i té les següents característiques:

Taula 3.4 Especificacions per nitrogen

Paràmetre	Valor
Pressió (barg)	12
Temperatura (°C)	25
Cabal (kg/h)	No limitat
Humitat(ppm)	Sec-20

#### 3.6.1. *Electricitat*

És necessària per al subministrament de la potència d'aparells elèctrics i les instal·lacions secundaris com il·luminació i edificis al marge del procés.

Taula 3.5 Especificacions per l'electricitat

Paràmetre	Valor
Potencial (V)	380
Potència (kWh)	800

### 3.6.1. Aire d'instruments

L'aigua de refrigeració és necessària per condensar en l'equip E-402 i té les següents característiques:

Taula 3.6 Especificacions per l'aire d'instruments

Paràmetre	Valor
Pressió (barg)	6
Temperatura (°C)	25
Cabal (kg/h)	No limitat
Humitat (ppm)	500

## 3.7. Localització

L'emplaçament és un punt essencial per assegurar el bon funcionament, per aquest motiu s'elabora un estudi tenint en compte principalment l'obtenció de matèria primera.

Per aquest motiu la ubicació de les unitats se situen en un dels polígons industrials majors d'Espanya, la zona industrial de la Pobla de Mafumet, Tarragona. Aquesta ubicació resulta estratègica a causa de la proximitat amb les refineries que minimitzen els serveis logístics i l'aprofitament de serveis bàsics.

El conjunt petroquímic de Tarragona és el més gran d'Espanya i es troben instal·lades la majoria d'indústries d'importància en el sector, afavorint la interrelació entre les empreses per aconseguir una recepció i subministrament de matèries primeres com de productes.

### 3.7.1. Meteorologia

Les condicions tèrmiques a Tarragona es resumeixen com els estius són curts, calorosos, xafogor i majorment clars; els hiverns són llargs, freds, ventosos i parcialment ennuvolats i està sec durant tot l'any. Durant el transcurs de l'any, la temperatura generalment varia de 5 °C a 29 °C i poques vegades baixa a menys de 0 °C o puja a més de 32 °C.[4]

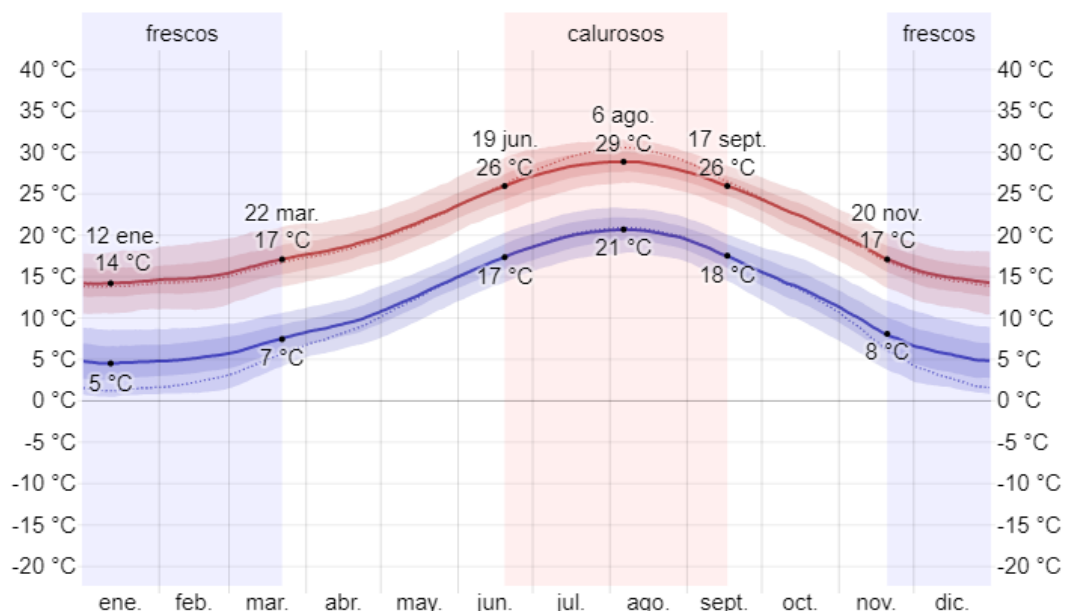


Figura 3.1 Temperatura mitjana a Tarragona

La velocitat mitjana del vent per hora a Tarragona té variacions estacionals considerables al llarg de l'any. L'etapa més ventosa de l'any dura 6,1 mesos, del 21 d'octubre al 26 d'abril, amb velocitat mitjana del vent de més de 15,0 quilòmetres per hora. El mes més ventós de l'any a Tarragona és el desembre, amb vents a una velocitat mitjana de 17,2 quilòmetres per hora.

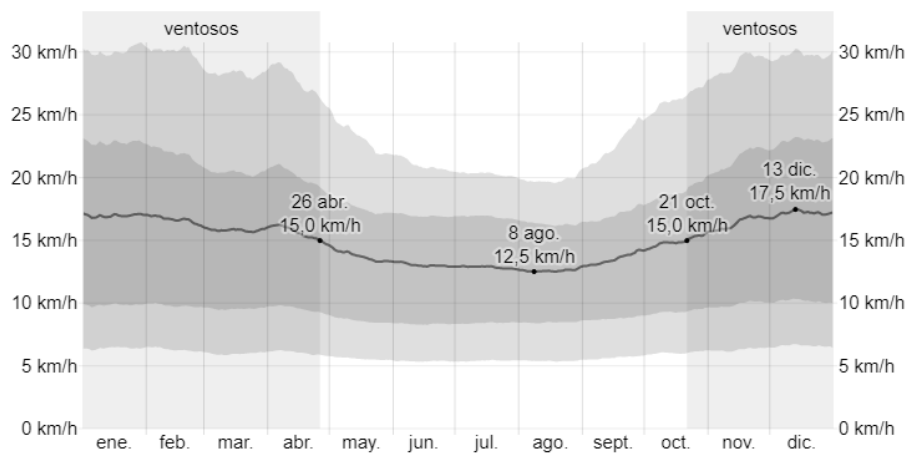


Figura 3.2 Velocitat vent mitjana a Tarragona

### 3.7.2. Topografia

Per a aquest informe, les coordenades geogràfiques de Tarragona són latitud: 41,117°, longitud: 1,250°, i elevació: 43 m.

La topografia només conté variacions modestes d'altitud, amb un canvi màxim d'altitud de 140 metres i una altitud mitjana sobre el nivell del mar de 25 metres. En un radi de 16 quilòmetres conté només variacions modestes d'altitud (598 metres). En un radi de 80 quilòmetres hi ha variacions molt grans d'altitud (1.224 metres).

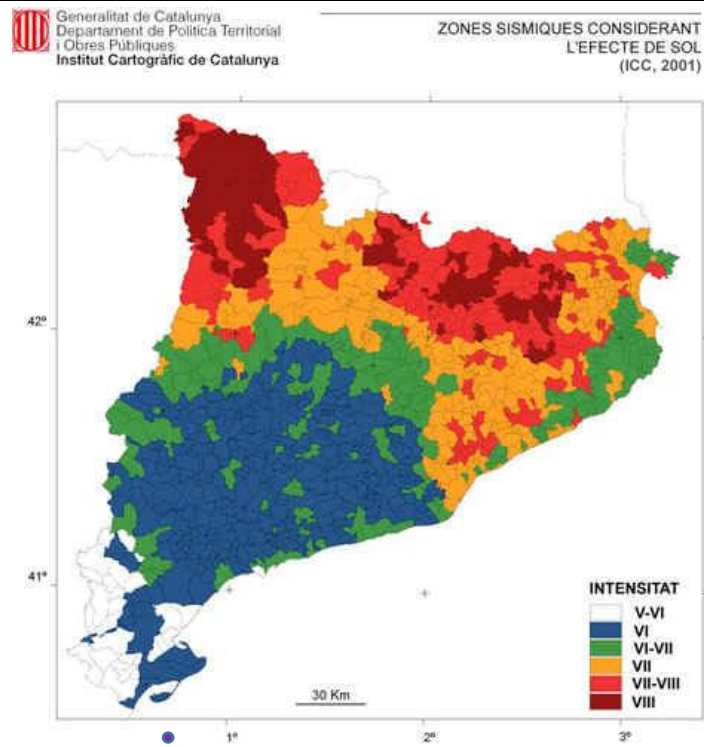


Figura 3.3 Probabilitat de Sismes a Catalunya

La situació geogràfica de la zona es presenta sobre la falla del llevant corresponent a una agrupació rocosa de poca activitat sísmica.[5]

## **4. ENGINYERIA BÀSICA**

En aquest apartat es mostren els diagrames principals de la unitat de fraccionament, a més, s'explica el disseny de canonades i accessoris.

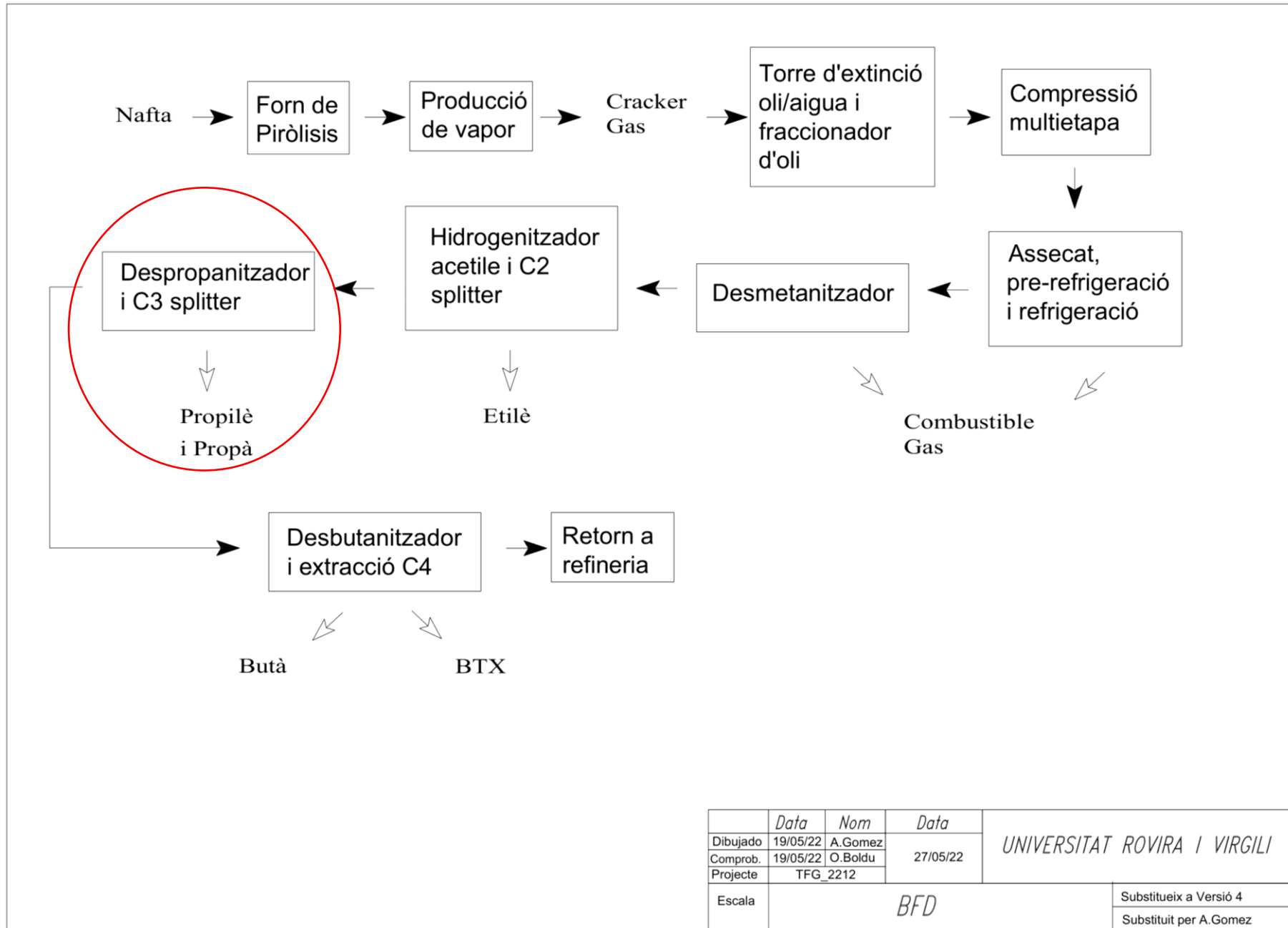
Per altra banda, es pot observar la descripció del P&ID, amb les respectives línies i el disseny simplificat de les vàlvules de control del procés.

Per últim, es presenta els mètodes de càlcul i fulls d'especificació dels equips que intervenen.

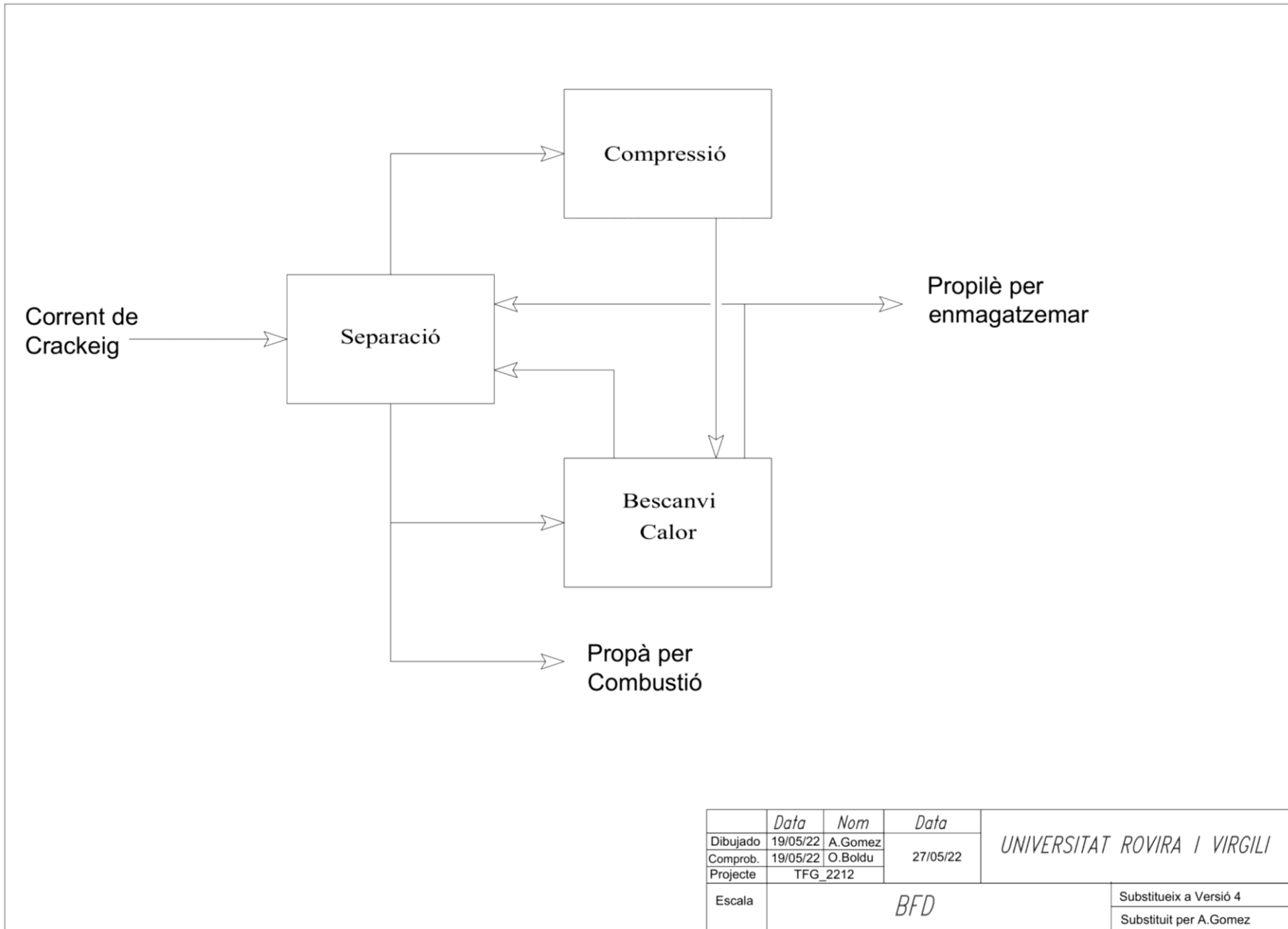
### **4.1. Elaboració de diagrames**

L'ordre dels diagrames és el següent:

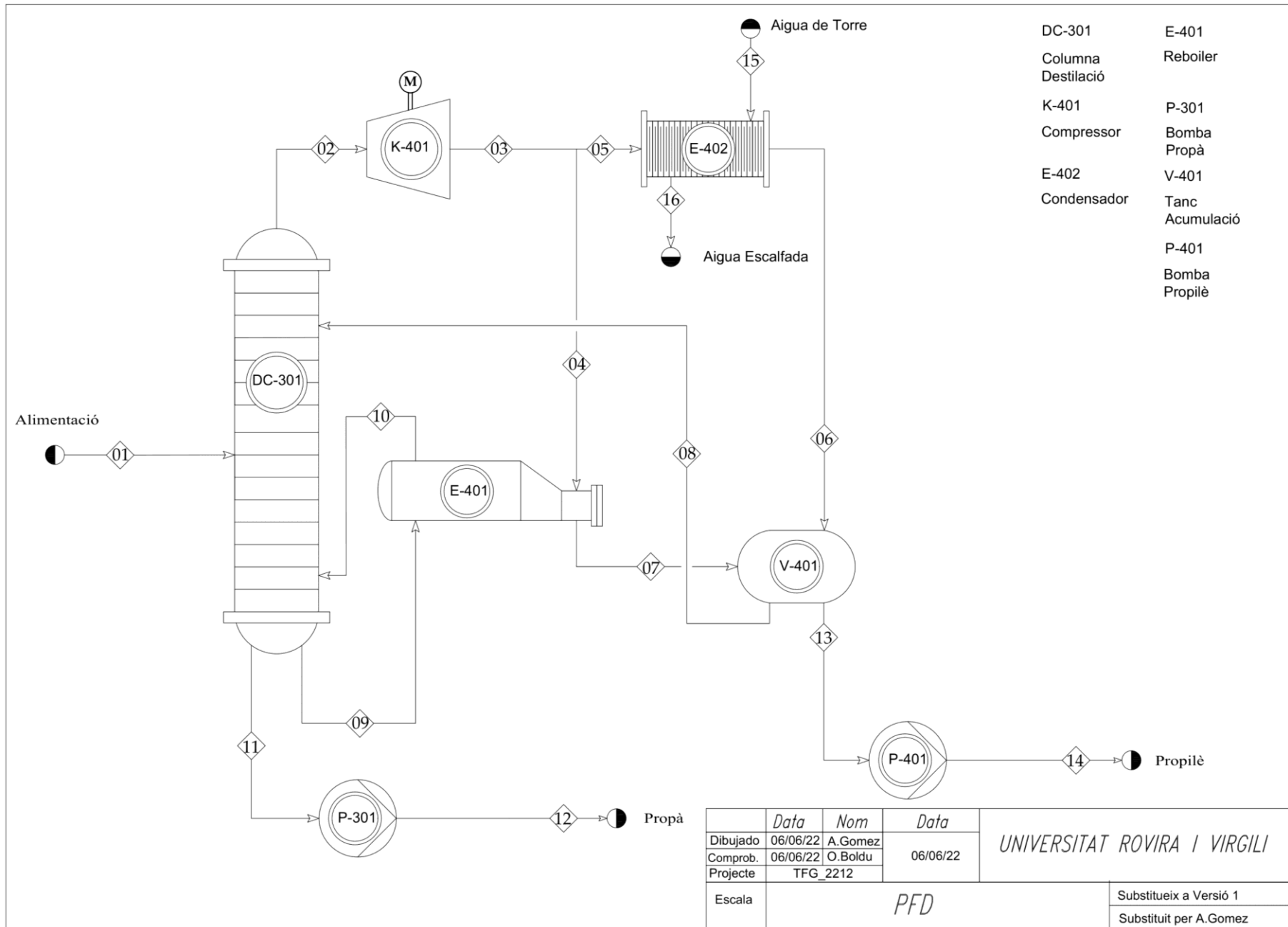
- Figura 4.1 Diagrama de blocs global (BFD)
- Figura 4.2 Diagrama de blocs procés (BFD)
- Figura 4.3 Diagrama de procés (PFD)
- Figura 4.4 Balanç de Matèria
- Figura 4.5 Simbologia
- Figura 4.6 Diagrama de control i xarxes de control (P&ID-300)
- Figura 4.7 Diagrama de control i xarxes de control (P&ID-400)
- Figura 4.8 Diagrama de control i xarxes de control (Tanca Mecànica)
- Figura 4.9 Diagrama d'implantació *Plot plant*
- Figura 4.10 Diagrama de procés (Xarxa de control simplificada)



	<i>Data</i>	<i>Nom</i>	<i>Data</i>	<i>UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI</i>
Dibujado	19/05/22	A.Gomez	27/05/22	
Comprob.	19/05/22	O.Boldu		
Projecte	TFG_2212			
Escala	<i>BFD</i>			Substitueix a Versió 4
				Substituit per A.Gomez



	<i>Data</i>	<i>Nom</i>	<i>Data</i>	<i>UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGLI</i>
Dibujado	19/05/22	A.Gomez	27/05/22	
Comprob.	19/05/22	O.Boldu		
Projecte	TFG_2212			
Escala	<i>BFD</i>			Substitueix a Versió 4
				Substituit per A.Gomez



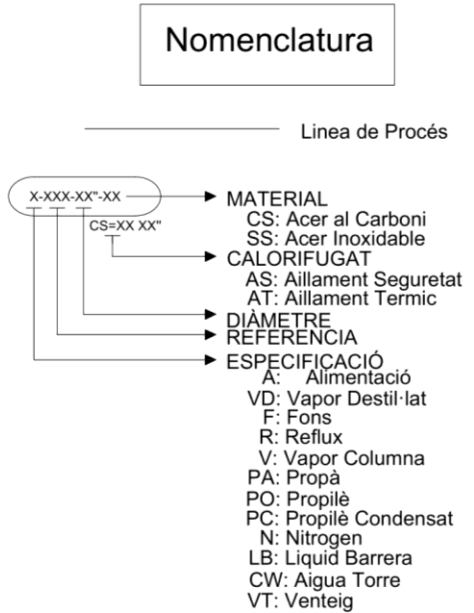
Taula 4.1 Balanç de Matèria

<b>Corrent</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>8</b>
Pressió (barg)	24.91	8.00	17.10	17.00	17.00	16.98	16.70	17.00
Temperatura (°C)	35.00	11.28	53.32	53.32	53.32	41.00	41.00	41.00
Frac Vapor	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	0.00
Cabal (kg/h)	14296	330259	330259	284502	45757	45757	284502	319369
Composició (% w/w)								
Propilè	0.758	0.995	0.995	0.995	0.995	0.995	0.995	0.995
Propà	0.231	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005
Aigua	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
<b>Corrent</b>	<b>9</b>	<b>10</b>	<b>11</b>	<b>12</b>	<b>13</b>	<b>14</b>	<b>15</b>	<b>16</b>
Pressió (barg)	8.50	8.40	8.40	15.00	17.00	25.00	7.00	6.30
Temperatura (°C)	19.86	19.86	19.86	19.86	41.00	41.00	30.00	35.00
Frac Vapor	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Cabal (kg/h)	268745	268745	3406	3406	10890	10890	752936	752936
Composició (% w/w)								
Propilè	0.002	0.002	0.002	0.002	0.995	0.995	0.000	0.000
Propà	0.961	0.961	0.961	0.961	0.005	0.005	0.000	0.000
Aigua	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	1.000

Nota: El sumatori de cabals en els corrents del procés pot no coincidir exactament amb el valor real per l'existència de agrupacions C4 no inclosos en l'anterior Taula 4.1

### Nomenclatura

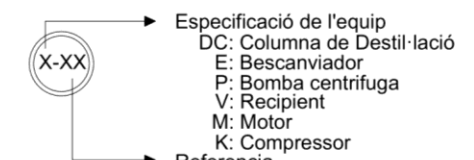
Linea de Procés



**MATERIAL**  
 CS: Acer al Carboni  
 SS: Acer Inoxidable

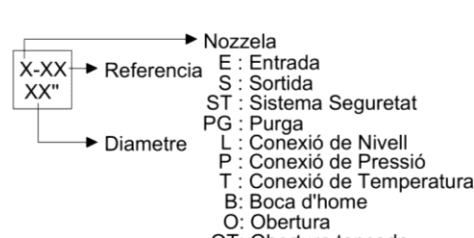
**CALORIFUGAT**  
 AS: Aïllament Seguretat  
 AT: Aïllament Termic

**DIÀMETRE**  
**REFERENCIA**  
**ESPECIFICACIÓ**  
 A: Alimentació  
 VD: Vapor Destil·lat  
 F: Fons  
 R: Reflux  
 V: Vapor Columna  
 PA: Propà  
 PO: Propilè  
 PC: Propilè Condensat  
 N: Nitrogen  
 LB: Líquid Barrera  
 CW: Aigua Torre  
 VT: Venteig



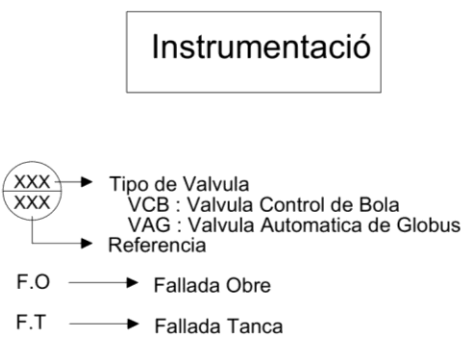
**Especificació de l'equip**  
 DC: Columna de Destil·lació  
 E: Bescanviador  
 P: Bomba centrífuga  
 V: Recipient  
 M: Motor  
 K: Compressor

**Referència**



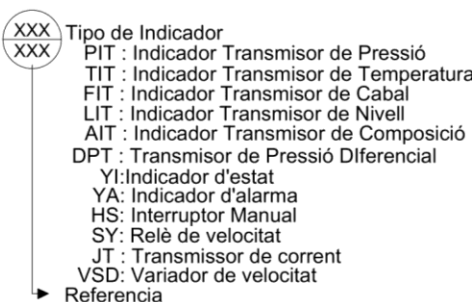
**Nozzela**  
 E: Entrada  
 S: Sortida  
 ST: Sistema Seguretat  
 PG: Purga  
 L: Connexió de Nivell  
 P: Connexió de Pressió  
 T: Connexió de Temperatura  
 B: Boca d'home  
 O: Obertura  
 OT: Obertura tancada

### Instrumentació



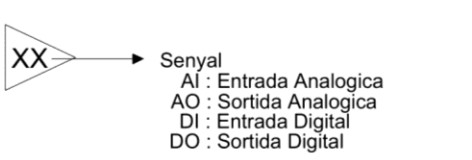
**Tipo de Valvula**  
 VCB: Valvula Control de Bola  
 VAG: Valvula Automatica de Globus

**Referència**  
 F.O → Fallada Obre  
 F.T → Fallada Tanca

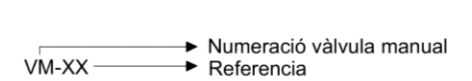


**Tipo de Indicador**  
 PIT: Indicador Transmissor de Pressió  
 TIT: Indicador Transmissor de Temperatura  
 FIT: Indicador Transmissor de Cabal  
 LIT: Indicador Transmissor de Nivell  
 AIT: Indicador Transmissor de Composició  
 DPT: Transmissor de Pressió Diferencial  
 YI: Indicador d'estat  
 YA: Indicador d'alarma  
 HS: Interruptor Manual  
 SY: Relè de velocitat  
 JT: Transmissor de corrent  
 VSD: Variador de velocitat

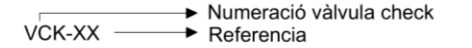
**Referència**



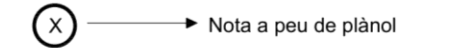
**Senyal**  
 AI: Entrada Analogica  
 AO: Sortida Analogica  
 DI: Entrada Digital  
 DO: Sortida Digital



**Numeració vàlvula manual**  
 Referència

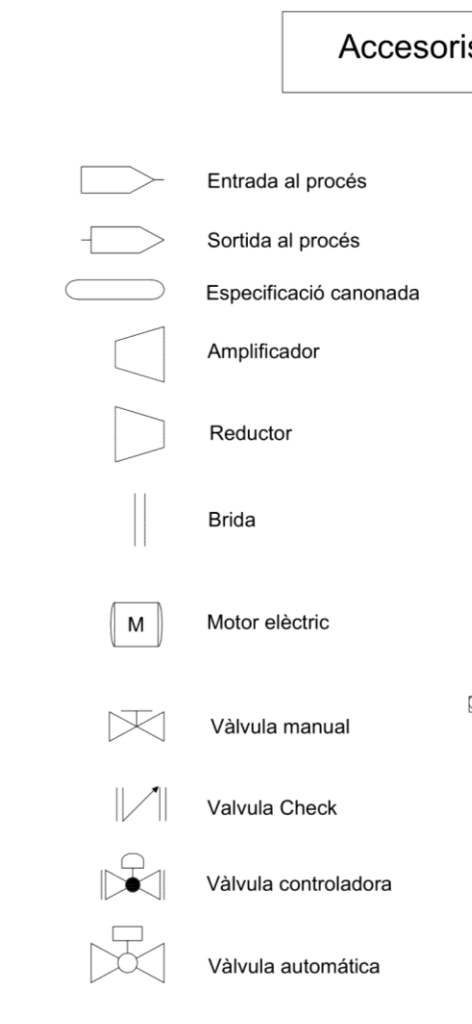


**Numeració vàlvula check**  
 Referència

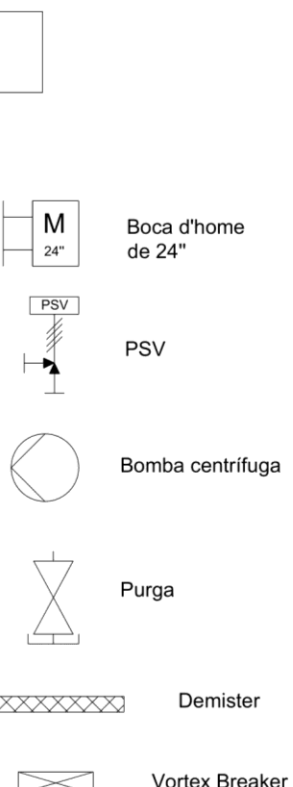


**Nota a peu de plànol**

### Accessoris

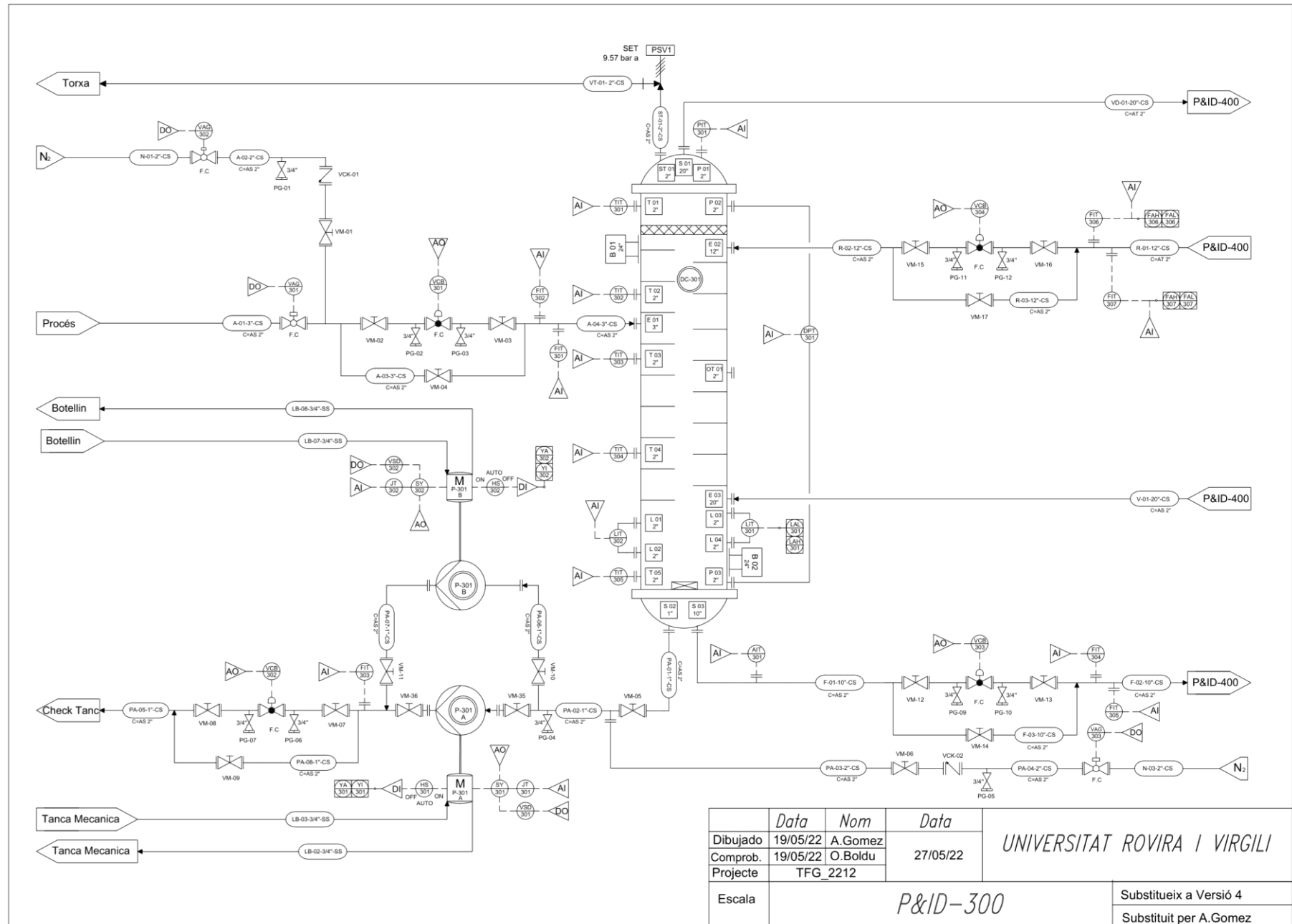


**Entrada al procés**  
**Sortida al procés**  
**Especificació canonada**  
**Amplificador**  
**Reductor**  
**Brida**  
**Motor elèctric**  
**Vàlvula manual**  
**Valvula Check**  
**Vàlvula controladora**  
**Vàlvula automàtica**

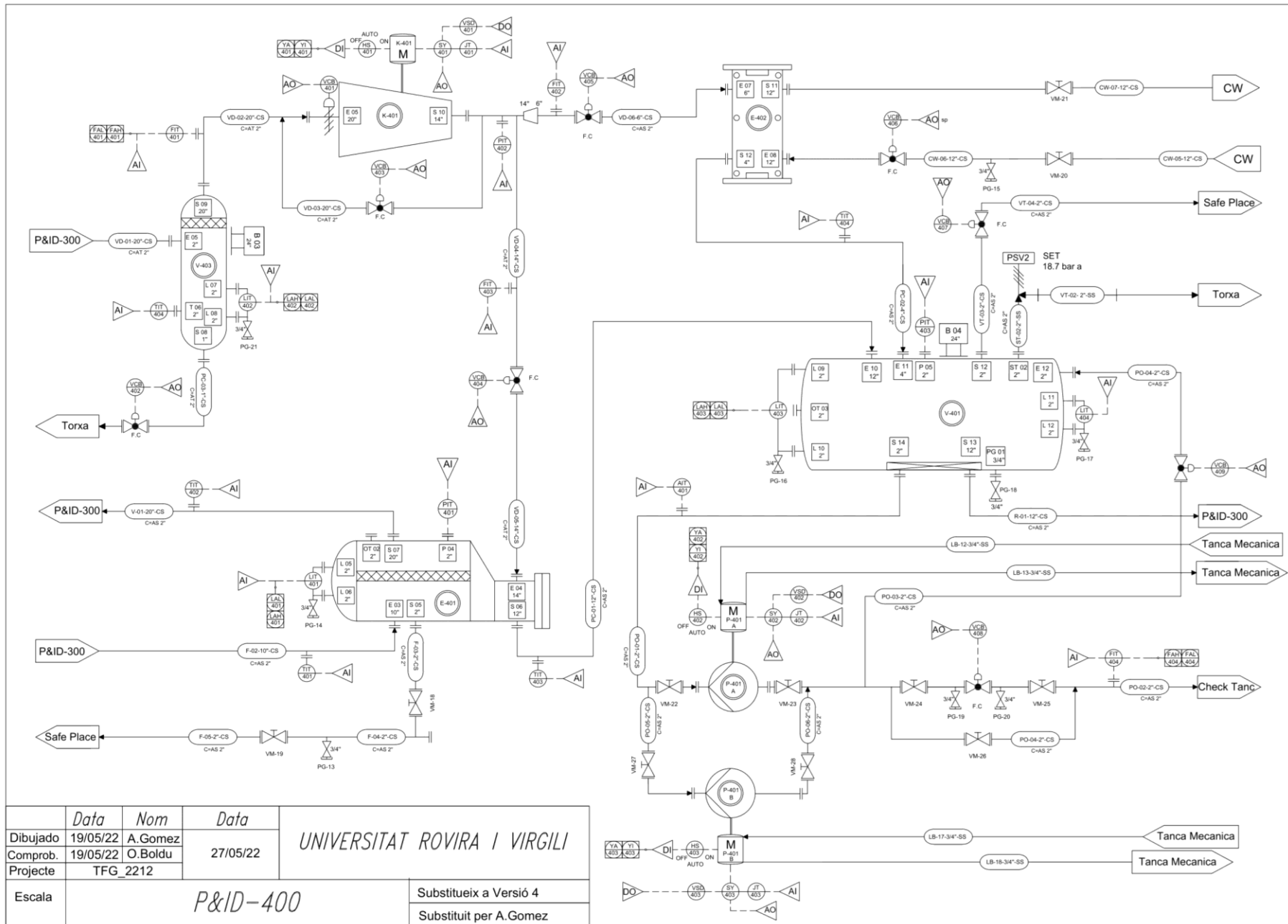


**Boca d'home de 24"**  
**PSV**  
**Bomba centrífuga**  
**Purga**  
**Demister**  
**Vortex Breaker**

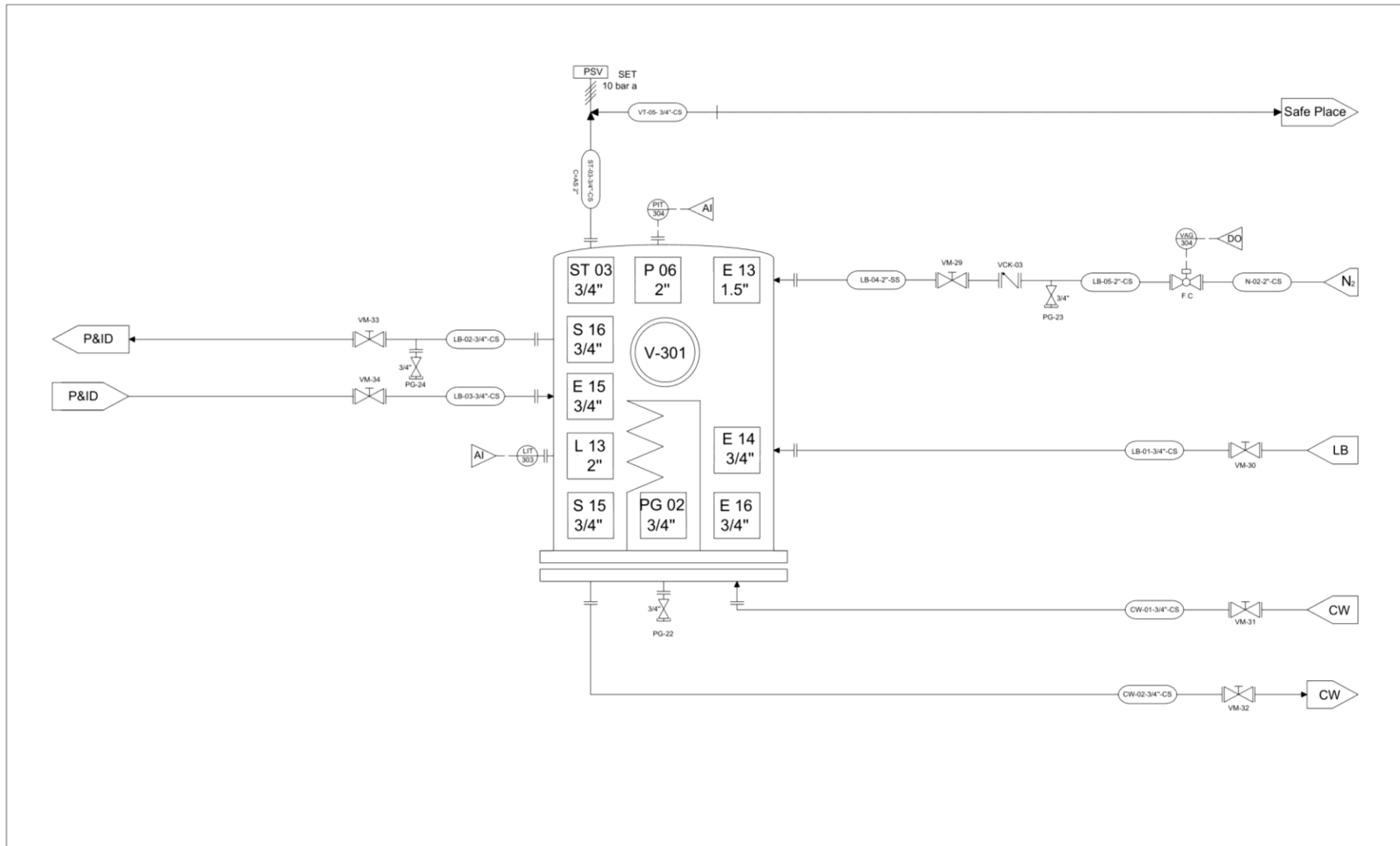
	<i>Data</i>	<i>Nom</i>	<i>Data</i>	<i>UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI</i>
Dibujado	19/05/22	A.Gomez	27/05/22	
Comprob.	19/05/22	O.Boldu		
Projecte	TFG_2212			
Escala	<i>Llegenda</i>			Substitueix a Versió 4
				Substituit per A.Gomez



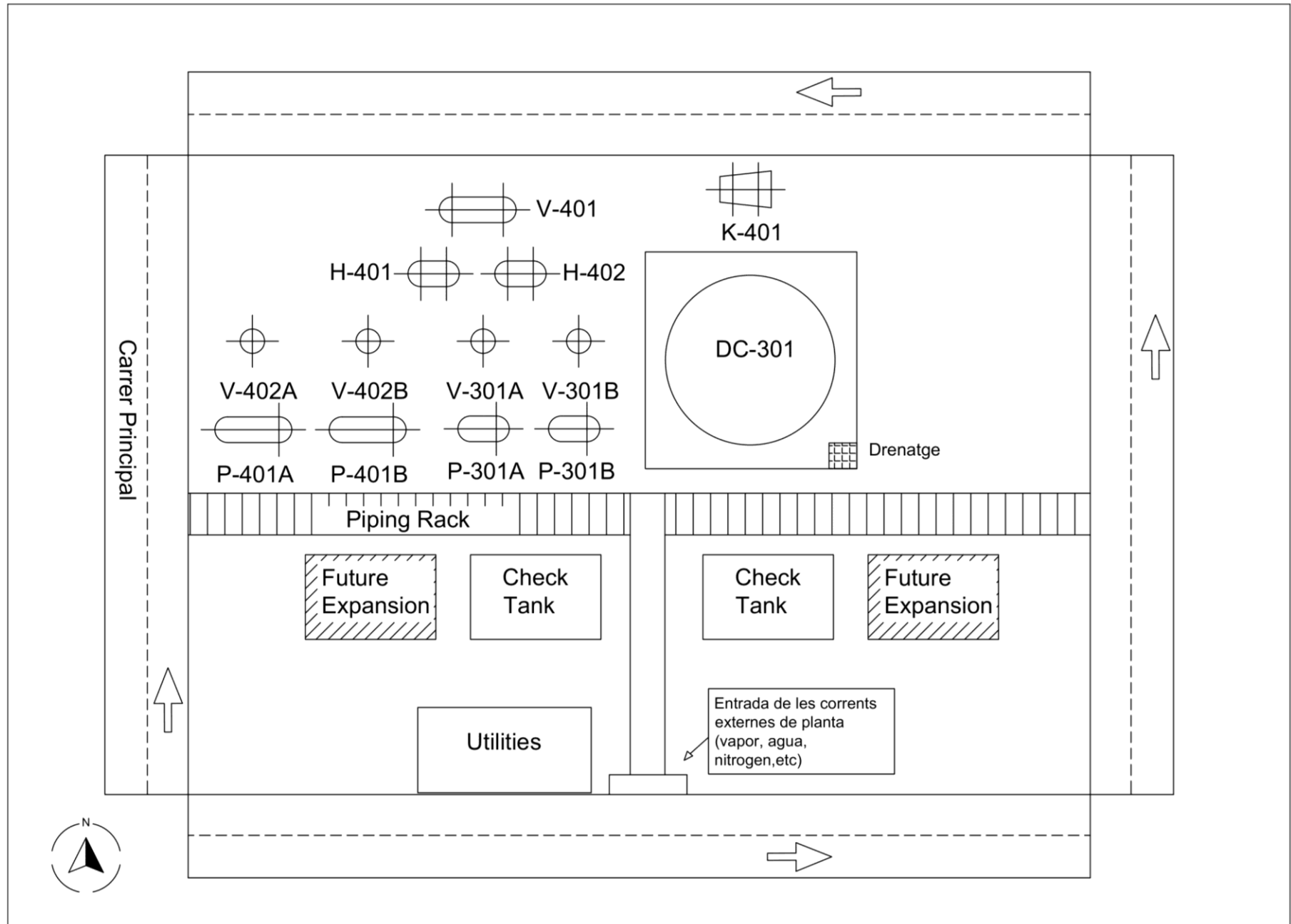
	<i>Data</i>	<i>Nom</i>	<i>Data</i>	<i>UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI</i>
Dibujado	19/05/22	A.Gomez	27/05/22	
Comprob.	19/05/22	O.Boldu		
Projecte	TFG_2212			
Escala	<i>P&amp;ID-300</i>			Substitueix a Versió 4
				Substituit per A.Gomez

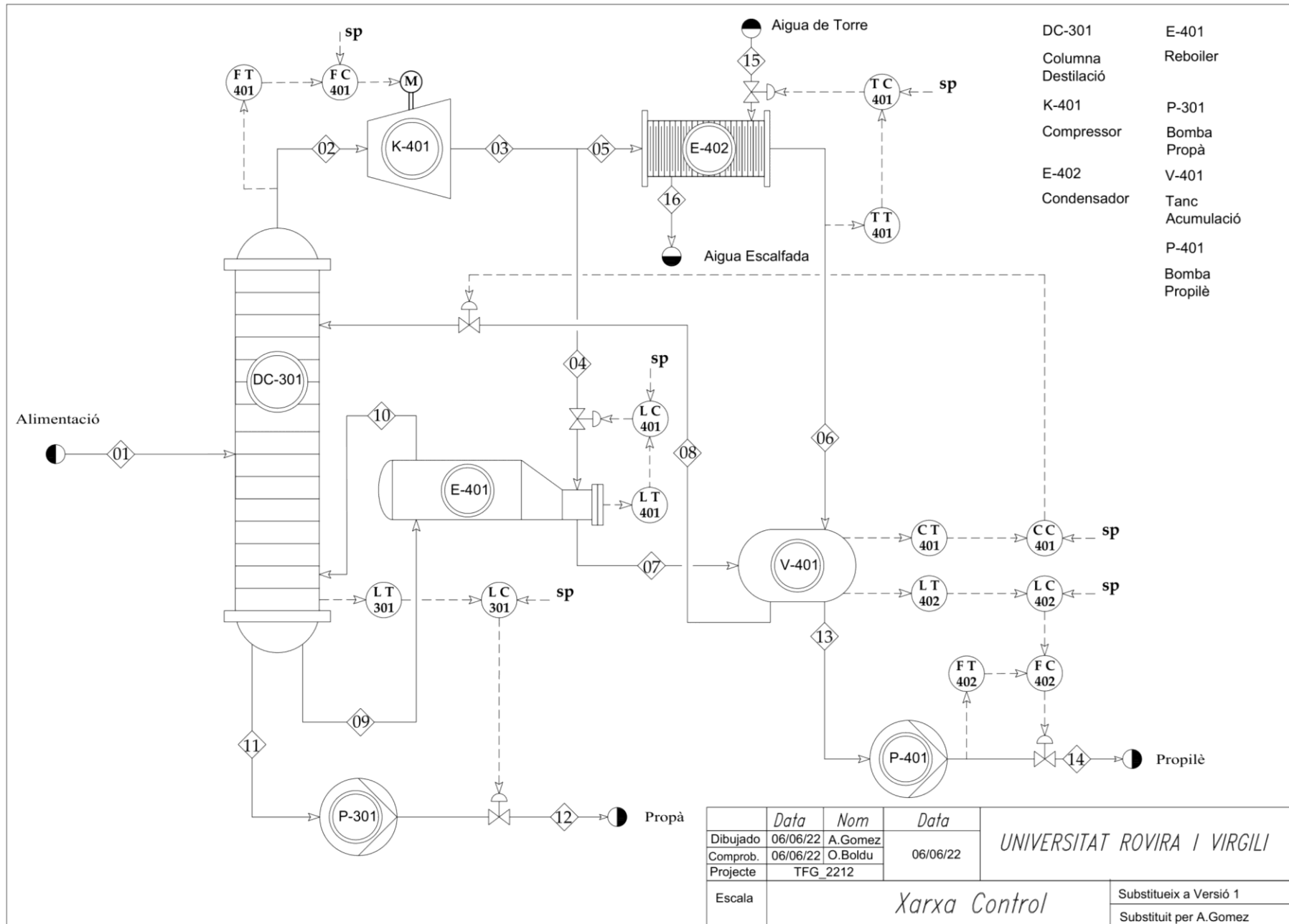


	<i>Data</i>	<i>Nom</i>	<i>Data</i>	<i>UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI</i>
Dibujado	19/05/22	A.Gomez	27/05/22	
Comprob.	19/05/22	O.Boldu		
Projecte	TFG_2212			
Escala	<i>P&amp;ID-400</i>			Substitueix a Versió 4
				Substituit per A.Gomez



	Data	Nom	Data	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI
Dibujado	19/05/22	A.Gomez	27/05/22	
Comprob.	19/05/22	O.Boldu		
Projecte	TFG_2212			
Escala	Tanca Mecanica			Substitueix a Versió 4
				Substituit per A.Gomez





	Data	Nom	Data	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI
Dibujado	06/06/22	A.Gomez	06/06/22	
Comprob.	06/06/22	O.Boldu		
Projecte	TFG_2212			
Escala	Xarxa Control			Substitueix a Versió 1
				Substituit per A.Gomez

## **4.2. Llistat d'especificacions**

A continuació es presenten els diferents llistats que recopilen la informació respectiva de les especificacions que ocupen en el procés estudiat relacionat segons el següent ordre:

Taula 4.2 Llistat de canonades

Taula 4.3 Llistat d'instrumentació

Taula 4.4 Llistat de vàlvules

Les consideracions preses a l'hora del dimensionament de les canonades es pot observar en annex A.A.1.1

Taula 4.2 Llistat de canonades

TAG	Secció	De	A	Material	Diàmetre línia  (in)	Gruix  (in)	Fase	Temp.  Oper. (°C)	Temp.  Dissen y. (°C)	Pressió.  Oper. (barg)	Pressió.  Disseny. (barg)	Aïllament	Gruix Aïllament  (in)
A-01-3"-CS	P&ID-300	Proces	VAG-301	A515-60	3.000	0.216	L	35.000	55.000	24.910	99.640	Llana de vidre	2
A-02-2"-CS	P&ID-300	VAG-302	VM-01	A515-60	2.000	0.154	L	35.000	55.000	24.910	99.640	Llana de vidre	2
A-03-3"-CS	P&ID-300	VM-03	VM-04	A515-60	3.000	0.216	L	35.000	55.000	24.910	99.640	Llana de vidre	2
A-04-3"-CS	P&ID-300	VM-02	DC-301	A515-60	3.000	0.216	L	35.000	55.000	24.910	99.640	Llana de vidre	2
N-01-2"-CS	P&ID-300	Rack	VAG-302	A515-60	2.000	0.154	V	25.000	45.000	12.000	48.000	No Aplica	
VT-01-2"-CS	P&ID-300	DC-301	Torxa	A515-60	2.000	0.500	V	11.000	31.000	8.000	32.000	Llana de vidre	2
ST-01-2"-CS	P&ID-300	DC-301	Torxa	A515-60	2.000	0.500	V	11.280	31.280	8.000	32.000	Llana de vidre	2
VD-01-20"-CS	P&ID-300	DC-301	V-403	A515-60	20.000	0.500	V	11.280	31.280	8.000	32.000	Llana de vidre	2
VD-02-20"-CS	P&ID-300	V-403	K-401	A515-60	20.000	0.500	V	11.280	31.280	8.000	32.000	Llana de vidre	2
VD-03-20"-CS	P&ID-400	K-401	VCB-305	A515-60	20.000	0.500	V	11.280	31.280	8.000	32.000	Llana de vidre	2

TAG	Secció	De	A	Material	Diàmetre línia (in)	Gruix (in)	Fase	Temp. Oper. (°C)	Temp. Dissen y. (°C)	Pressió. Oper. (barg)	Pressió. Disseny. (barg)	Aïllament	Gruix Aïllament (in)
VD-04-14"-CS	P&ID-400	K-401	VCB-404	A515-60	14.000	0.406	V	11.280	31.280	8.000	32.000	Llana de vidre	2
R-01-12"-CS	P&ID-300	V-401	VCB-304	A515-60	12.000	0.406	L	41.000	61.000	17.000	68.000	Llana de vidre	2
R-02-12"-CS	P&ID-300	VCB-304	DC-301	A515-60	12.000	0.406	L	41.000	61.000	17.000	68.000	Llana de vidre	2
V-01-20"-CS	P&ID-300	H-401	DC-301	A515-60	20.000	0.500	V	19.860	39.860	8.400	34.000	Llana de vidre	2
F-01-10"-CS	P&ID-300	DC-301	VCB-303	A515-60	10.000	0.365	L	19.860	39.860	8.500	34.000	Llana de vidre	2
F-02-10"-CS	P&ID-300	VCB-303	H-401	A515-60	10.000	0.365	L	19.860	39.860	8.500	34.000	Llana de vidre	2
F-03-10"-CS	P&ID-300	VM-13	VM-14	A515-60	10.000	0.365	L	19.860	39.860	8.500	34.000	Llana de vidre	2
PA-01-1"-CS	P&ID-300	DC-301	VM-05	A515-60	1.000	0.133	L	19.860	39.860	8.400	34.000	Llana de vidre	2
PA-02-1"-CS	P&ID-300	VM-05	P-301 A	A515-60	1.000	0.133	L	19.860	39.860	8.400	34.000	Llana de vidre	2
PA-03-2"-CS	P&ID-300	VM-05	VM-06	A515-60	2.000	0.154	L	19.860	39.860	8.400	34.000	Llana de vidre	2

TAG	Secció	De	A	Material	Diàmetre línia (in)	Gruix (in)	Fase	Temp. Oper. (°C)	Temp. Dissen y. (°C)	Pressió. Oper. (barg)	Pressió. Disseny. (barg)	Aïllament	Gruix Aïllament (in)
PA-04-2"-CS	P&ID-300	VM-06	VAG-303	A515-60	2.000	0.154	L	19.860	39.860	8.400	34.000	Llana de vidre	2
PA-05-1"-CS	P&ID-300	P-301 A	Check Tanc	A515-60	1.000	0.133	L	19.860	39.860	8.400	34.000	Llana de vidre	2
PA-06-1"-CS	P&ID-300	VM-10	P-301 B	A515-60	1.000	0.133	L	19.860	39.860	8.400	34.000	Llana de vidre	2
PA-07-1"-CS	P&ID-300	P-301 B	VM-11	A515-60	1.000	0.133	L	19.860	39.860	8.400	34.000	Llana de vidre	2
PA-08-1"-CS	P&ID-300	VM-07	VM-09	A515-60	1.000	0.133	L	19.860	39.860	8.400	34.000	Llana de vidre	2
N-03-2"-CS	P&ID-300	Rack	VAG-303	A515-60	2.000	0.154	V	25.000	45.000	12.000	48.000	No Aplica	
N-02-2"-CS	Tanca Mec	Rack	VAG-304	A515-60	2.000	0.154	V	25.000	45.000	12.000	48.000	No Aplica	
LB-01-3/4"-CS	Tanca Mec	Rack	V-301 A	A515-60	0.750	0.113	L	10.000	30.000	9.500	38.000	No Aplica	
LB-02-3/4"-CS	Tanca Mec	V-301 A	P-301 A	A515-60	0.750	0.113	L	10.000	30.000	9.500	38.000	No Aplica	
LB-03-3/4"-CS	Tanca Mec	P-301 A	V-301 A	A515-60	0.750	0.113	L	15.000	35.000	9.500	38.000	No Aplica	
LB-04-2"-CS	Tanca Mec	VM-29	V-301 A	A515-60	2.000	0.154	L	15.000	35.000	9.500	38.000	No Aplica	
LB-05-2"-CS	Tanca Mec	VAG-304	VM-29	A515-60	2.000	0.154	L	15.000	35.000	9.500	38.000	No Aplica	
CW-01-3/4"-CS	Tanca Mec	Rack	V-301 A	A515-60	0.750	0.113	L	10.000	30.000	2.000	8.000	No Aplica	
CW-02-3/4"-CS	Tanca Mec	V-301 A	Rack	A515-60	0.750	0.113	L	15.000	35.000	2.000	8.000	No Aplica	
VT-05-3/4"-CS	Tanca Mec	V-301 A	Torxa	A515-60	0.750	0.113	V	15.000	35.000	9.500	38.000	No Aplica	

TAG	Secció	De	A	Material	Diàmetre línia (in)	Gruix (in)	Fase	Temp. Oper. (°C)	Temp. Dissen y. (°C)	Pressió. Oper. (barg)	Pressió. Disseny. (barg)	Aïllament	Gruix Aïllament (in)
ST-03-3/4"-CS	Tanca Mec	V-301 A	Torxa	A515-60	0.750	0.113	V	15.000	35.000	9.500	38.000	No Aplica	
F-03-2"-CS	P&ID-400	H-401	VM-18	A515-60	2.000	0.154	L	19.860	39.860	8.400	34.000	No Aplica	
F-04-2"-CS	P&ID-400	VM-18	VM-19	A515-60	2.000	0.154	L	19.860	39.860	8.400	34.000	No Aplica	
F-05-2"-CS	P&ID-400	VM-19	Safe Place	A515-60	2.000	0.154	L	19.860	39.860	8.400	34.000	No Aplica	
VD-04-14"-CS	P&ID-400	K-401	VCB-404	A515-60	14.000	0.406	V	53.300	73.300	17.000	68.000	Llana de vidre	2
VD-05-14"-CS	P&ID-400	VCB-404	H-401	A515-60	14.000	0.406	V	53.300	73.300	17.000	68.000	Llana de vidre	2
VD-06-6"-CS	P&ID-400	K-401	H-402	A515-60	6.000	0.280	V	53.300	73.300	17.000	68.000	Llana de vidre	2
CW-05-12"-CS	P&ID-400	Rack	VM-22	A515-60	12.000	0.406	L	30.000	50.000	7.000	28.000	Llana de vidre	2
CW-06-12"-CS	P&ID-400	VM-22	H-402	A515-60	12.000	0.406	L	30.000	50.000	7.000	28.000	Llana de vidre	2
CW-07-12"-CS	P&ID-400	H-402	Rack	A515-60	12.000	0.406	L	35.000	55.000	7.000	28.000	Llana de vidre	2
PC-01-12"-CS	P&ID-400	H-401	V-401	A515-60	12.000	0.406	L	41.000	61.000	16.700	68.000	Llana de vidre	2
PC-02-4"-CS	P&ID-400	H-402	V-401	A515-60	4.000	0.237	L	41.000	61.000	16.980	68.000	Llana de vidre	2

TAG	Secció	De	A	Material	Diàmetre línia (in)	Gruix (in)	Fase	Temp. Oper. (°C)	Temp. Dissen y. (°C)	Pressió. Oper. (barg)	Pressió. Disseny. (barg)	Aïllament	Gruix Aïllament (in)
PC-03-1"-CS	P&ID-300	V-403	Torxa	A515-60	1.000	0.133	L	11.280	31.280	8.000	32.000	Llana de vidre	2
PO-01-2"-CS	P&ID-400	V-401	P-401 A	A515-60	2.000	0.154	L	41.000	61.000	17.000	68.000	Llana de vidre	2
PO-02-2"-CS	P&ID-400	P-401 A	Check Tanc	A515-60	2.000	0.154	L	41.000	61.000	17.000	68.000	Llana de vidre	2
PO-03-2"-CS	P&ID-400	VM-23	VCB-409	A515-60	2.000	0.154	L	41.000	61.000	17.000	68.000	Llana de vidre	2
PO-04-2"-CS	P&ID-400	VCB-409	V-401	A515-60	2.000	0.154	L	41.000	61.000	17.000	68.000	Llana de vidre	2
PO-05-2"-CS	P&ID-400	VM-27	P-401 B	A515-60	2.000	0.154	L	41.000	61.000	17.000	68.000	Llana de vidre	2
PO-06-2"-CS	P&ID-400	P-401 B	VM-28	A515-60	2.000	0.154	L	41.000	61.000	17.000	68.000	Llana de vidre	2
VT-02-2"-CS	P&ID-400	V-401	Torxa	A515-60	2.000	0.154	V	41.000	61.000	17.000	68.000	No Aplica	
VT-03-2"-CS	P&ID-400	V-401	Safe Place	A515-60	2.000	0.154	V	41.000	61.000	17.000	68.000	No Aplica	
VT-04-2"-CS	P&ID-400	V-401	Safe Place	A515-60	2.000	0.154	V	41.000	61.000	17.000	68.000	No Aplica	
ST-02-2"-CS	P&ID-400	V-401	Torxa	A515-60	2.000	0.154	V	41.000	61.000	17.000	68.000	No Aplica	
N-04-2"-CS	Tanca Mec	Rack	VAG-402	A515-60	2.000	0.154	V	25.000	45.000	12.000	48.000	No Aplica	

TAG	Secció	De	A	Material	Diàmetre línia (in)	Gruix (in)	Fase	Temp. Oper. (°C)	Temp. Dissen y. (°C)	Pressió. Oper. (barg)	Pressió. Disseny. (barg)	Aïllament	Gruix Aïllament (in)
LB-06-3/4"-CS	Tanca Mec	Rack	V-402 A	A515-60	0.750	0.113	L	10.000	30.000	18.000	38.000	No Aplica	
LB-07-3/4"-CS	Tanca Mec	V-402 A	P-401 A	A515-60	0.750	0.113	L	10.000	30.000	18.000	68.000	No Aplica	
LB-08-3/4"-CS	Tanca Mec	P-401 A	V-402 A	A515-60	0.750	0.113	L	15.000	35.000	18.000	68.000	No Aplica	
LB-09-2"-CS	Tanca Mec	VM-35	V-402 A	A515-60	2.000	0.154	L	15.000	35.000	18.000	68.000	No Aplica	
LB-10-2"-CS	Tanca Mec	VAG-402	VM-36	A515-60	2.000	0.154	L	15.000	35.000	18.000	68.000	No Aplica	
CW-03-3/4"-CS	Tanca Mec	Rack	V-402 A	A515-60	0.750	0.113	L	10.000	30.000	2.000	8.000	No Aplica	
CW-04-3/4"-CS	Tanca Mec	V-402 A	Rack	A515-60	0.750	0.113	L	15.000	35.000	2.000	8.000	No Aplica	
VT-05-3/4"-CS	Tanca Mec	V-402 A	Torxa	A515-60	0.750	0.113	V	15.000	35.000	18.000	68.000	No Aplica	
ST-04-3/4"-CS	Tanca Mec	V-402 A	Torxa	A515-60	0.750	0.113	V	15.000	35.000	18.000	68.000	No Aplica	

Nota: Les línies de les tanques mecàniques de recanvi són idèntiques en dimensions i necessitats, per tant ,es consideren contigües.

Taula 4.3 Llistat d'instrumentació

TAG	Secció	Línia o Equip	Descripció	Senyal	Diàmetre instr. (in)	Fase	Temp. Oper. (°C)	Pressió. Oper. (barg)	Tipus	Model	Fabricant [24]
FIT-301	P&ID-300	A-04-3"-CS	Cabal Màssic	AI	3.00	L	35.00	24.91	Coriolis	Micro Motion	Emerson
FIT-302	P&ID-300	A-04-3"-CS	Cabal Màssic	AI	3.00	L	35.00	24.91	Coriolis	Micro Motion	Emerson
TIT-301	P&ID-300	DC-301	Temperatura	AI	2.00	L	11.28	8.00	Termopar	Rosemount 214C	Emerson
TIT-302	P&ID-300	DC-301	Temperatura	AI	2.00	L	13.00	8.10	Termopar	Rosemount 214C	Emerson
TIT-303	P&ID-300	DC-301	Temperatura	AI	2.00	L	17.00	8.30	Termopar	Rosemount 214C	Emerson
TIT-304	P&ID-300	DC-301	Temperatura	AI	2.00	L	19.00	8.40	Termopar	Rosemount 214C	Emerson
TIT-305	P&ID-300	DC-301	Temperatura	AI	2.00	L	19.86	8.50	Termopar	Rosemount 214C	Emerson
LIT-301	P&ID-300	DC-301	Nivell	AI	2.00	L	19.86	8.50	Diafragma	Rosemount 3051SAL	Emerson
LIT-302	P&ID-300	DC-301	Nivell	AI	2.00	L	19.86	8.50	Diafragma	Rosemount 3051SAL	Emerson
PIT-301	P&ID-300	DC-301	Pressió	AI	2.00	V	11.28	8.00	Piezoresistivo	Rosemount 2088	Emerson
PIT-302	P&ID-300	DC-301	Pressió	AI	2.00	V	11.28	8.00	Piezoresistivo	Rosemount 2088	Emerson

TAG	Secció	Línia o Equip	Descripció	Senyal	Diàmetre (in)	Fase	Temp. Oper. (°C)	Pressió. Oper. (barg)	Tipus	Model	Fabricant [24]
PIT-303	P&ID-300	DC-301	Pressió	AI	2.00	V	19.86	8.50	Piezoresistivo	Rosemount 2088	Emerson
FIT-303	P&ID-400	PA-05-1"-CS	Cabal Màssic	AI	1.00	L	19.86	15.00	Coriolis	Micro Motion	Emerson
FIT-304	P&ID-300	F-02-10"-CS	Cabal Màssic	AI	10.00	V	19.86	8.50	Coriolis	Micro Motion	Emerson
FIT-305	P&ID-300	F-02-10"-CS	Cabal Màssic	AI	10.00	V	19.86	8.50	Coriolis	Micro Motion	Emerson
FIT-306	P&ID-300	R-01-12"-CS	Cabal Màssic	AI	12.00	V	41.00	17.00	Coriolis	Micro Motion	Emerson
FIT-307	P&ID-300	R-01-12"-CS	Cabal Màssic	AI	12.00	V	41.00	17.00	Coriolis	Micro Motion	Emerson
AIT-301	P&ID-300	F-01-10"-CS	Analitzador	AI	1.00	V	19.86	8.50	Infraroig	IRMD	Chino
PIT-304	Tanca Mec	V-301 A	Pressió	AI	2.00	V	15.00	9.50	Piezoresistivo	Rosemount 2088	Emerson
LIT-303	Tanca Mec	V-301 A	Nivell	AI	2.00	L	15.00	9.50	Diafragma	Rosemount 3051SAL	Emerson
PIT-305	Tanca Mec	V-301 B	Pressió	AI	2.00	V	15.00	9.50	Piezoresistivo	Rosemount 2088	Emerson
LIT-304	Tanca Mec	V-301 B	Nivell	AI	2.00	L	15.00	9.50	Diafragma	Rosemount 3051SAL	Emerson
TIT-401	P&ID-400	F-02-10"-CS	Temperatura	AI	10.00	L	19.86	8.50	Termopar	Rosemount 214C	Emerson
TIT-402	P&ID-400	V-01-20"-CS	Temperatura	AI	4.00	V	19.86	8.40	Termopar	Rosemount 214C	Emerson

TAG	Secció	Línia o Equip	Descripció	Senyal	Diàmetre (in)	Fase	Temp. Oper. (°C)	Pressió. Oper. (barg)	Tipus	Model	Fabricant [24]
LIT-401	P&ID-400	H-401	Nivell	AI	2.00	L	20.00	8.50	Diafragma	Rosemount 3051SAL	Emerson
PIT-401	P&ID-400	H-401	Pressió	AI	2.00	V	19.86	8.50	Piezo-resistivo	Rosemount 2088	Emerson
TIT-403	P&ID-400	PC-01-12"-CS	Temperatura	AI	12.00	L	41.00	16.70	Termopar	Rosemount 214C	Emerson
TIT-404	P&ID-400	PC-02-4"-CS	Temperatura	AI	4.00	L	41.00	16.98	Termopar	Rosemount 214C	Emerson
LIT-402	P&ID-400	V-403	Nivell	AI	2.00	L	11.28	8.00	Diafragma	Rosemount 3051SAL	Emerson
FIT-401	P&ID-400	VD-02-20"-CS	Cabal Màssic	AI	20.00	V	11.28	8.00	Coriolis	Micro Motion 1700	Emerson
FIT-403	P&ID-400	VD-04-14"-CS	Cabal Màssic	AI	12.00	V	53.30	17.00	Coriolis	Micro Motion 1700	Emerson
PIT-402	P&ID-300	VD-03-14"-CS	Pressió	AI	12.00	V	53.30	17.00	Piezo-resistivo	Rosemount 2088	Emerson
FIT-402	P&ID-400	VD-06-6"-CS	Cabal Màssic	AI	6.00	V	53.30	17.00	Coriolis	Micro Motion	Emerson
FIT-303	P&ID-300	PA-05-1"-CS	Cabal Màssic	AI	1.00	V	11.28	8.40	Coriolis	Micro Motion	Emerson
LIT-402	P&ID-400	V-401	Nivell	AI	2.00	L	41.00	17.00	Diafragma	Rosemount 3051SAL	Emerson

TAG	Secció	Línia o Equip	Descripció	Senyal	Diàmetre (in)	Fase	Temp. Oper. (°C)	Pressió. Oper. (barg)	Tipus	Model	Fabricant [24]
LIT-403	P&ID-400	V-401	Nivell	AI	2.00	L	41.00	17.00	Diafragma	Rosemount 3051SAL	Emerson
LIT-404	P&ID-400	V-401	Nivell	AI	2.00	L	41.00	17.00	Diafragma	Rosemount 3051SAL	Emerson
PIT-403	P&ID-400	V-401	Pressió	AI	2.00	V	41.00	17.00	Piezoresistivo	Rosemount 2088	Emerson
FIT-404	P&ID-400	PO-02-2"-CS	Cabal Màssic	AI	2.00	L	41.00	25.00	Coriolis	Micro Motion	Emerson
AIT-301	P&ID-400	PO-01-2"-CS	Composició	AI	2.00	L	41.00	17.00	Infraroig	IRMD	Chino
LIT-405	Tanca Mec	V-402 A	Nivell	AI	2.00	L	35.00	18.00	Diafragma	Rosemount 3051SAL	Emerson
PIT-404	Tanca Mec	V-402 A	Pressió	AI	2.00	V	35.00	18.00	Piezoresistivo	Rosemount 2088	Emerson
LIT-406	Tanca Mec	V-402 B	Nivell	AI	2.00	L	35.00	18.00	Diafragma	Rosemount 3051SAL	Emerson
PIT-405	Tanca Mec	V-402 B	Pressió	AI	2.00	V	35.00	18.00	Piezoresistivo	Rosemount 2088	Emerson

Taula 4.4 Llistat de vàlvules

TAG	Secció	Línia o Equip	Descripció	Senyal	Diàmetre (in)	Fase	Temp. Oper. (°C)	Pressió. Oper. (barg)	Connexió	Model	Fabricant [24],[25]
VCB-301	P&ID-300	A-04-3"-CS	Vàlvula controladora de bola	AO	3.00	L	35.00	24.91	Bridada	Fisher V250	Emerson
VAG-301	P&ID-300	A-01-3"-CS	Vàlvula automàtica de globus	DO	3.00	L	35.00	24.91	Bridada	Fisher GX	Emerson
VM-01	P&ID-300	A-02-2"-CS	Vàlvula manual		2.00	L	35.00	24.91	Bridada	Globus BB	SIO
VM-02	P&ID-300	A-04-3"-CS	Vàlvula manual		3.00	L	35.00	24.91	Bridada	Globus BB	SIO
VM-03	P&ID-300	A-04-3"-CS	Vàlvula manual		3.00	L	35.00	24.91	Bridada	Globus BB	SIO
VM-04	P&ID-300	A-03-3"-CS	Vàlvula manual		3.00	L	35.00	24.91	Bridada	Globus BB	SIO
VCK-01	P&ID-300	A-02-2"-CS	Vàlvula antiretorn		2.00	L	35.00	24.91	Bridada	KeyStone F85	Emerson
VAG-302	P&ID-300	N-01-2"-CS	Vàlvula automàtica de globus	DO	2.00	V	25.00	12.00	Bridada	Fisher GX	Emerson
VCK-02	P&ID-400	PA-04-2''-CS	Vàlvula antiretorn		2.00	L	19.86	8.50	Bridada	KeyStone F85	Emerson
VM-05	P&ID-400	PA-01-2''-CS	Vàlvula manual		2.00	L	19.86	8.50	Bridada	Globus BB	SIO

TAG	Secció	Línia o Equip	Descripció	Senyal	Diàmetre (in)	Fase	Temp. Oper. (°C)	Pressió. Oper. (barg)	Connexió	Model	Fabricant [24],[25]
VM-06	P&ID-400	PA-03-2''-CS	Vàlvula manual		2.00	L	19.86	8.50	Bridada	Globus BB	SIO
VM-07	P&ID-400	PA-05-1''-CS	Vàlvula manual		1.00	L	19.86	15.00	Bridada	Globus BB	SIO
VM-08	P&ID-400	PA-05-1''-CS	Vàlvula manual		1.00	L	19.86	15.00	Bridada	Globus BB	SIO
VM-09	P&ID-300	PA-08-1''-CS	Vàlvula manual		1.00	L	19.86	15.00	Bridada	Globus BB	SIO
VCB-302	P&ID-400	PA-05-1''-CS	Vàlvula controladora de bola	AO	1.00	L	19.86	15.00	Bridada	Fisher V250	Emerson
VM-10	P&ID-300	PA-06-1''-CS	Vàlvula manual		1.00	L	19.86	8.50	Bridada	Globus BB	SIO
VM-11	P&ID-300	PA-07-1''-CS	Vàlvula manual		1.00	L	19.86	15.00	Bridada	Globus BB	SIO
VCB-303	P&ID-300	F-01-10''-CS	Vàlvula controladora de bola	AO	10.00	L	19.86	8.50	Bridada	Fisher V250	Emerson
VM-12	P&ID-300	F-01-10''-CS	Vàlvula manual		10.00	V	19.86	8.50	Bridada	Globus BB	SIO
VM-13	P&ID-300	F-01-10''-CS	Vàlvula manual		10.00	V	19.86	8.50	Bridada	Globus BB	SIO
VM-14	P&ID-300	F-03-10''-CS	Vàlvula manual		10.00	V	19.86	8.50	Bridada	Globus BB	SIO
VCB-304	P&ID-300	R-01-12''-CS	Vàlvula controladora de bola	AO	12.00	L	41.00	17.00	Bridada	Fisher V250	Emerson
VM-15	P&ID-300	R-01-12''-CS	Vàlvula manual		12.00	L	41.00	17.00	Bridada	Globus BB	SIO
VM-16	P&ID-300	R-01-12''-CS	Vàlvula manual		12.00	L	41.00	17.00	Bridada	Globus BB	SIO

TAG	Secció	Línia o Equip	Descripció	Senyal	Diàmetre (in)	Fase	Temp. Oper. (°C)	Pressió. Oper. (barg)	Connexió	Model	Fabricant [24],[25]
VM-17	P&ID-300	R-03-12''-CS	Vàlvula manual		12.00	L	41.00	17.00	Bridada	Globus BB	SIO
VM-18	P&ID-400	F-03-2''-CS	Vàlvula manual		2.00	L	19.86	8.40	Bridada	Globus BB	SIO
VM-19	P&ID-400	F-04-2''-CS	Vàlvula manual		2.00	L	19.86	8.40	Bridada	Globus BB	SIO
VCB-403	P&ID-400	VD-03-20''-CS	Vàlvula controladora de bola	AO	20.00	V	11.28	8.00	Bridada	Fisher V250	Emerson
VCB-402	P&ID-300	PC-03-1''-CS	Vàlvula controladora de bola	AO	1.00	V	11.28	8.00	Bridada	Fisher V250	Emerson
VCB-404	P&ID-400	VD-04-14''-CS	Vàlvula controladora de bola	AO	14.00	V	53.30	17.00	Bridada	Fisher V250	Emerson
VCB-405	P&ID-400	VD-06-6''-CS	Vàlvula controladora de bola	AO	6.00	L	53.30	17.00	Bridada	Fisher V250	Emerson
VM-20	P&ID-400	CW-05-12''-CS	Vàlvula manual		12.00	L	30.00	7.00	Bridada	Globus BB	SIO
VCB-406	P&ID-400	CW-06-12''-CS	Vàlvula controladora de bola	AO	12.00	L	30.00	7.00	Bridada	Fisher V250	Emerson
VM-21	P&ID-400	CW-07-12''-CS	Vàlvula manual		12.00	L	35.00	7.00	Bridada	Globus BB	SIO

TAG	Secció	Línia o Equip	Descripció	Senyal	Diàmetre (in)	Fase	Temp. Oper. (°C)	Pressió. Oper. (barg)	Connexió	Model	Fabricant [24],[25]
VCB-407	P&ID-400	VT-04-2''-CS	Vàlvula controladora de bola	AO	2.00	V	41.00	17.00	Bridada	Fisher V250	Emerson
VM-22	P&ID-400	PO-01-2''-CS	Vàlvula manual		2.00	L	41.00	17.00	Bridada	Globus BB	SIO
VM-23	P&ID-400	PO-02-2''-CS	Vàlvula manual		2.00	L	41.00	25.00	Bridada	Globus BB	SIO
VM-24	P&ID-400	PO-02-2''-CS	Vàlvula manual		2.00	L	41.00	25.00	Bridada	Globus BB	SIO
VM-25	P&ID-400	PO-02-2''-CS	Vàlvula manual		2.00	L	41.00	25.00	Bridada	Globus BB	SIO
VM-26	P&ID-400	PO-04-2''-CS	Vàlvula manual		2.00	L	41.00	25.00	Bridada	Globus BB	SIO
VM-27	P&ID-400	PO-05-2''-CS	Vàlvula manual		2.00	L	41.00	17.00	Bridada	Globus BB	SIO
VM-28	P&ID-400	PO-06-2''-CS	Vàlvula manual		2.00	L	41.00	25.00	Bridada	Globus BB	SIO
VCB-408	P&ID-400	PO-02-2''-CS	Vàlvula controladora de bola	AO	2.00	L	41.00	25.00	Bridada	Fisher V250	Emerson
VCB-409	P&ID-400	PO-03-2''-CS	Vàlvula controladora de bola	AO	2.00	L	41.00	25.00	Bridada	Fisher V250	Emerson
VM-29	Tanca Mec	LB-05-2''-CS	Vàlvula manual		2.00	L	15.00	9.50	Bridada	Globus BB	SIO
VM-30	Tanca Mec	LB-01-3/4''-CS	Vàlvula manual		0.75	L	10.00	9.50	Bridada	Globus BB	SIO
VM-31	Tanca Mec	CW-01-3/4''-CS	Vàlvula manual		0.75	L	10.00	9.50	Bridada	Globus BB	SIO
VM-32	Tanca Mec	CW-02-3/4''-CS	Vàlvula manual		0.75	L	15.00	9.50	Bridada	Globus BB	SIO

TAG	Secció	Línia o Equip	Descripció	Senyal	Diàmetre (in)	Fase	Temp. Oper. (°C)	Pressió. Oper. (barg)	Connexió	Model	Fabricant [24],[25]
VM-33	Tanca Mec	LB-02-3/4"-CS	Vàlvula manual		0.75	L	10.00	9.50	Bridada	Globus BB	SIO
VM-34	Tanca Mec	LB-03-3/4"-CS	Vàlvula manual		0.75	L	10.00	9.50	Bridada	Globus BB	SIO
VCK-03	Tanca Mec	LB-05-2"-CS	Vàlvula antiretorn		2.00	L	15.00	9.50	Bridada	KeyStone F85	Emerson
VAG-304	Tanca Mec	N-02-2"-CS	Vàlvula automàtica de globus	DO	2.00	V	25.00	12.00	Bridada	Fisher GX	Emerson
VM-41	Tanca Mec	LB-013-2"-CS	Vàlvula manual		2.00	L	35.00	18.00	Bridada	Globus BB	SIO
VM-42	Tanca Mec	LB-10-3/4"-CS	Vàlvula manual		0.75	L	25.00	18.00	Bridada	Globus BB	SIO
VM-43	Tanca Mec	CW-03-3/4''-CS	Vàlvula manual		0.75	L	25.00	18.00	Bridada	Globus BB	SIO
VM-44	Tanca Mec	CW-04-3/4''-CS	Vàlvula manual		0.75	L	35.00	18.00	Bridada	Globus BB	SIO
VM-45	Tanca Mec	LB-11-3/4"-CS	Vàlvula manual		0.75	L	25.00	18.00	Bridada	Globus BB	SIO
VM-46	Tanca Mec	LB-12-3/4"-CS	Vàlvula manual		0.75	L	35.00	18.00	Bridada	Globus BB	SIO
VCK-05	Tanca Mec	LB-05-2"-CS	Vàlvula antiretorn		2.00	L	35.00	18.00	Bridada	KeyStone F85	Emerson
VAG-402	Tanca Mec	N-05-2"-CS	Vàlvula automàtica de globus	DO	2.00	V	25.00	12.00	Bridada	Fisher GX	Emerson

Nota: Les vàlvules de les tanques mecàniques de recanvi són idèntiques en dimensions i necessitats, per tant, es consideren contigües.

### 4.3. Disseny funcional del projecte

#### 4.3.1. *Descripció funcional del projecte*

Tenint en compte l'anàlisi bibliogràfica realitzat en l'apartat 2.4.1, s'ha decidit comparar el procés realitzant-lo amb la destil·lació convencional i fent-ho amb la destil·lació amb recompressió de vapor (RCV).

A continuació es descriuen les característiques i operacions principals d'aquest procés, i en l'apartat 4.3.2, es mostra amb més detall les simulacions portades a cap.

Es parteix de dos requeriments principals del client: obtenir una puresa del producte al 99.5% en composició de propilè i, d'altra banda, recuperar el 99.9% en pes de propilè que entra pel corrent d'alimentació.

En les dues configuracions es parteix d'un corrent d'alimentació (75.85% propilè, 23.07% propà i 1.08% d'altres components incondensables), i s'obté el propilè per cap de columna i el propà per fons de columna.

El procés convencional consta d'una columna de destil·lació amb un condensador parcial i un *reboiler*. En aquest punt, s'ha realitzat un estudi comparant amb més detall els paràmetres principals d'aquesta configuració amb la de RCV, del qual es mostren els detalls en l'apartat 4.3.3.

Pels resultats assolits en aquest estudi, s'ha decidit incidir amb més profunditat en el procés de RCV, del qual a continuació s'expliquen els punts destacables.

La principal diferència del procés amb RCV respecte del convencional, és que en el primer no es disposa d'un condensador al cap de columna. D'aquesta manera, s'aprofita el valor energètic del corrent de sortida per cap de columna en fase gas, per a després d'haver passat per un *demister*, (per evitar petites quantitats de condensat), i ser comprimits considerablement en un compressor (augmentant la pressió i la temperatura d'aquest corrent), és envia't al *reboiler* del fons de columna i utilitza't per vaporitzar el cabal de propà que surt per fons de columna en forma líquida, i que torna a ser envia't a la columna com a gas.

Amb l'intercanvi energètic entre els dos corrents també s'aconsegueix condensar el propilè gas provinent del cap de columna, mitjançant el *reboiler* tipus *kettle*.

Un aspecte important d'aquest procés és que no tot el cabal de propilè gas de cap pot ser condensat en el *reboiler*, per la quantitat de propà a vaporitzar i que surt per fons de columna. És per això, que una petita part del corrent de sortida per cap, es trasllada a un condensador.

Així doncs, tant la sortida d'aquest condensador, com la del *reboiler* amb el propilè condensat, s'envia a un acumulador de reflux, necessari per poder tenir en tot moment la quantitat necessària de reflux, que surt d'aquest acumulador per una part i que és descomprimit i enviat novament a la columna i, per altra part, rellevant per poder proporcionar-li el producte final al client, que surt per l'altra part de l'acumulador de reflux.

Com a corrents de sortida del procés, s'obté el propilè que es tramet al client i el propà líquid obtingut per fons de columna. Els dos corrents són impulsats amb les respectives bombes centrífugues.

#### 4.3.2. *Simulació*

Una de les parts més importants del projecte és la simulació del procés, és per això que hi ha hagut un endarreriment considerable, en voler obtenir resultats precisos. Amb aquesta finalitat, inicialment s'ha realitzat la simulació del procés mitjançant el programa *Aspen Plus*, i tot i haver aconseguit resultats en les especificacions del producte molt pròxims als desitjats, hi havia problemes de convergència i per això, posteriorment, s'ha simulat el procés amb el programa *Aspen Hysys*, d'on s'han extret els resultats definitius.

Tenint en compte que en el procés intervenen hidrocarburs no polars, en un rang moderat de pressió i temperatura, el model termodinàmic usat en els dos programes ha sigut el de *Peng-Robinson*.

A continuació es mostren els estudis i resultats obtinguts amb cada programa, així com la configuració i distribució dels diferents corrents i equips.

#### 4.3.2.1. Simulació *Aspen Plus*

Inicialment utilitzant aquest programa i tenint en compte les especificacions del corrent d'entrada al procés, s'ha de començar realitzant una primera simulació de la columna de destil·lació convencional mitjançant el model *DSTWU*, amb el qual s'aconsegueix el nombre d'etapes ideals necessàries per obtenir el producte amb la puresa especificada, la relació de reflux mínima, el balanç de corrents de sortida, tant per cap de columna com per fons de columna, així com les respectives temperatures. Mitjançant aquest model es pot assolir una idea aproximada del disseny real de la columna, especificant les condicions d'entrada i la pressió d'operació.

Un cop realitzada la simulació prèvia, es duu a terme el disseny rigorós emprant el model *Radfrac*. Per tal d'aconseguir resultats coherents amb aquest model, s'han fet servir els resultats obtinguts en el model *DSTWU*, especificant la pressió d'operació, el reflux de la columna, el nombre d'etapes i l'etapa d'alimentació.

Amb l'ús d'aquest model s'assoleixen resultats rigorosos que permeten conèixer tant les condicions de disseny com la distribució de corrents en el cas que es desitgi recuperar el propilè fent ús una columna de destil·lació convencional. Així doncs, s'obté el balanç de matèria de tota la columna, el nombre d'etapes ideals, el reflux i les temperatures per cap i fons, amb una precisió superior. També es determina la calor absorbida pel condensador, així com la calor que s'ha d'aportar en el *reboiler* i la seva relació d'ebullició.

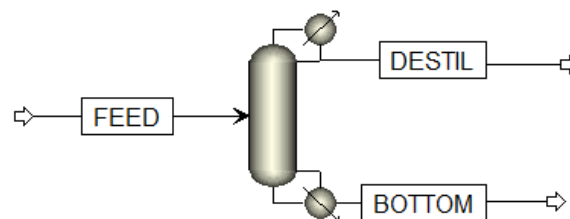


Figura 4.11 Columna de destil·lació convencional

Un cop obtinguts els resultats amb la simulació de la columna de destil·lació convencional, i tenint en compte totes les alternatives mencionades en l'apartat 2.4, i havent realitzat un estudi bibliogràfic previ, s'ha decidit realitzar la simulació de la columna emprant el sistema de recompressió de vapor, per tal d'estudiar posteriorment quina és la configuració òptima i viable econòmicament.

Primerament, s'ha dissenyat una columna de destil·lació sense condensador, on el corrent de sortida per cap és tot vapor, i la qual se li afegeix una entrada lateral que representa el corrent de reflux.

A continuació, per tal de simular la *RCV*, s'ha afegit el compressor al corrent de sortida per cap de columna, per tal de comprimir el propilè que surt per cap de columna de 8 bar a 17 bar, i aprofitar posteriorment l'energia emmagatzemada per aquest per intercanviar-la en el *reboiler*.

Com no es pot eliminar el *reboiler* inclòs en la columna, s'ha especificat prèviament la seva relació d'ebullició, amb el qual s'obté el corrent de sortida per fons. Per tal d'unir el corrent que surt pel cap de columna amb la qual surt pel fons, s'ha hagut de fer manualment, afegint una extracció lateral en la columna que representa el corrent de fons de columna i que és majoritàriament propà.

Aquest corrent s'envia a un intercanviador afegit, que representa el *reboiler* tipus *kettle* que forma part del procés, i, per altra banda, també s'hi introdueix el corrent de sortida per cap de columna comprimit, amb el qual s'obtenen dues sortides d'aquest intercanviador.

Per una part s'aconsegueix el corrent de fons de columna amb un augment de la seva temperatura, del qual seguint amb aquest corrent fictici, s'ha d'afegir un separador tipus *flash*, del que finalment sortiria per fons el corrent de propà líquid que representa el producte assolit per fons de columna. Pel cap d'aquest *flash* sortiria un corrent gasós majoritàriament propà, que representa el corrent que surt del *reboiler* i que es retorna a la columna de destil·lació havent canviat de fase.

Per l'altra part d'aquest intercanviador afegit, en surt el corrent comprimit provinent del cap de columna de la qual s'ha convertit en fase líquida, obtenint així propilè condensat i en una petita proporció gasos incondensables. Per tal d'aconseguir el producte final de propilè amb la composició i quantitat requerides pel client, és necessari l'ús d'un acumulador de reflux, que en aquest cas ve representat pel separador, d'on per un costat surt el producte final i l'altre corrent hauria de ser retornada a la columna com a reflux, després de ser descomprimida fins a 8 bar amb la vàlvula B1. A continuació es mostra el diagrama de flux resultant.

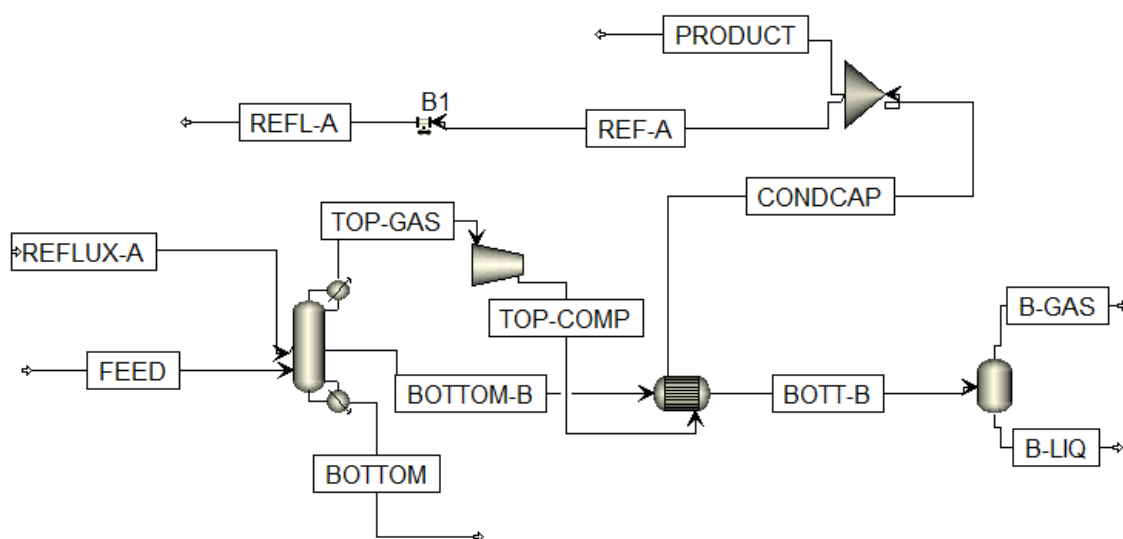


Figura 4.12 Diagrama de flux de la simulació de la columna amb recompressió de vapor sense tancar

En aquest procediment és on hi ha hagut el problema principal de la simulació i que ha causat l'endarreriment de tot el projecte, ja que amb l'*Aspen Plus* no es pot unir un corrent que surt de la columna novament a ella. Un cop consultat l'impediment amb l'experta en simulació i havent comprovat que l'*Aspen Plus* té dificultats de convergència per culpa de recirculacions, tot i haver obtingut valors finals considerablement aproximats, amb marges d'assumibles, s'ha decidit tornar a realitzar la simulació amb el programa *Aspen Hysys* que aporta més facilitats en aquest tipus de processos.

#### 4.3.2.2. Simulació *Aspen Hysys*

Inicialment, s'ha portat a cap la simulació de la columna de destil·lació convencional. Tal com s'ha explicat anteriorment en l'apartat 4.3.2.1. primer cal fer la simulació amb el model *DSTWU* i amb els resultats d'aquest procedir al disseny de la columna rigorosa mitjançant el model *Radfrac*, mitjançant la qual s'aconsegueixen els resultats definitius si es volgués realitzar el disseny d'una columna de destil·lació convencional. A continuació es mostra la configuració d'aquesta.

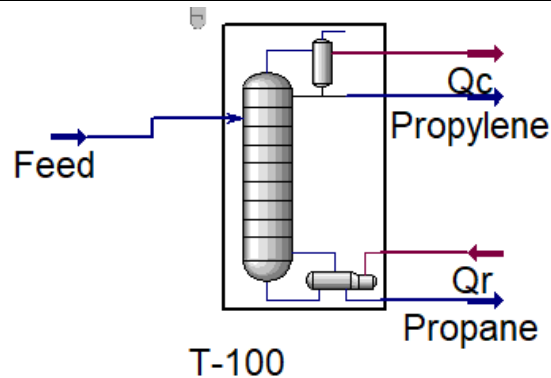


Figura 4.13 Columna de destil·lació convencional

Novament, per tal d'optimitzar el procés i estudiar-ne la viabilitat econòmica s'ha procedit amb la simulació de la columna de destil·lació amb recompressió de vapor.

En aquest cas, hi ha certes diferències significants respecte a la simulació realitzada amb *Aspen Plus*.

Com s'ha vist anteriorment, es comprimeix el corrent de sortida per cap de columna de 8 a 17 bar, però en aquest cas es requereix un separador de la corrent. D'aquest separador en surten dos corrents, les quals ambdues tenen un intercanviador de calor. El corrent que conté una major proporció de cabal, conté l'intercanviador que, tot i no existir en el procés real, el programa utilitza per simular l'intercanvi de calor produït en el *reboiler* tipus *kettle*, entre el propilè i el propà. Per tal d'igualar l'energia intercanviada en aquest intercanviador amb la del *reboiler* representat en el fons de columna, es fa servir la funció "adjust", que el que fa és igualar aquestes calors, modificant la ràtio de cabals separats en el separador.

Un cop intercanviada la calor, s'obté tot el corrent de propilè, majoritàriament, condensat. La part de cabal minoritària provinent del separador s'envia a un segon intercanviador de calor, aquest d'inferior magnitud, que s'encarrega de condensar la quantitat de propilè restant.

Cal destacar que s'ha optimitzat el procés per tal de poder realitzar aquest segon intercanvi emprant aigua de refrigeració. Aquesta separació és necessària, ja que per simular l'intercanvi de calor que té lloc al *reboiler*, no és necessari tot el cabal que surt per cap de columna, i només s'ha de fer amb el necessari. Els dos corrents es tornen a unir i són enviades a un acumulador de reflux, d'on per una part s'extreu la part de gasos incondensables existents i per l'altra s'assoleix el corrent que serà reenviat a la columna com a reflux, després de ser baixada la pressió amb una vàlvula d'expansió. En aquest cas, cal destacar la possibilitat de l'ús de la funció "recycle" del programa, que ha permès unir el corrent de recirculació a la columna sense tenir problemes de convergència. A continuació es mostra el diagrama de flux resultant.

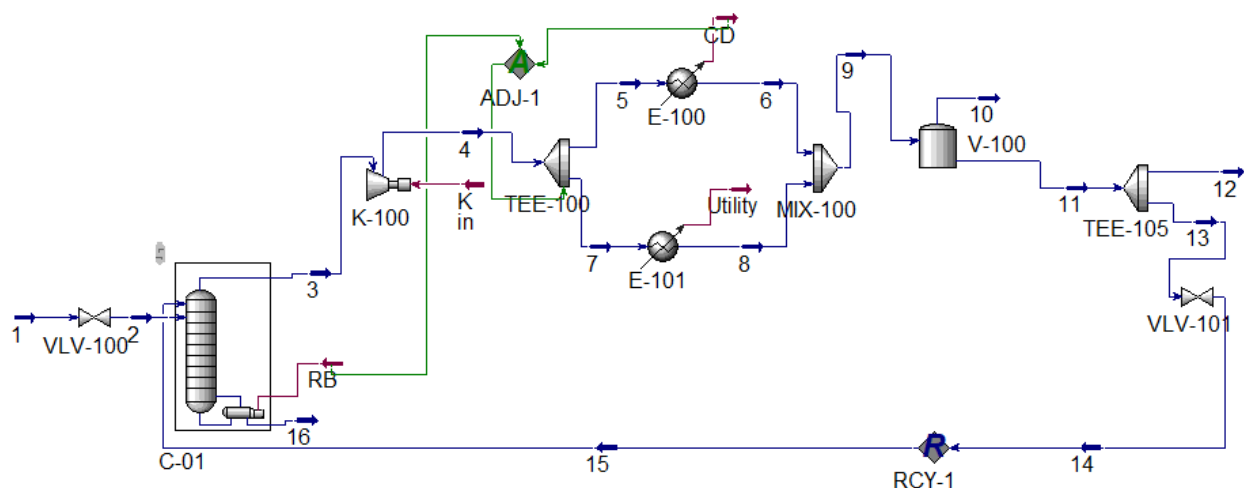


Figura 4.14 Diagrama de flux de la simulació de la columna amb recompressió de vapor

### 4.3.3. Optimització del procés i resultats

Una vegada realitzades les corresponents simulacions, s'ha realitzat un estudi per tal de verificar quantitativament quin dels dos tipus de processos era més viable (destil·lació convencional o RCV).

Amb aquesta finalitat, s'ha comparat quina inversió total suposaria la planta amb una columna de destil·lació convencional i quina tindria una columna amb recompressió de vapor. A continuació es mostra el gràfic resultant.

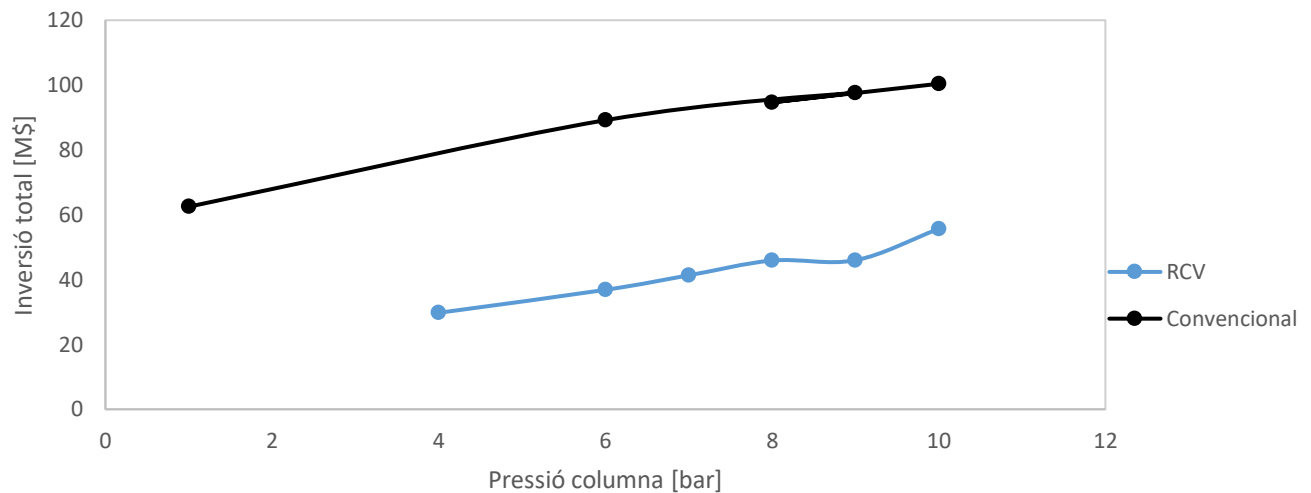


Figura 4.15 Comparativa d'inversió total dels dos tipus de columna

Com es pot observar en la Figura 4.15, tant en la columna convencional com en la RCV hi ha un increment de la inversió a realitzar en augmentar la pressió d'operació de la columna. Aquest fet té lògica des del punt de vista econòmic, ja que en augmentar la pressió, per tal d'obtenir les especificacions requerides pel client, cal augmentar el nombre de plats de la columna i això suposa un augment també de la seva alçada en els dos casos.

Ara bé, a l'hora de comparar el valor de la inversió final, cal tenir en compte diferents paràmetres en cada tipus de destil·lació, i és aquí on la diferència econòmica es fa significativa.

Per la part de la columna convencional, cal tenir en compte la inversió en capital fix que de la columna de destil·lació i del condensador. El valor d'aquests dos equips augmenten en incrementar la pressió d'operació de la columna, ja que augmenta la seva mida. En aquest cas, el condensador necessari a cap de columna ha de ser d'unes dimensions considerablement grans. I també cal tenir en compte la despesa anual en *utilities*, que en aquest cas són aigua de refrigeració pel condensador i vapor d'aigua pel *reboiler*, ambdós també augmenten en incrementar la pressió d'operació.

Per la part de la columna amb RCV, cal tenir en compte la inversió en capital fix de la columna de destil·lació, del compressor i del condensador auxiliar. Novament, el valor d'aquests equips augmenten en incrementar la pressió d'operació de la columna. Ara bé, en aquest cas la despesa en el condensador auxiliar i conseqüentment, en *utilities*, significa una part insignificant, ja que l'aigua de refrigeració necessària per condensar la quantitat de propilè que entra pel condensador és molt petita. En aquest cas el factor decisiu és el cost operatiu en electricitat (kWh) necessari en el compressor.

Tenint en compte els paràmetres mencionats anteriorment i observant la Figura 4.15, es pot concloure, que econòmicament surt més viable realitzar la destil·lació amb RCV, ja que resulta més econòmic el cost del compressor i l'electricitat en contraposició al cost del condensador i del cabal d'aigua i vapor dels intercanviadors.

Una vegada trobat el procés òptim s'ha realitzat una nova valoració de la destil·lació RCV per observar la influència de la pressió d'operació de la columna en el valor de la inversió final. A continuació es mostra el gràfic resultant.

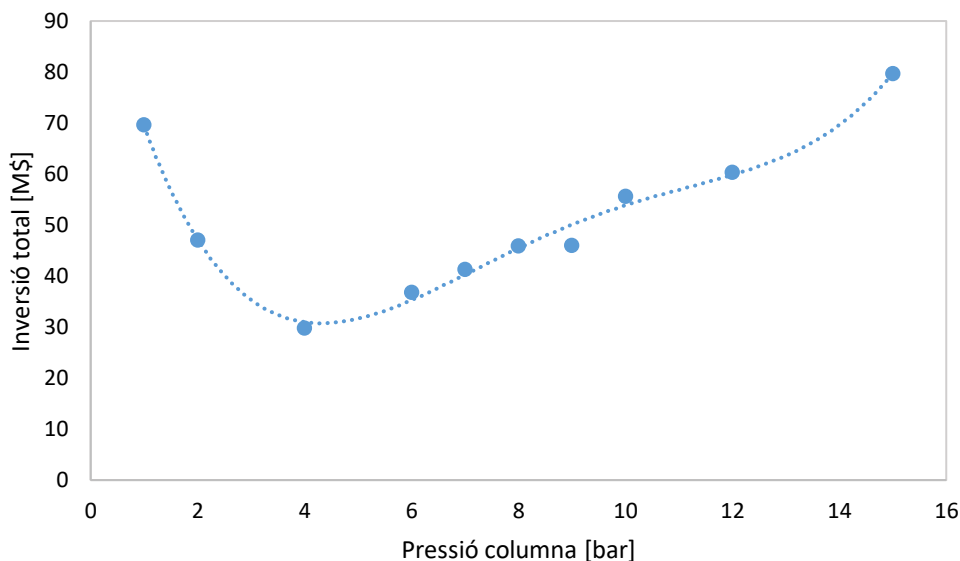


Figura 4.16 Influència de la pressió d'operació de la columna RCV en la inversió total

Com es pot observar, en la Figura 4.17 i s'havia observat en la Figura 4.16, en augmentar la pressió d'operació de la columna incrementa el valor de la inversió total, a causa dels motius mencionats anteriorment. Ara bé, es pot veure que hi ha un mínim en la pressió de 4 bar, i en continuar baixant la pressió en aquest cas s'incrementa molt més el valor de la inversió total. Aquest increment per sota dels 4 bar és degut al fet que, un cop surt el propilè per cap, és comprimit per ser utilitzat en l'intercanvi de calor del *reboiler*. L'energia amb la qual ha d'arribar el propilè al *reboiler* ha de ser suficient per a poder vaporitzar tot el cabal de propà que surt per fons, per tal d'adquirir aquesta energia es comprimeix, però en aquest cas, l'energia que se li ha de donar és tan gran que el corrent de propilè s'ha de comprimir d'una manera considerablement més gran que en els altres casos, i la potència de compressió és el que suposa aquest increment abrupte de la inversió total.

A continuació es mostra la Figura 4.17 que representa aquesta influència de la potència del compressor respecte la pressió d'operació de la columna.

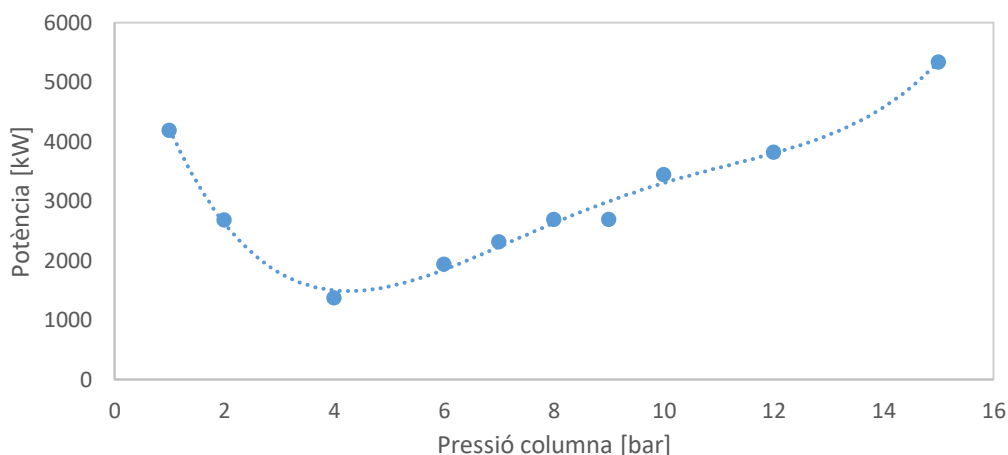


Figura 4.17 Dependència de la potència del compressor en funció de la pressió de la columna

Així doncs, havent observat els dos gràfics anteriors i de manera intuïtiva hom pensaria a operar la columna de destil·lació a 4 bar. Després d'haver-ho analitzat, s'ha comprovat que operar la columna a 4 bar no és òptim, ja que la RCV conté un condensador auxiliar, al qual li entra el propilè que surt per cap de columna. Si aquest propilè entrés a 4 bar, s'hauria de condensar el propilè amb un refrigerant especial (per operar a aquestes pressions) i no es podria utilitzar aigua de torre de refrigeració. Aquesta despesa anual addicional suposa un augment prou elevat per fer inviable el procés a 4 bar. És per això, que finalment s'ha establert 8 bar com la pressió òptima d'operació, on es fa ús d'aigua de refrigeració en aquest condensador auxiliar.

A continuació es mostren les característiques principals de la columna de destil·lació amb RCV en el procés simulat amb *Aspen Hysys*.

Taula 4.5 Paràmetres principals de la columna DC-301

<b>Paràmetres</b>	<b>Valor</b>
Nombre d'etapes ideals	95
Nombre de plats reals	131
Alçada (m)	102
Plat alimentació	61
Pressió cap (barg)	8
Pressió fons (barg)	8.5
Relació de reflux	29.31
Reflux destil·lat columna (kg/h)	319368.6
Rati d'ebullició	80.25
Composició propilè a cap	0.995
Composició propà a fons	0.961
Eficiència	0.73

## **4.4. Disseny d'equips (Process Containment Equipment)**

### **4.4.1. Columna de destil·lació DC-301**

#### **4.4.1.1. Elecció de tipus de columna**

L'optimització i simulació de la columna de destil·lació s'ha explicat en l'apartat anterior, a partir de les dades extrems de la simulació d'*Aspen* com són les propietats físiques i termodinàmiques dels corrents interns tant com la pressió els cabals i el número d'etapes.

Les configuracions estudiades per l'encreuament de les fases a l'interior de columna de manera que el vapor puja i entra en contacte amb el líquid retingut, la classificació es pot dividir com plats o reblliment [6].

Per determinar la millor opció que afavoreixi un bon contacte entre líquid i vapor per la transferència de massa, poca caiguda de pressió i un cost acceptable primerament es determina segons la composició les condicions típiques de cadascun [7]:

- Les columnes de plats es poden dissenyar per a treballar en un rang major de cabals de líquid i gas
- L'eficiència de plats es pot calcular millor que en el cas de reblliment. El qual, pot ser determinant per a seleccionar el tipus de columna
- Les columnes de plats es poden dissenyar amb més fiabilitat que les de reblliment, a causa de problemes potencial de mala distribució de líquid a través de la columna de reblliment
- Si el líquid origina embrutiment o conte sòlids és més fàcil de netejar en una columna de plats
- Per a líquids corrosius la columna de reblliment sol ser més barata perquè el seu diàmetre és menor
- La quantitat retinguda de líquid en una columna de reblliment es menor que en una columna de plats. El qual redueix l'inventari de líquids tòxics o inflamables
- Les columnes de reblliment tenen millor funcionament en sistemes propensos a la formació d'escumes
- La pèrdua de càrrega de columnes de reblliment és menor que en les de plats

Segons les condicions com la pressió d'operació superior a l'atmosfèrica, el gran nombre d'etapes, grans cabals, la falta de formació d'escumes i un medi poc corrosiu. A causa de les condicions de treball i els components que intervenen la columna s'estima que l'opció adequada afavoreix la utilització de la columna de plats.

Per comprovar l'estimació anterior es realitza l'estudi sobre diferents tipus de plats i reblliments sent aquests: plats perforats, plats de vàlvules (*Ballast-V1*), reblliment estructurat (*Flexipac*) i reblliment aleatori (*IMTP*).

Amb l'ajuda del simulador *Aspen* es du a terme una primera comprovació de diferents configuracions operables mantenint el mateix subministrador del projecte *Koch-Glitsch*.

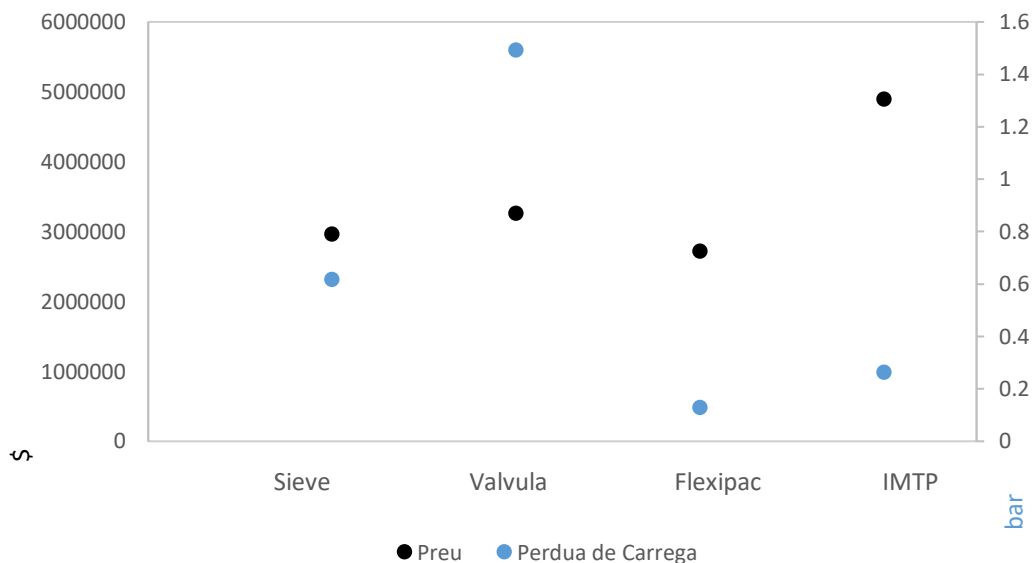


Figura 4.18 Diferència entre tipus de columnes

De la Figura 4.18 s'extreu que el rebliment estructurat metàl·lic (*IMTP*) és descartat per al seu alt cost i els plats de vàlvules (*Ballast-V1*) per la gran pèrdua de càrrega, per altra banda, la situació de plats perforats i rebliment estructurat pot presentar unes diferències més lleus, ja que presenten costos similars i una pèrdua de càrrega dintre del rang acceptable, per a aquest motiu s'ampliarà l'estudi més rigorós tenint en compte les eficiències i costos calculats en l'annex A.A.1.2.

Pel fet que el dimensionament i costos de columna de rebliment depèn de les característiques dels rebliments esmentats i la seva HETP donada per al subministrador en aquest projecte es brindarà el servei [8] *Koch-Glitsch*.

Tenint en compte que les etapes d'equilibri ideals són les mateixes per les dues configuracions es calcula el nombre d'etapes reals de plats perforats sent aquests mateixos el nombre de plats necessaris i els respectius costos, d'altra forma amb l'alçada equivalent d'etapes teòriques (HETP) podem deduir l'alçada de rebliment i els costos associats, ja que per bona distribució i velocitats dintre del rebliment són necessaris distribuïdors, recol·lectors i suports dintre la columna.

Taula 4.6 Anàlisi econòmic associats al tipus de columna.

Tipus de columna	Cost
Plat Perforat	967709 \$
Rebliment Estructurat	1197425 \$

Finalment observant els resultats obtinguts a la Taula 4.6 on la seva resolució és calculada a A.A.1.3, s'ha decidit escollir el tipus de plat perforat per al seu menor cost i reafirmant les condicions favorables de l'apartat anterior.

#### 4.4.1.2. Dimensionament de la columna

En l'enfocament d'assaig i error és necessari en el disseny de plat: començant amb un disseny de placa aproximat, revisar les funcions d'investigació i revisar el disseny segons els paràmetres recomanats a l'inici del disseny [7]. El procediment de disseny típic s'exposa a continuació:

- 1) Estimació de les propietats físiques del sistema
- 2) Calcular els cabals màxims i mínims de líquid i vapor
- 3) Escollir una distància entre plats
- 4) Calcular el diàmetre de la columna
- 5) Decidir el nombre de passos per plat segons el flux de líquid
- 6) Distribuir del plat, àrea de baixant, àrea activa, àrea foradada i altura de l'abocador
- 7) Calcular la taxa de degoteig de líquid
- 8) Establir la caiguda de pressió d'un plat
- 9) Calcular el temps de residència a través del plat
- 10) Reorganitzar les distribucions del plat segons les àrees no perforades
- 11) Comprovar de l'arrossegament, segons la fracció d'inundació
- 12) Recalculer les especificacions principals del plat per al disseny final

Tal com s'indica al procediment la informació bàsica per dimensionar la columna tracta d'obtenir les propietats i diferències entre cabals i fases, aquestes no són constants al llarg de la columna, s'utilitza com a base de dades els càlculs interns del simulador *Aspen* per les etapes de la columna enfront la temperatura i de totes les etapes s'han seleccionat aquestes que presenten una variació important entre seccions sent aquestes:

- Primera etapa cap de columna (1)
- Etapa superior a l'alimentació (60)
- Etapa inferior a l'alimentació (62)
- Última etapa al fons de columna (95)

Seguint el procediment, que es troba explicat en l'annex A.A.1.2 els resultats obtinguts es mostren en la següent Taula 4.7. La diferència entre els cabals interns de la columna és com representa en la variació del diàmetre de la columna per treballar en una secció uniforme s'utilitza el valor de demanda més gran.

A més de calcular les dimensions internes de la columna es realitza una comprovació mitjançant el simulador *Aspen Hysys* i a més el simulador comercial *KG-TOWER* del subministrador *Koch-Glitsch* tal com es presenta en l'apartat A.A.1.2.3.

Taula 4.7 Resultats destacables la columna DC-301

Especificació	Valor
Alçada (m)	102.00
Espai entre plats (m)	0.76
Diàmetre columna (m)	4.40
Nombre de passos per plat	2
Àrea transversal columna (m <sup>2</sup> )	15.23
Àrea del baixant (m <sup>2</sup> )	1.83
Àrea neta (m <sup>2</sup> )	13.40
Àrea activa (m <sup>2</sup> )	11.57
Àrea foradada (m <sup>2</sup> )	1.16
Longitud abocador (m)	4.34
Alçat abocador (mm)	50.00
Diàmetre forat (mm)	5.00
Grossor plat (mm)	5.00
Velocitat mín. vapor a través de forats (m/s)	3.09
Caiguda de pressió de la columna (barg)	1.04
Temps de residència en plat (s)	4.70
Vora del plat sense perforar	50.00
Àrea d'un forat (mm <sup>2</sup> )	19.63
Nombre de forats	58942

A causa de l'operació present en el procés i la necessitat de comprimir el vapor de sortida s'emfatitza en el disseny sobre un mínim d'arrossegament per evitar l'entrada de líquid en el corrent de vapor de cap de columna, a més de protegir el corrent amb un eliminador *demister* a la sortida simulat amb el propi subministrador *KG-TOWER* situat en l'annex A.A.1.2.3.

La informació que es presenta en el full d'especificacions correspon als valors extrets del mètode *Aspen*.

#### 4.4.1.3. Dimensionament mecànic DC-301

S'ha realitzat el disseny mecànic de la DC-301, sotmesa a una pressió interna de 8.5 bar i una càrrega de vent corresponent a 120 km/h. El procediment de càlcul utilitza't, es troba en l'Annex A.A.1.3.1.[10]

En la següent taula es mostren els resultats obtinguts:

Taula 4.8 Resultats del disseny mecànic de la columna DC-301

Paràmetre	Valor
Diàmetre (m)	4.4
Pressió d'operació (barg)	8.5
Pressió de disseny (barg)	9.81
Gruix carcassa cilíndrica (mm)	17.3
Gruix fons (mm)	9.45
Gruix de corrosió admissible (mm)	2
Volum útil (m <sup>3</sup> )	1537.8
Volum total (m <sup>3</sup> )	1573.24
Pes columna buida (kg)	278629

Com es pot observar, la columna té pràcticament el doble de gruix en la part cilíndrica que en la part de fons, això és degut a la forma semiesfèrica dels fons que suporten millor les pressions internes. D'altra banda, s'analitza que la columna té un pes considerablement elevat i això és, principalment, degut a la gran alçada de la columna (102 m).

#### 4.4.2. Bescanviador E-401

Quan es requereix vaporitzar un fluid són recomanats els intercanviadors de carcassa i tub tipus *reboiler*. Si, a més, com és el cas, es vaporitza totalment el fluid i es disposa d'un fluid sense embrutiment i una capacitat molt lleugera que crear escumes, és adequat utilitzar un *reboiler* tipus *kettle*. Aquest presenta una carcassa amb un diàmetre més gran que el feix tubular que permet que el fluid que es vaporitza s'enlaira de forma fàcil del líquid, afavorint l'efecte termosifó en disminuir la densitat el corrent ascendent retorna cap a la columna.

Es complementa amb un capçal desmuntable tipus A per facilitar la neteja, a més, un capçal tipus U (format per tubs en U) permet l'estalvi d'una placa tubular i permet dilatacions tèrmiques sense generar tensions.

Per tant, el bescanviador E-401 és un *reboiler* tipus AKU amb la funció de vaporitzar el cabal intern per subministrar a la columna de destil·lació fent servir únicament la recompressió del vapor de cap de columna que a la vegada condensarà, el disseny s'ha realitzat per dos mètodes.

El primer correspon al mètode Kern modificant les necessitats de les conveccions per satisfer el doble canvi de fase simultani a l'interior de l'equip. L'últim mètode correspon al disseny mitjançant el simulador *Aspen Exchanger Design & Rating*.

A continuació es presenta els resultats entre mètodes, els càlculs es poden observar en l'apartat A.A.1.4.1.

Taula 4.9 Comparativa de resultats destacables del E-401

Paràmetres	Disseny	<i>Aspen Exchanger</i>
Àrea d'intercanvi (m <sup>2</sup> )	713.61	1152.20
Pèrdua de càrrega carcassa (barg)	0.01	0.12
Pèrdua de càrrega tubs (barg)	0.16	0.18
Calor intercanviada (kW)	26298.76	26214.70
$\Delta T_{lm}$ (°C)	26.82	17.96
Nombre de passos	2.00	2.00
Longitud (m)	6.10	6.10
Nombre de tubs	978.00	1497.00
Patró	Triangular	Triangular
Diàmetre intern tubs (in)	0.75	0.75
Gruix tubs (in)	0.08	0.08
Diàmetre carcassa (in)	47.00	56.00
Coefficient global (W/m <sup>2</sup> K)	2118.79	1844.3

Com es pot observar a la taula anterior es pot destacar una variació en el factor de correcció de la temperatura tal com s'indica en l'Annex A.A.1.4.1.

La informació que es presenta en el full d'especificacions correspon als valors extrems del mètode *Aspen*.

#### 4.4.2.1. Dimensionament mecànic E-401

Per realitzar el dimensionament mecànic de la carcassa i extrems del *reboiler* E-401, s'ha seguit el mateix procediment que pel dimensionament mecànic de la columna DC-301. Tenint en compte en aquest cas que el fluid circulat és propà, que es troba a una pressió de 8.50 barg i una temperatura de 19.9 °C. El procediment de càlcul aplicat es troba en l'Annex A.A.1.3.1.

En la següent taula es mostren els resultats obtinguts:

Taula 4.10 Resultats del disseny mecànic de la columna V-401

Paràmetre	Valor
Volum total del dipòsit (m <sup>3</sup> )	9.02
Cabal d'entrada líquid (kg/h)	271,978
Pressió d'operació (barg)	8.5
Pressió de disseny (barg)	8.87
Longitud (m)	6.10
Diàmetre (m)	1.372
Gruix carcassa cilíndrica (mm)	4.87
Gruix fondos (mm)	2.43
Gruix de corrosió admissible (mm)	3.175
Pes dipòsit buit (kg)	1465.06

Com es pot observar, hi ha un gran cabal d'entrada de propà, que en certa manera condiciona al volum necessari per a la carcassa. La resta de dades rellevants pel dimensionament de l'E-401 es pot trobar en el full d'especificacions de l'apartat 4.5.2.

#### 4.4.3. Bescanviador E-402

Segons les característiques energètiques un excés que presenta el corrent de recompressió és necessari una extracció en la fracció de corrent d'igual forma que l'alternativa convencional per condensar el cabal de sortida de cap de columna utilitzant un bescanviador de plaques amb junta del subministrador *Alfa Laval*.

L'intercanviador de plaques proporciona una transferència de calor eficient amb un tamany reduït, flexible, fàcil de reparar i mantenir. Mitjançant la superfície corrugada es busca optimitzar la transferència degut al poc marge de temperatura.

Les composicions i propietats físiques són exactament les mateixes que l'apartat anterior i tal com s'indica en el apartat 4.3 s'introdueix un corrent extern d'aigua.

En aquest cas es garanteix la condensació total de vapor fent servir el corrent d'aigua i segons les dades recopilades a la Figura 3.1 tenint en compte el pitjor escenari rebent un corrent d'aigua a 30°C, el disseny s'ha realitzat per dos mètodes.

El primer correspon al disseny per satisfer el canvi de fase amb les plaques seleccionades. L'últim mètode correspon al disseny mitjançant el simulador *Aspen Exchanger Design & Rating*.

A continuació es presenta els resultats entre mètodes, els càlculs es poden observar en l'apartat A.A.1.4.2

Taula 4.11 Comparativa de resultats destacables del E-402

Paràmetres	Disseny	<i>Aspen Exchanger</i>
Àrea d'intercanvi (m <sup>2</sup> )	2.08	1.84
Velocitat aigua (m/s)	0.68	0.82
Velocitat propilè (m/s)	1.16	1.51
Pèrdua de càrrega aigua (barg)	0.53	0.70
Pèrdua de càrrega propilè (barg)	0.01	0.02
Calor intercanviada (kW)	4399.50	4330.70
$\Delta T_{lm}$ (°C)	12.71	12.75
Nombre de passos	1.00	1.00
Alçada (m)	2.19	1.82
Nombre de plaques	177.00	167.00
Amplada (m)	0.95	0.95
Angle (°)	56.5	56.50
Gruix (mm)	4.00	4.00
Coeficient net (W/m <sup>2</sup> K)	941.11	1503.70

Com es pot observar a la taula anterior els valors obtinguts entre els dos mètodes s'aproximen, destacant el coeficient de transferència tal com s'indica a l'annex A.A.1.4.2

La informació que es presenta en el full d'especificacions correspon als valors extrems del mètode *Aspen*

#### 4.4.4. Acumulador de reflux V-401

L'acumulador de reflux és un dipòsit disposat de forma horitzontal i que s'utilitza per emmagatzemar temporalment el producte de propilè condensat provinent de l'E-401.

Es considera un separador de 2 fases, líquid-vapor.

L'ús d'aquest acumulador resulta necessari en el procés, ja que permet controlar el cabal de reflux que retorna a la columna com a destil·lat, així com d'assegurar-se que aquest cabal estigui completament en fase líquida i sigui continu, a raó de l'alçada de la columna es comprova si fos necessària la instal·lació d'una bomba per traslladar el reflux, comprovant que la pèrdua de càrrega no superi la diferència de pressions entre l'equip i la columna de forma anàloga als càlculs presentats en l'Annex A.1.5

Per tal de calcular el seu volum s'ha considerat un temps de residència de 10 minuts del cabal de reflux i tenint en compte que estarà al 80% de la seva capacitat total.

Com a material de construcció s'ha fet servir l'acer A515-60 recobert d'un aïllament de llana de vidre.

El disseny d'aquest tanc d'emmagatzematge s'ha realitzat seguint el procediment [8], explica't en l'Annex A.1.5. Seguint el codi ASME, secció VIII Div.I, s'ha dut a terme un disseny mecànic del tanc, calculant els gruixos de les seves parets i fons, així com el corresponent pes. Per les condicions d'operació de l'acumulador de reflux s'ha decidit que els fons han de ser toriesfèrics.

A continuació es mostren els resultats del disseny mecànic. En l'Annex A.A.1.5 es mostra el corresponent full d'especificacions.

Taula 4.12 Característiques de l'acumulador de reflux V-401

Paràmetre	Valor
Volum del dipòsit (m <sup>3</sup> )	138.52
Cabal de líquid (m <sup>3</sup> /h)	692.59
Temps de residència (min)	10
Longitud del dipòsit (m)	8.71
Diàmetre del dipòsit (m)	4.5
Gruix carcassa cilíndrica (mm)	34.26
Gruix fondos (mm)	17.13
Gruix de corrosió admissible (mm)	2
Pes dipòsit buit (kg)	68201

Com es pot observar en la taula anterior, el volum de l'acumulador de reflux és considerablement elevat i això és pel fet que hi ha un gran cabal de líquid d'entrada amb un temps de residència de 10 minuts.

La resta de dades rellevants pel dimensionament del V-401 es pot trobar en el full d'especificacions de l'apartat 4.5.5.

#### 4.4.5. Compressor K-401

Aquest compressor té la finalitat d'augmentar la pressió de 8 bar, amb la que surt el cabal gasós de propilè pel cap de columna, fins a una pressió de 17 bar, per tal de ser enviat al bescanviador E-401 i poder utilitzar l'energia emmagatzemada per aquest gas per intercanviar-lo amb el propà de fons de columna, optimitzant així la transferència de calor.

Per les condicions a les quals opera, pressió final de 17 bar i un cabal d'entrada de 19767.7 m<sup>3</sup>/h, s'ha conclòs que el compressor ha de ser centrífug i d'una sola etapa. S'ha calculat l'energia consumida i les condicions de sortida mitjançant el programa *Aspen Hysys*, amb el qual també s'ha realitzat un estudi per optimitzar el rati de compressió, i també mitjançant el mètode de *Mollier* del qual els càlculs es poden observar en l'Annex A.A.1.6. A continuació es mostren els resultats:

Taula 4.13 Resultats i especificacions del compressor K-401

Paràmetre	Valor
Diferència de Pressió (bar)	9.00
Rati de compressió	2.13
Eficiència (%)	79.00
Temp. Entrada (°C)	11.30
Temp. Sortida (°C)	53.30
Potència (kW)	4064

A més tal com s'indica en l'Annex A.A.1.6 els valors finals s'aproximen als valors presentats per al simulador *Aspen Hysys* i es presenta al full d'especificacions.

#### 4.4.6. Bomba P-301

La bomba P-301 es tracta d'una bomba centrífuga multietapa SIHI multi 050-A, impulsa el producte des del fons de columna, majoritàriament propà, cap al *check tank*.

S'instal·la una doble tanca mecànica per assegurar possibles fuites i extraure la calor necessària de manera que les fuites del contingut inflamable quedin restringides.

Els càlculs pertinents al disseny de la bomba de propà són tractats en l'Annex A.1.7.1 i a continuació es mostren els resultats més rellevants comparant-los amb la simulació de *Aspen Hysys*.

Taula 4.14 Comparativa de resultats destacables de P-301

Paràmetre	Valor
Cabal volumètric (m <sup>3</sup> /h)	6.53
Alçada d'impulsió (m)	146.1
Eficiència (%)	51
Potència (kW)	5.50
NPSHr (m)	0.75
NPSHd (m)	1.59

En tractar-se d'un producte inflamable i per factors de seguretat i medi ambient durant possibles fuites causades pel transcurs del moviment centrífug de la part rotativa amb la carcassa del mateix equip, s'instal·la un sistema amb doble tanca mecànica dissenyat per transferir líquid barrera en cas de ruptura, a més d'extreure la calor generada.

La informació que es presenta en el full d'especificacions correspon als valors extrems del disseny.

#### 4.4.7. Bomba P-401

La bomba P-401 es tracta d'una bomba centrífuga multietapa SIHI multi 065-B que impulsa el producte des del tanc d'acumulació de reflux, majoritàriament propilè, cap al *check tanc*.

S'instal·la una doble tanca mecànica per assegurar possibles fuites i extraure la calor necessària, de manera que les fuites del contingut inflamable quedin restringides.

Els càlculs pertinents al disseny de la bomba de propilè són tractats en l'Annex A.1.7.2, i a continuació es mostren els resultats més rellevants comparant-los amb la simulació de *Aspen Hysys*.

Taula 4.15 Comparativa de resultats destacables de P-401

Paràmetre	Valor
Cabal volumètric (m <sup>3</sup> /h)	22.85
Alçada d'impulsió (m)	151.23
Eficiència (%)	72
Potència (kW)	13.80
NPSHr (m)	1.27
NPSHd (m)	5.63

Al tractar-se d'un producte inflamable i per factors de seguretat i medi ambient, durant possibles fuites causades pel transcurs del moviment centrífug de la part rotativa amb la carcassa del mateix equip, s'instal·la un sistema amb doble tanca mecànica, dissenyat per transferir líquid barrera en cas de ruptura, a més d'extreure la calor generada.

La informació que es presenta en el full d'especificacions correspon als valors extrems del disseny.

#### 4.4.8. Separador "Knockout drum" V-403

El separador de líquids conegut com a *knocout drum* és un equip de protecció anterior al compressor per evitar possibles mal funcionaments a causa de la introducció de líquids arrossegats.

Per les consideracions en l'operació de la columna, la instal·lació del *demister* i amb el suport de simulador *Aspen Hysys* el possible condensat de propilè es considera ínfim, per aquesta raó no demanda la instal·lació d'un encamisat per evaporar el líquid recol·lectat.

El corrent condensat acumulat en cas de perjudicar el funcionament s'envia a la torxa.

### 4.5. Llistat de fulls d'especificació

A continuació es presenten els fulls d'especificació de cada equip del procés segons el següent ordre :

#### 4.5.1. Columna de destil·lació

1	PROYECTO	TFG_2212	ESPECIFICACIÓN			Nº	1.00			
2			Columna			HOJA Nº	1 de 2			
3	EMPRESA	URV				FECHA	23-04-22			
4	FÁBRICA		URV			PREPARADO	A.Gomez			
5	PLANTA					REVISADO	O.Boldú			
6						APROBADO	A.Gomez			
7	ÍTEM	DC-301				Nº UNIDADES	1			
8	SERVICIO	Despropanitizador								
9	OPERACIÓN	DESCRIPCIÓN	Separació C3							
10		PRODUCTO	Propilè							
11		TEMPERATURA	11 Cap	20 Fons	°C					
12		PRESIÓN	8 Cap	8.5 Fons	barg					
13		DENSIDAD	520.00		kg/m3					
14	CONSTRUCCIÓN	DIMENSIONES	DIÁMETRO	4.40	m	DISEÑO Y PRUEBA	CÓDIGOS	ASME VIII Div1		
15			LONG. / ALT.	102.00	m			CONDICIONES DE DISEÑO	TEMPERAT.	11--20 °C
16			ESPESOR	17.26	mm		PRESIÓN		9.81	barg
17		FONDOS	SUPERIOR				DENSIDAD	520.00	kg/m3	
18			INFERIOR				PRESIÓN DE PRUEBA	HIDRAÚLICA	12.44	barg
19		VOL. / PESO	VOL. ÚTIL	1537.0	m3			NEUMÁTICA		
20			VOL. TOTAL	1573.0	m3		ESPESOR DE CORROSIÓN		2	mm
21			PESO	278.60	ton		EFICACIA DE SOLDADURA		0.85	
22		INSTALACIÓN					ALIVIO DE TENSIONES			
23		AISLAMIENTO					RADIOGRAFIADO		Parcial	
24	PINTURA									
25										
26	MATERIALES	DESCRIPCIÓN			COMENTARIOS					
27		CUERPO	ASTM A-515 Gr-60							
28		FONDOS	ASTM A-515 Gr-60							
29		BRIDAS CUERPO								
30		VALONA BRIDAS CUERPO								
31		BRIDAS TUBULADUR.								
32		TUBULADURAS								
33		PLACA PARTICIÓN								
34		CORTACORRIENTES								
35		SOPORTES PARA INTERNOS	ASTM A-515 Gr-60							
36		TORNILLOS/TUERCAS INT.								
37		TORNILLOS/TUERCAS EXTER.								
38		JUNTAS INTERIOR								
39		JUNTAS EXTERNAS								
40	SOPORTES EXTERIORES									
41	INTERNOS - Relleno									
42	INTERNOS - Soporte relleno									
43	TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING				
44		P-01a03	3	Transmisor de Pressió	2.0					
45		T-01a05	5	Transmisor de Temperatura	2.0					
46		E-01	1	Entrada d'alimentació	3.0					
47		E-02	1	Entrada de reflux	12.0					
48		E-03	1	Entrada de vapor	20.0					
49		S-01	1	Sortida de cap de columna	20.0					
50		S-02	1	Sortida de fons	10.0					
51		ST-01	1	Element de seguretat	2.0					
52		B-01a02	2	Boca d'home	24.0					
53		L-01a04	4	Transmisor de Nivell	2.0					
54		OT-01	1	Tubuladura extra tancada	2.0					
55										
56										
57										
58										
59										
60										
61										
62	NOTAS	CANTIDAD REQUERIDA	10890 kg/h Destil-lat							
63		TIPO DE OPERACIÓN	Separació							
64		PRODUCTOS	Propilè, Propà, Età, SO2, n-butà, i-butà, i-butè, 1-butà,							
65		CLAVE LIGERA	Propilè							
66		CLAVE PESADA	Propà							
67		Nº ETAPAS TEÓRICAS	95.00							
68	REFLUJO	319369 kg/h								
69										

Figura 4.19 Especificació de columna DC-301 pagina 1

PROYECTO	TFG_2212	ESPECIFICACIÓN	Nº	1.00
EMPRESA	URV		HOJA Nº	2 de 2
FÁBRICA			FECHA	23-04-22
PLANTA		URV	PREPARADO	A.Gomez
ÍTEM	DC-301		REVISADO	O.Boldú
SERVICIO	Despropanizador		APROBADO	A.Gomez
			Nº UNIDADES	1

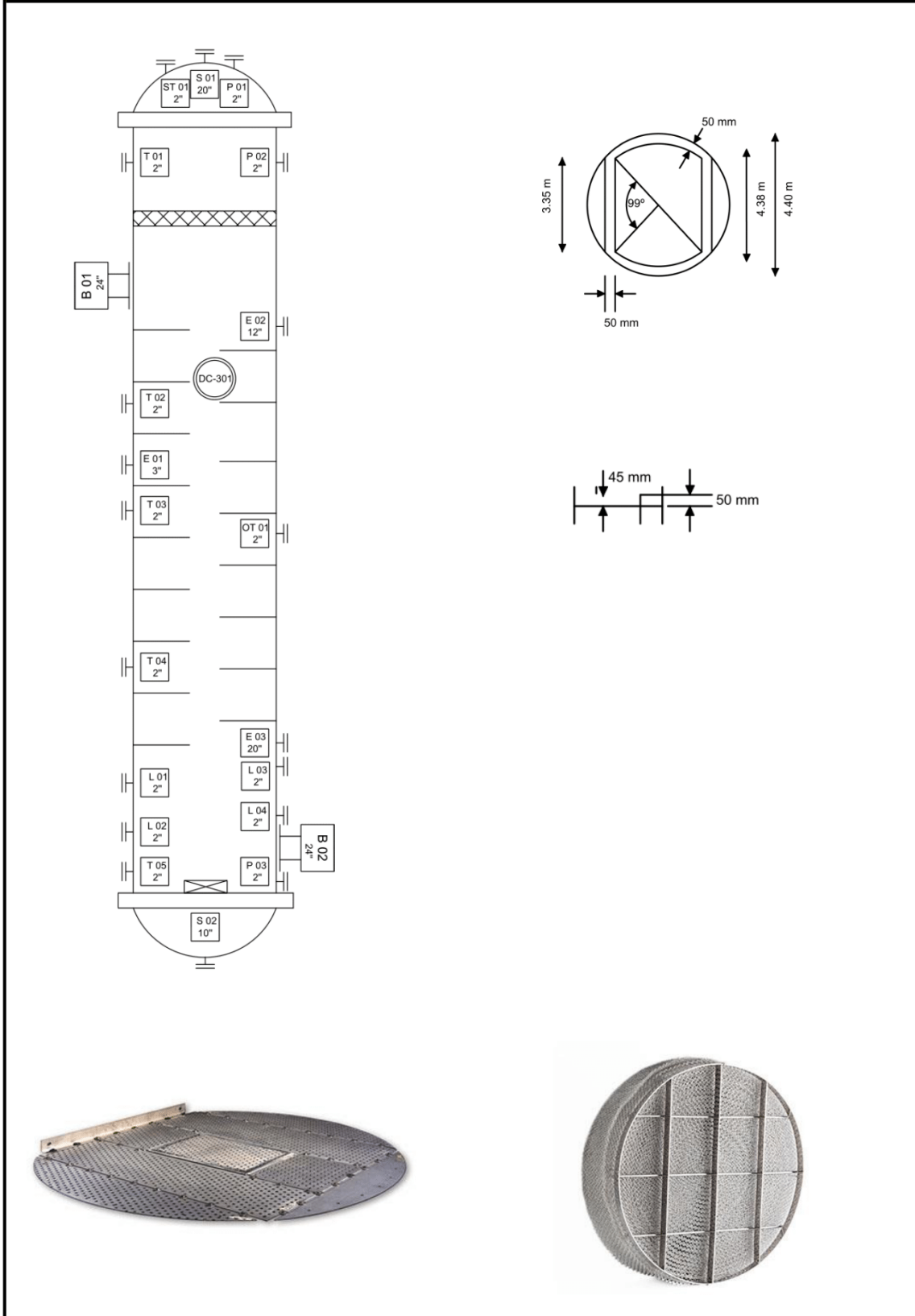


Figura 4.20 Especificació de columna DC-301 pagina 2

4.5.2. Reboiler

1	PROYECTO	TFG_2212	<b>ESPECIFICACIÓN</b>  <b>Cambiador Carcasa-Tubos</b>		Nº	2.00
2	EMPRESA	URV			HOJA Nº	1 de 4
3	FÁBRICA				FECHA	24/04/22
4	PLANTA				PREPARADO	A.Gomez
5	ÍTEM	E-401	<b>URV</b>		REVISADO	A.Gomez
6	SERVICIO	Vaportizació			APROBADO	O.Boldú
7				Nº UNIDADES	1.00	
8	<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>					
9			<b>LADO ENVOLVENTE</b>		<b>LADO TUBOS</b>	
10	PRODUCTO		Propà		Propilè	
11	CAUDAL TOTAL	kg/h	268,714		274,593	
12			<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>	<b>ENTRADA</b>	<b>SALIDA</b>
13	VAPOR	kg/h	0	268,714	274,593	0
14	LÍQUIDO	kg/h	268,714	0	0	274,593
15	INCONDENSABLES	kg/h	0		0	
16	FLUIDO VAPORIZADO	kg/h	268714			
17	FLUIDO CONDENSADO	kg/h			274,593	
18	LÍQUIDO	DENSIDAD	kg/m3	502.440		489.630
19		VISCOSIDAD	cP	0.122		0.091
20		CALOR ESPECÍFICO	kJ/kg K	2.930		3.043
21		COND.TÉRMICA	W/(m-K)	0.101		0.095
22	VAPOR	TENS. SUPERFICIAL	N/m	0.007		
23		DENSIDAD	kg/m3		17.760	33.040
24		VISCOSIDAD	cP		0.008	0.010
25		CALOR ESPECÍFICO	kJ/kg K		1.850	1.792
26	COND.TÉRMICA	W/(m-K)		0.014	0.024	
27	CALOR LATENTE	kJ/kg	344.400		311.300	
28	PRESIÓN OPERACIÓN	barg	8.50	8.38	17.0	16.73
29	TEMPERATURA OPERACIÓN	°C	19.9	19.9	53.3	41.0
30	VELOCIDAD	m/s	2.7	5.0	8.9	1.1
31	PÉRDIDA DE CARGA Admis./Calc.	barg	0.5/0.12		0.5/0.18	
32	CALOR	SENSIBLE	kcal/h			
33		LATENTE	kcal/h			
34		TOTAL	kW		26.21	
35	RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO	(m2.h°C)/kcal	0.0001		0.0001	
36	SOBREDISEÑO U calculada / U diseño				1,844.30	
37	<b>ESPECIFICACIÓN DE MATERIALES</b>			<b>CONDICIONES DE DISEÑO Y PRUEBA</b>		
38		MATERIAL	COMENTARIOS	CÓDIGO	ASME Code Sec VIII Div 1	
39	ENVOLVENTE	ASTM A515-Gr-60		TIPO	AKU	
40	CABEZALES ENVOLVENTE			AREA	1,152.20	m2
41	CABEZALES TUBOS			Nº DE PASOS	Tubos 2.00	Envolvente
42	TAPA DEL CABEZAL			TUBOS	1,497.00	
43	BRIDAS ENVOLVENTE			Nº / PITCH	23.81 mm	
44	BRIDAS CABEZAL TUBOS			ENVOLVENTE	Diámetro 56 in	Espesor 1 in
45	BRIDAS TUBUL. ENVOLV.			FONDOS		
46	BRIDAS TUBUL. CABEZALES			DEFLECTORES	Tipo Unbaffled	
47	TUBULADURAS ENVOLVIENTE			Número		Corte %
48	TUBULADURAS CABEZALES			ENVOLVENTE	TUBOS	
49	TUBOS	ASTM A515-Gr-60		PRES. DISEÑO	8,87 barg	68 barg
50	PLACA TUBULAR	ASTM A515-Gr-60		TEMP. DISEÑO	40 °C	63 °C
51	ALETAS	ASTM A515-Gr-60		PRES. PRUEBA		
52	DEFLECTORES/PLACAS SOPORT.			Hidráulica	11,44	barg
53	DISTANCIADORES			Neumática		
54	TIRANTES			ALVIO TENS.		
55	SOPORTES/APOYOS			RADIOGRAF.	Parcial	
56	TORNILOS/TUERCAS			ESP. CORROS.	3,175	mm
57	TORNILOS/TUERCAS (INTERIOR)			EF. SOLDAD.	0,85	
58	JUNTAS ENVOLVENTE					
59	JUNTAS CABEZAL					
60	PLACA DE CHOQUE					
61	<b>NOTAS</b>			<b> AISLAMIENTO</b>		
62				<b>TRATAMIENTO DE SUPERFICIES</b>		
63				<b>PINTURA</b>		
64				<b>ACCESORIOS</b>		
65						
66						
67						
68						
69						
70						

Figura 4.21 Especificació del reboiler E-401 pagina 1

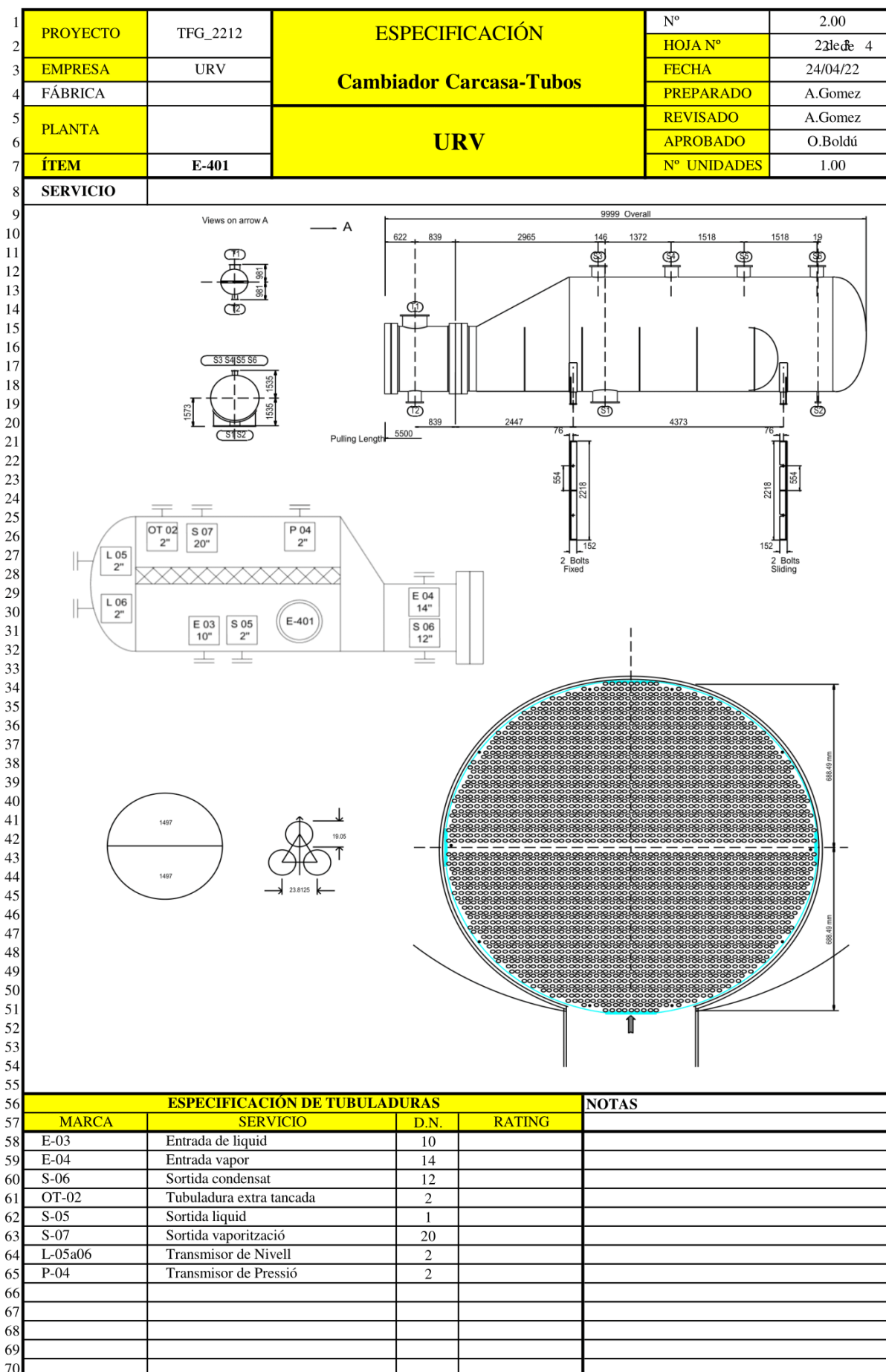


Figura 4.22 Especificació del reboiler E-401 pagina 2

4.5.3. Condensador

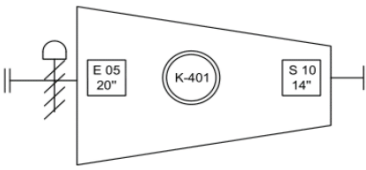
1	PROYECTO	TFG_2212	ESPECIFICACIÓN		Nº	1.00
2	EMPRESA	URV			HOJA Nº	1 de 2
3	FÁBRICA		Bescanviador de Plaques		FECHA	23/05/2022
4	PLANTA				PREPARADO	A.Gomez
5	ÍTEM	E-402	URV		REVISADO	A.Gomez
6	SERVICIO	Condensador			APROBADO	A.Gomez
7					Nº UNIDADES	1.00
8	CONDICIONES DE OPERACIÓN					
9			LADO CALIENTE		LADO FRÍO	
10	PRODUCTO		Propilè		Aigua	
11	CAUDAL TOTAL	kg/h	45,756		756,000	
12			ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
13	VAPOR	kg/h	45,756.00			
14	LÍQUIDO	kg/h		45,756.00	756,000.00	756,000.00
15	INCONDENSABLES	kg/h	0.00		0.00	
16	FLUIDO VAPORIZADO	kg/h	0.00		0.00	
17	FLUIDO CONDENSADO	kg/h	45,756.00		0.00	
18	LÍQUIDO	DENSIDAD	kg/m3	487.91	997.34	996.10
19		VISCOSIDAD	cP	0.09	0.80	0.72
20		CALOR ESPECÍFICO	kJ/kg K	3.06	4.19	4.19
21		COND.TÉRMICA	W/m K	0.09	0.61	0.61
22		TENS. SUPERFICIAL	N/m	0.01	0.07	0.07
23	VAPOR	DENSIDAD	kg/m3	33.04		
24		VISCOSIDAD	cP	0.01		
25		CALOR ESPECÍFICO	kJ/kg K	1.79		
26		COND.TÉRMICA	W/m K	0.02		
27	CALOR LATENTE	kJ/kg	310.30			
28	PRESIÓN OPERACIÓN	barg	17.00	16.97	7.00	6.30
29	TEMPERATURA OPERACIÓN	°C	53.30	41.00	30.00	35.00
30	VELOCIDAD	m/s		1.51		0.82
31	PÉRDIDA DE CARGA Admis./Calc	barg	0.5/0.1		1/0.7	
32	CALOR	SENSIBLE				
33		LATENTE				
34		TOTAL			4330.70	
35	RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO	m2 h °C / kcal	0.0010		0.0010	
36	SOBREDISEÑO U cálculo / U diseño				1503.50	
37	ESPECIFICACIÓN DE MATERIALES			CONDICIONES DE DISEÑO Y PRUEBA		
38		MATERIAL	COMENTARIOS	CÓDIGO	ASME Code Sec VIII Div 1	
39	PLACAS	SS-304				
40	BASTIDOR	SS-304		TIPO	PLACAS	
41	CABEZAL FIJO			Nº DE PLACAS	167.00	
42	CABEZAL MÓVIL			AREA EFEC. POR PLACA	1.85	m2
43				AREA TOTAL	3.47	m2
44	TUERCAS Y ARANDELAS			DIMENSIONES PLACA	2.92x1.19	m x m
45				ESPESOR PLACA	4.00	mm
46	BRIDAS TUBUL. LADO FRÍO					
47	BRIDAS TUBUL. LADO CALIENTE					
48	TUBULADURAS LADO FRÍO					
49	TUBULADURAS LADO CALIENTE					
50					LADO CALIENTE	LADO FRÍO
51	JUNTAS	Nitril		PRES. DISEÑO	25 MPa	25 MPa
52				TEMP. DISEÑO	190 °C	190 °C
53				PRES. PRUEBA		
54				Hidráulica		
55				Neumática		
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62	NOTAS			AISLAMIENTO		
63				TRATAMIENTO DE SUPERFICIES		
64				PINTURA	Epoxi	
65				ACCESORIOS		
66						
67						
68						
69						
70						

Figura 4.23 Especificació del condensador E-402 pagina 1

1	PROYECTO	TFG_2212	<b>ESPECIFICACIÓN</b>		Nº	1.00
2	EMPRESA	URV			HOJA Nº	2 de 2
3	FÁBRICA				FECHA	23/05/2022
4	PLANTA				PREPARADO	A.Gomez
5			<b>Bescanviador de Plaques</b>		REVISADO	A.Gomez
6	ÍTEM	E-402			APROBADO	A.Gomez
7	SERVICIO	Condensador	<b>URV</b>		Nº UNIDADES	1.00
8						
9						
10						
11						
12						
13						
14						
15						
16						
17						
18						
19						
20						
21						
22						
23						
24						
25						
26						
27						
28						
29						
30						
31						
32						
33						
34						
35						
36						
37						
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54	<b>ESPECIFICACIÓN DE TUBULADURAS</b>				<b>NOTAS</b>	
55	MARCA	SERVICIO	D.N.	RATING		
56	E-08	Entrada de agua	12			
57	E-07	Entrada vapor	6			
58	S-12	Sortida condensat	4			
59	S-11	Sortida de agua	12			
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70						

Figura 4.24 Especificació del condensador E-402 pagina 2

4.5.4. Compressor

1	PROYECTO	TFG_2212	ESPECIFICACION		Nº	1.00
2	EMPRESA	URV	Compressor		HOJA Nº	1 de 1
3	FÁBRICA				FECHA	24/04/2022
4	PLANTA		URV		PREPARADO	A.Gomez
5	ÍTEM	K-301			REVISADO	O.Boldú
6	SERVICIO	Recompresio de vapor			APROBADO	A.Gomez
7	DESCRIPCIÓN	Comprimir el producto vapor de cap de columna				
8	CANTIDAD EN OPERACIÓN/RESERVA					
9	TIPO	Centrífugo				
10	TIPO ACCIONAMIENTO	Eléctrico				
11	COMPOSICIÓN					
12	Propilè	0.995	%			
13	Propà	0.005	%			
14	Volatils	0.000	%			
15	PESO MOLECULAR	42.09	kg/kmol			
16	DENSIDAD	16.70	kg/m3			
17	VISCOSIDAD	5.00	cP			
18	RELACION CP/CV	1.26				
19	FACTOR DE COMESIBILIDAD	0.80				
20	CONDICIONES aspiración					
21	CAUDAL Normal	19767.70	Nm³/h			
22	Máximo		Nm³/h			
23	PRESIÓN ASPIRACIÓN	8.00	barg			
24	TEMPERATURA ASPIRACIÓN	11.27	°C			
25	CONDICIONES descarga					
26	PRESIÓN DESCARGA	17.00	barg			
27	PRESIÓN DIFERENCIAL	9.00	barg			
28	RENDIMIENTO	79.00	%			
29	POTENCIA (ESTIMADA)	4064.00	kW			
30	ETAPAS	1.00				
31	CÓDIGOS	API				
32	CONDICIONES DE DISEÑO	TEMPERATURA	73 °C			
33		PRESIÓN	20 barg			
34		DENSIDAD				
35	TIPO DE CIERRE					
36	SISTEMA LUBRIFICACION					
37	DESCRIPCIÓN					
38	CUERPO	ASTM A-515 Gr-60				
39	TUBULADURAS	ASTM A-515 Gr-60				
40	BRIDAS CUERPO					
41	BRIDAS TUBULADUR.					
42	TORNILLOS/TUERCAS INT.					
43	TORNILLOS/TUERCAS EXTER.					
44	JUNTAS INTERIOR					
45	JUNTAS EXTERNAS					
46	SOPORTES EXTERIORES					
47	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING	
48	E-05	1	Entrada de vapor	20		
49	S-10	1	Sortida de vapor	14		
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70						

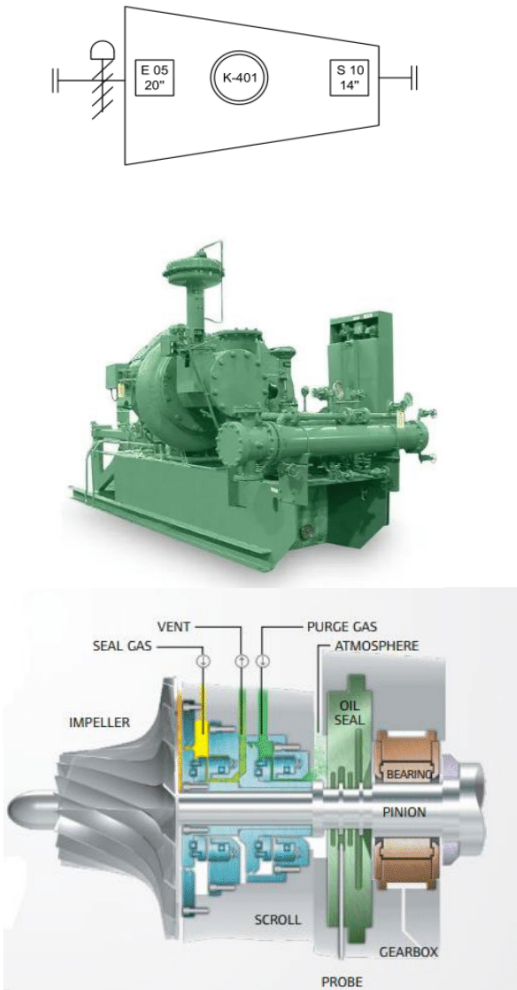


Figura 4.25 Especificació del compressor K-401

4.5.5. Acumulador de reflux

1	PROYECTO	TFG_2212	ESPECIFICACIÓN		Nº	1.00
2	EMPRESA	URV			Acumulador de reflux	HOJA Nº
3	FÁBRICA		URV	FECHA		23/04/2022
4	PLANTA			URV	PREPARADO	O.Boldú
5	ÍTEM	V-401	URV		REVISADO	O.Boldú
6	SERVICIO	Acumulació de propilè		URV	APROBADO	A.Gomez
7	OPERACIÓN	DESCRIPCIÓN	Acumular propilè per retornar-lo com reflux o enviar-lo al client			
8		PRODUCTO	Propilè			
9		TEMPERATURA	41.40	°C		
10		PRESIÓN	17.00	barg		
11		DENSIDAD	476.84	kg/m3		
12	CONSTRUCCIÓN	DIMENSIONES	DIÁMETRO	4.50	m	
13			LONG. / ALT.	8.71	m	
14			ESPEJOR	34.30	mm	
15		FONDOS	SUPERIOR			
16			INFERIOR			
17		VOL. / PESO	VOL. ÚTIL	115.43	m3	
18			VOL. TOTAL	138.52	m3	
19			PESO	68.20	ton	
20		INSTALACIÓN				
21		AISLAMIENTO				
22	PINTURA					
23						
24						
25						
26	MATERIALES		DESCRIPCIÓN	COMENTARIOS		
27		CUERPO	ASTM A-515 Gr-60			
28		TAPAS/FONDOS	ASTM A-515 Gr-60			
29		BRIDAS CUERPO				
30		VALONA BRIDAS CUERPO				
31		BRIDAS TUBULADUR.				
32		TUBULADURAS				
33		PLACA PARTICIÓN				
34		CORTACORRIENTES				
35		SOPORTES PARA INTERNOS				
36		TORNILLOS/TUERCA INT.				
37		TORNILLOS/TUERCA EXTER.				
38		JUNTAS INTERIOR				
39		JUNTAS EXTERNAS				
40	SOPORTES EXTERIORES					
41						
42						
43	TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING
44		L-09a12	4	Transmisor de Nivell	2	
45		OT-03	1	Tubuladura extra tancada	2	
46		E-10	1	Entrada de condensat E-401	12	
47		E-11	1	Entrada de condensat E-402	4	
48		P-05	1	Transmisor de Pressio	2	
49		S-12	1	Sortida de volatils	2	
50		ST-02	1	Element de seguret	2	
51		E-12	1	Entrada de recicle	2	
52		S-14	1	Sortida de destil-lat	2	
53	S-13	1	Sortida de reflux	12		
54	PG-01	1	Venteig	0.75		
55	B-04	1	Boca d'home	24		
56						
57						
58	NOTAS					
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70						

Figura 4.26 Especificació del tanc acumulador V-401 pagina 1

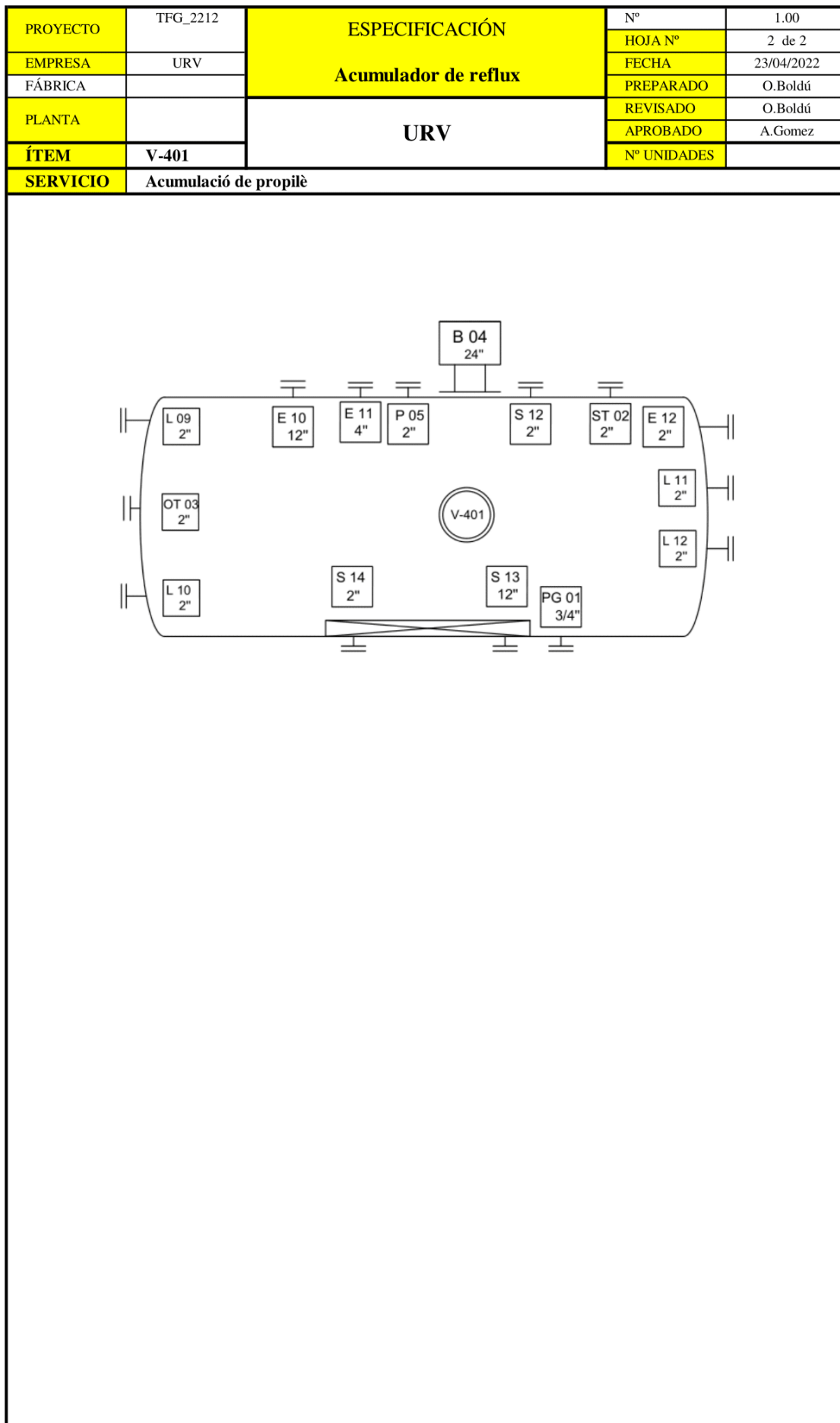


Figura 4.27 Especificació del tanc acumulador V-401 pagina 2

4.5.6. Bomba de propà

1	PROYECTO	TFGEQ_2212	<b>ESPECIFICACIÓN</b>  <b>Bombas Centrifugas</b>  <b>URV</b>	Nº	4.00
2	EMPRESA	URV		HOJA Nº	1 de 1
3	FÁBRICA			FECHA	24/04/2022
4	PLANTA			PREPARADO	O.Boldú
5				REVISADO	O.Boldú
6				APROBADO	O.Boldú
7	<b>ÍTEM P-301</b>				
8	SERVICIO	Transporte fondo de columna			
9	TIPO	Centrífuga			
10	Nº UNIDADES	2.00			
11	<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>				
12	CAPACIDAD	NORMAL	6.52	m3/h	
13		DISEÑO	6.53	m3/h	
14	ALTURA DIFERENCIAL	0.00 m			
15	PRESIÓN	IMPULSION	8.70	barg	
16		ASPIRACION	15.70	barg	
17	FLUIDO	PRODUCTO	Propano		
18		SOLIDOS	0.00	%peso	
19		PRES. VAPOR	8.62	bar	
20		TEMPERATURA	21.60	°C	
21		DENSIDAD	501.26	kg/m3	
22		VISCOSIDAD	0.0001	Pa·s	
23	NPSH	DISPONIBLE	1.59	m.c.a	
24		REQUERIDO	0.75	m.c.a	
25	RENDIMIENTO	51.00 %			
26	POTENCIA AL EJE	- kW			
27	MOTOR	5.50 kW			
28	OPERACIÓN				
29	<b>CONEXIONES</b>				
30	RATING DE LAS BRIDAS	IMPULSIÓN			
31		ASPIRACIÓN	#		
32	TAMAÑO DE LAS BRIDAS	IMPULSIÓN	inch		
33		ASPIRACIÓN	inch		
34	<b>MATERIALES / CONSTRUCCIÓN</b>				
35	CUERPO	Cast Airon ASTM A48-25B			
36	RODETE	TIPO	Cerrado		
37		MATERIAL	SS AISI 316		
38		TAMAÑO	6.69 inch		
39	EJE				
40	FUNDA EJE				
41	CAMISA ESTÁTOR				
42	COJINETES ROTOR				
43	COJINETES EJE				
44	JUNTA				
45	CIERRE				
46	OTROS				
47	ACOPLAMIENTO				
48					
49					
50	CIERRE	TIPO			
51		INYECCION DE LIQUIDO			
52		REFRIGERACION			
53	ACCIONAM.	MARCA MODELO			
54		TIPO			
55		PROTECCION			
56		MARCA MODELO			
57					
58	AISLAMIENTO				
59	CODIGO				
60					
61	<b>COMENTARIOS</b>				
62					
63					
64					
65					
66					
67					
68					
69					
70					

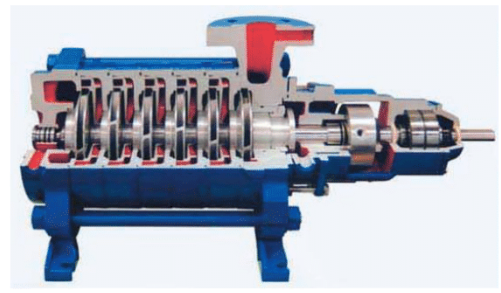
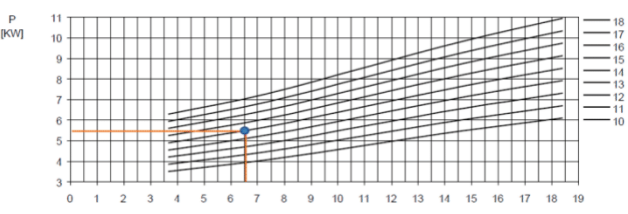
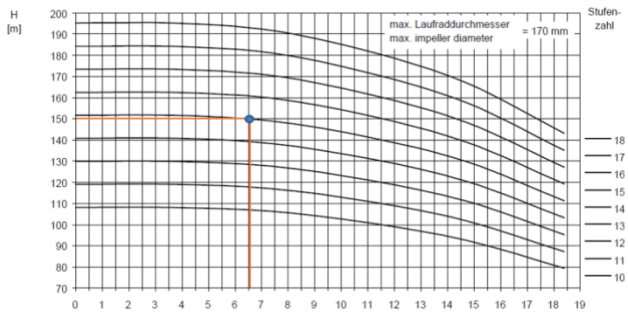
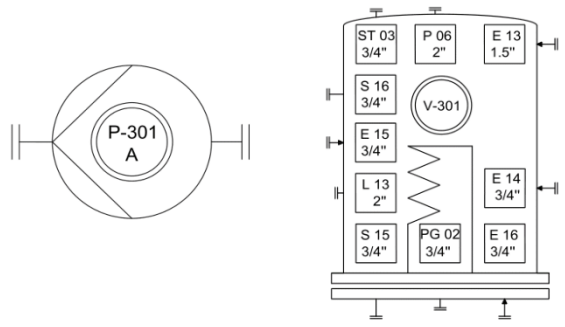


Figura 4.28 Especificació de la bomba de propà P-301

4.5.7. Bomba de propilè

1	PROYECTO	TFG_2212	<b>ESPECIFICACIÓN</b>		Nº	5.00	
2	EMPRESA	URV			HOJA Nº	1 de 1	
3	FÁBRICA				FECHA	24/04/2022	
4	PLANTA				PREPARADO	O.Boldú	
5			<b>Bombas Centrifugas</b>		REVISADO	A.Gomez	
6					APROBADO	O.Boldú	
7	<b>ÍTEM P-401</b>						
8	SERVICIO	Transporte propileno del acumulador					
9	TIPO	Centrífuga					
10	Nº UNIDADES	2.00					
11	<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>						
12	CAPACIDAD	NORMAL	22.84	m3/h			
13		DISEÑO	22.85	m3/h			
14	ALTURA DIFERENCIAL	0.00 m					
15	PRESIÓN	IMPULSION	17.00	barg			
16		ASPIRACION	24.00	barg			
17	FLUIDO	PRODUCTO	Propileno				
18		SOLIDOS	0.00	%peso			
19		PRES. VAPOR	16.73	bar			
20		TEMPERATURA	41.40	°C			
21		DENSIDAD	476.84	kg/m3			
22		VISCOSIDAD	0.00	kg/m3			
24	NPSH	DISPONIBLE	5.63	m.c.a.			
25		REQUERIDO	1.27	m.c.a.			
26	RENDIMIENTO	72.00 %					
27	POTENCIA AL EJE	-					
28	MOTOR	13.80 kW					
29	<b>OPERACIÓN</b>						
30	<b>CONEXIONES</b>						
31	RATING DE LAS BRIDAS	IMPULSIÓN				#	
32		ASPIRACIÓN				#	
33	TAMAÑO DE LAS BRIDAS	IMPULSIÓN				inch	
34		ASPIRACIÓN				inch	
35	<b>MATERIALES / CONSTRUCCIÓN</b>						
36	CUERPO	Cast Airon ASTM A48-25B					
37	RODETE	TIPO	Cerrado				
38		MATERIAL	SS AISI 316				
39		TAMAÑO	7.60 inch				
40	EJE						
41	FUNDA EJE						
42	CAMISA ESTÁTOR						
43	COJINETES ROTOR						
44	COJINETES EJE						
45	JUNTA						
46	CIERRE						
47	OTROS						
48	ACOPLAMIENTO						
49							
50	CIERRE	TIPO					
51		INYECCION DE LIQUIDO					
52		REFRIGERACION					
53	MARCA MODELO						
54	ACCIONAM.	TIPO					
55		PROTECCION					
56		MARCA MODELO					
57							
58	AISLAMIENTO						
59	CODIGO						
60							
61	<b>COMENTARIOS</b>						
62							
63							
64							
65							
66							
67							
68							
69							
70							

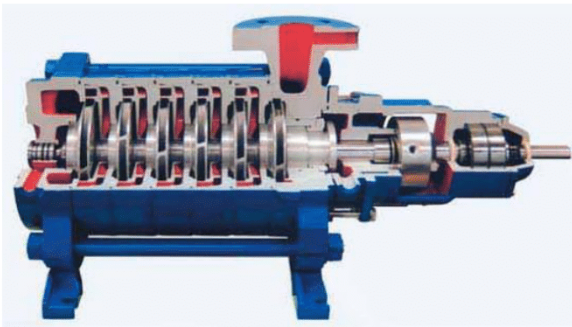
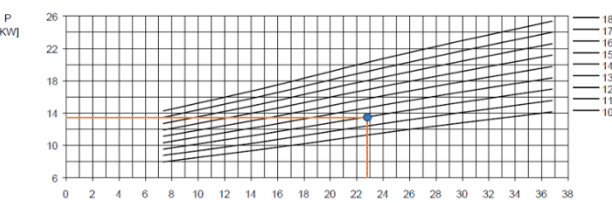
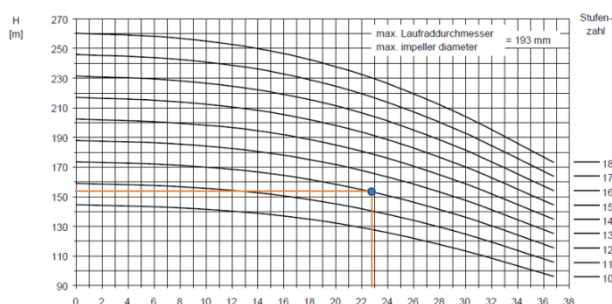
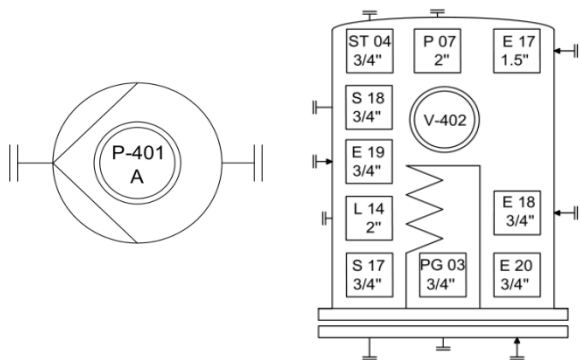


Figura 4.29 Especificació de la bomba de propilè P-401

## 4.6. Disseny sistema de control [29]

Seguidament es presenten els llaços de control del procés, els quals es poden observar a la Figura 4.10 i totes les implicacions en detall en la Figura 4.6 i Figura 4.7

### 4.6.1. Cap de columna DC-301

A efectes de control la variable més important tracta de controlar el cabal de vapor de sortida del cap de columna com el pendent de la zona de rectificació sent equivalent les relacions de reflux/vaporitzat (L/V), destil·lat/vaporitzat(D/V) o reflux/destil·lat (L/D). A raó de la gran demanda de reflux petites perturbacions produeixen grans oscil·lacions en el destil·lat, per absorbir les variacions en el producte es controla el reflux.

- Variable mesurada : Composició de l'acumulador V-401 a través de AIT-401
- Variable controlada: Cabal de vapor cap de columna
- Variable manipulada : Cabal de reflux a través de FIT-306 o FIT-307, en cas de superar el valor de consigna la vàlvula VCB-304 tancarà.

### 4.6.2. Fons de columna DC-301

Els sistemes tradicionals utilitzen com a element de control, per mantenir la qualitat en el fons de columna es manté amb la temperatura situada en els plats per sobre de la línia de retorn del *reboiler*, per culpa de la poca diferència de temperatura, s'estima un control poc acceptable alhora de transferir un valor raonat de temperatura. Per controlar el nivell de fons que es troba en un delicat equilibri termodinàmic que provoca el canvi de fase degut aquestes perturbacions, es modifica el sistema de control per una actuació *feedback* amb el caudal d'extracció de fons.

- Variable mesurada : Nivell de la columna a través de LIT-302
- Variable controlada: Nivell de la columna a través de LIT-302
- Variable manipulada : Cabal de sortida de producte propà a través de FIT-303, en cas de superar el valor de *set point* la vàlvula VCB-302 obrirà.

### 4.6.3. Compressor K-401

Parlant sobre el compressor aquest regula la pressió de totes les línies de cap tenint en compte el gran cabal de reflux i la temperatura de condensació entrecruada al *reboiler*. S'assegura un equip en un rang suficient per operar amb les condicions més desfavorables possibles.

- Variable mesurada: Pressió sortida cap de columna a través de PIT-301
- Variable controlada: Pressió de descàrrega a través de PIT-402
- Variables manipulades: Cabal d'entrada al compressor tenint en compte FIT-401

A més per assegurar el bon funcionament de compressor i protegir-lo s'afegeix un llaç anti bombeig, un fenomen que apareix quan el caudal d'entrada es redueix el suficient per ocasionar una inversió momentània del sentit de flux, aquesta acció cíclica poden causar danys importants en l'equip, per aquest motiu s'introdueix una recirculació per minimitzar les probabilitats de baixa caudal.

- Variable mesurada: Cabal d'entrada compressor a través del FIT-401
- Variable controlada: Cabal de recirculació al compressor
- Variables manipulades: Cabal d'aportació al compressor, en cas de disminuir el valor de consigna la vàlvula VCB-403 obrirà

#### 4.6.4. *Reboiler E-401*

La calor subministrada al *reboiler* prové directament de procés en aquest cas que no es disposa de corrent extern i segons el tipus de bescanviador sent un tipus *kettle* és imperatiu que s'asseguri en tot moment el contacte dels tubs amb un nivell notable de líquid.

- Variable mesurada: Nivell per sobre el banc de tubs a través del LIT-401
- Variable controlada: Nivell per sobre el banc de tubs a través del LIT-401
- Variables manipulades: Cabal d'aportació al bescanviador, en cas de disminuir el valor de consigna la vàlvula VCB-404 obrirà

#### 4.6.5. *Condensador E-402*

El corrent d'entrada al condensador és producte de l'excés de calor en el corrent de cap de columna, encara que és un corrent variable segons les condicions d'operació, és subministrada per un corrent externa d'aigua de torre. La importància de l'equip radica en la condensació total per part de processos abans d'arribar a l'acumulador de reflux.

- Variable mesurada: Temperatura de sortida de procés a través del TIT-404
- Variable controlada: Cabal d'aigua de torre
- Variables manipulades: Cabal d'aportació al bescanviador, en cas d'augmentar el valor de consigna la vàlvula VCB-406 obrirà

#### 4.6.6. *Acumulador de reflux V-401*

El tanc V-401 és un dipòsit situat a la sortida de destil·lat de la columna de destil·lació DC-301. Es vol controlar el nivell d'aquest per tal d'assegurar la seguretat de la planta i l'especificació del producte en el cas que es quedés sense nivell o n'hi hagués massa.

El control de l'acumulador està estretament lligat amb el control de la bomba P-401

- Variables mesurades: Nivell del tanc V-401 a través del LIT-404
- Variables controlades: Cabal de sortida de propilè a través del FIT-404
- Variable manipulada: Cabal de sortida de propilè, en cas d'augmentar el valor de consigna la vàlvula VCB-408 obrirà .

## 5. SEGURETAT

En aquest apartat s'elaborarà una anàlisi qualitativa de riscos *What if*+ mini LOPA, s'avaluarà segons els fluids i les condicions del procés, la categorització de zones ATEX i, finalment, es realitzarà el disseny dels principals dispositius de seguretat.

### 5.1. What if + mini LOPA

Per avaluar i gestionar adequadament els riscos potencials causats per possibles situacions adverses, és necessari identificar els diferents escenaris anormals que poden succeir en la instal·lació, les causes que han provocat aquests escenaris i els riscos associats a aquestes situacions. Amb aquesta premissa s'ha realitzat l'anàlisi qualitatiu de riscos "*What if*". Una vegada dut a terme, utilitzant el mètode mini LOPA, s'atribueixen certs valors per tal d'avaluar semi-quantitativament els riscos i prioritzar-los en funció de la seva magnitud.

La metodologia seguida per aplicar aquest mètode es troba en l'Annex A.A.2.[30]

A continuació es mostren els resultats obtinguts de l'anàlisi *What if*+ mini LOPA

Taula 5.1 Taula *What if*

QUÈ PASSA SI...	ESCENARI	CONSEQÜÈNCIES	SALVAGUARDA	E	P	C	R	RECOMANACIONS
<b>Factors d'implantació</b>								
1. Accessibilitat deficient	1.1. No es contemplen perills addicionals		1.1.1.1. Unitat ubicada al site d'una planta petroquímica. Accessos preparats per equips de mida estàndard. Excepte la columna					Per la columna de destil·lació, realitzar un estudi de transport especial.
2. Ergonomia deficient	2.1. Dificultat d'accés i manteniment de les vàlvules superior de DC- 301.	2.1.1. Danys a persones	2.1.1.1. Instal·lació bastides/escales que arribin fins a la part superior 2.1.1.2. Ús de l'EPI corresponent per la tasca de manteniment	1.2	1.2	3	4.32 (Risc menor)	
3. Errors de compatibilitat / Dimensions errònies	3.1. Dimensionament incorrecte de les toveres de DC-301 3.2. Risc de fuga de producte.	3.1.1. Danys a equips i persones	3.1.1.1. No s'identifiquen	1.2	2.5	7	21 (Risc moderat)	Supervisió adequada de la compatibilitat dels elements instal·lats
4. Almacenatge inadequat	No es contemplen perills addicionals							

Taula 5.2 Continuació taula *What if*

QUÈ PASSA SI...	ESCENARI	CONSEQÜÈNCIES	SALVAGUARDA	E	P	C	R	RECOMANACIONS
<b>Factors externs</b>								
5.Clima extrem	5.2. Tempesta elèctrica	(Vegeu fonts d'ignició)						
6. Vandalisme	6.1. No es contemplen perills addicionals	6.1.1. Danys a equips	6.1.1.1. CCTV 6.1.1.2. Sistema d'intrusió					
7. Ciberatac	7.1. No es contemplen perills addicionals.							
8. Incendi extern	8.1. Augment de pressió en equips i línies de la instal·lació, amb les conseqüents sobrepresions.	8.1.1. Danys a equips i persones	8.1.1.1. Vàlvula alleugeriment de pressió PSV-1 8.1.1.2. Sistema contra incendis en la sala del compressor 8.1.1.3. Sistema de cortines fixes d'aigua, delimitant la zona de connexions de transvasament i compressor 8.1.1.4. Formació en extinció d'incendis del personal	1.2	2.5	16	48 (Risc alt)	

Taula 5.3 Continuació taula *What if*

QUÈ PASSA SI...	ESCENARI	CONSEQÜÈNCIES	SALVAGUARDA	E	P	C	R	RECOMANACIONS
<b>Factors de procés</b>								
9. Es donen increments de pressió	9.1. Evaporació de la fase líquida de DC-301. Trencament catastròfic de la columna i sortida de producte a l'exterior	9.1.1. Danys a equips i persones	9.1.1.1. Vàlvula d'alleugeriment de pressió PSV-1	0.6	1.2	16	11.52 (Risc menor)	
10. Succeeixen sobre ompliments	10.1. Sobreompliment de la columna. No es contemplen perills addicionals.	10.1. Danys a equips	10.1.1.1. Vàlvula de control de pressió DPT-301	1.2	2.5	0.5	1.5 (Risc menor)	
11. S'interromp l'alimentació	11.1. Inestabilitat de la columna, amb possibilitat de sofrir <i>coning</i> . No conseqüència de seguretat.	11.1. Danys a equips	11.1.1.1. Vàlvula de control de pressió DPT-301	1.2	0.6	0.5	0.36 (Risc menor)	Supervisió adequada de la compatibilitat dels elements instal·lats

Taula 5.4 Continuació taula *What if*

QUÈ PASSA SI...	ESCENARI	CONSEQÜÈNCIES	SALVAGUARDA	E	P	C	R	RECOMANACIONS
12. Hi ha fonts d'ignició	12.1. Presència d'atmosfera inflamable. Risc d'incendi i explosió	12.1.1. Danys a equips i persones	12.1.1.1. Equips i instruments seleccionats per treballar en zona ATEX	1.2	0.6	16	11.52 (Risc menor)	12.1.1.1.1. Revisar la classificació de zones ATEX.
	12.2. Treballs en calent prop de la columna plena. Risc d'incendi i explosió	12.2.1. Danys a equips i persones	12.2.1.1. Sistema de permisos de treball de la factoria	1.2	0.6	16	11.52 (Risc menor)	
	12.3. Possibilitat de caiguda de llamps en presència d'atmosfera inflamable. Risc d'incendi i explosió	12.3.1. Danys a equips i persones	12.3.1.1. Parallamps	1.2	1.2	16	23.04 (Risc moderat)	12.3.1.1.1. Cal confirmar que la instal·lació dels parallamps cobreix la zona de DC-301 i V-401
13. Pèrdua de contenció	13.1. Fuga de mescla. Formació de toll al terra en cas de grans vessaments. Formació de núvol inflamable	13.1.1. Danys a equips i persones	13.1.1.1. Detecció de gas amb alarma visual i acústica a sala de control	1.2	1.2	16	23.04 (Risc moderat)	

Taula 5.5 Continuació taula *What if*

QUÈ PASSA SI...	ESCENARI	CONSEQÜÈNCIES	SALVAGUARDA	E	P	C	R	RECOMANACIONS
<b>Factors d'instrumentació / control</b>								
14. Instrumentació mal calibrada	14.1. Fallada controlador LIT-301. Inundació de la columna.	14.1.1. Danys a equips	14.1.1.1. Vàlvula de control de pressió DPT-301	1.2	1.2	1.4	2.02 (Risc menor)	
	14.2. Fallada controlador TIT-301 a TIT-305. Augment de temperatura en DC-301 i evaporació de la fase líquida.	14.2.1. Danys a equips i persones	14.2.1.1. Vàlvula d'alleugeriment de pressió PSV-1	0.6	5	16	48 (Risc alt)	
	14.3. Fallada controlador PIT-301. Veure fallada TIT-301	14.3.1. Danys a equips i persones	14.3.1. Vàlvula d'alleugeriment de pressió PSV-1	0.6	5	16	48 (Risc alt)	
	14.4. Fallada controlador DPT-301							

Taula 5.6 Continuació taula *What if*

QUÈ PASSA SI...	ESCENARI	CONSEQÜÈNCIES	SALVAGUARDA	E	P	C	R	RECOMANACIONS
<b>Factors humans</b>								
15. Error humà	15.1. En tenir tot el procés automatitzat no es contemplen perills addicionals.		15.1.1.1. Controls del procés automàtics, i en cas de fallada es col·loquen en posició segura.					
<b>Factors de serveis</b>								
16. Fallada de serveis	16.1. Fallada del subministrament elèctric amb parada del compressor	16.1.1. Veure increments de pressió		1.2	1.2	16	23.04 (Risc moderat)	
	16.2. Fallada del subministrament elèctric amb parada de P-301/401	16.2.1. Danys a V-401	16.2.1.1. Vàlvula d'alleugeriment de pressió PSV-2 i obertura la vàlvula VCB-403	1.2	5	3	18 (Risc moderat)	
	16.3. Fallada de subministrament d'aigua de refrigeració. Augment de temperatura E-402	16.3.1. Danys a E-402	16.3.1.1. Ídem 16.2.1.1.	0.6	1.2	1.4	1.008 (Risc menor)	

## 5.2. Definició zones ATEX

S'han identificat les àrees de la planta que estan classificades com a Zones d'Atmosfera Explosiva. Aquestes s'han classificat segons la seva perillositat:

- Zona 0: Àrea de treball en la que una atmosfera explosiva consistent en una mescla d'aire i gas o vapor o una boira inflamables està present de manera permanent o per un període de temps prolongat o amb freqüència de >1000 hores/any.

No hi ha cap equip classificat dins d'aquesta zona.

- Zona 1: Àrea de treball en la que és probable, en condicions normals d'explotació, la formació ocasional d'una atmosfera explosiva (de 10 a 1000 hores/any).

No hi ha cap equip classificat dins d'aquesta zona.

- Zona 2: Àrea de treball en la que no és probable, en condicions normals d'explotació, la formació d'una atmosfera explosiva (0 1 a 10 hores/any).

Tots els equips principals han estat classificats dins d'aquesta zona.

- Zona 20, 21 i 22: Aquesta zona fa referència a l'àrea de treball en la que hi ha pols, i possibilitat d'explosió.

No hi ha cap equip classificat dins d'aquesta zona.

Els equips instal·lats en zones ATEX s'han classificat per la sensibilitat de la substància a la iniciació de l'explosió per arc elèctric o flama. Es distingeixen 3 grups:

- Subgrup IIA: EMI (Energia Mínima d'Ignició) 250 microJ IEMS (Interstici Experimental Màxim de Seguretat) 0 92 mm (ref metà).

- Subgrup IIB: EMI 96 microJ IEMS 0 65 mm (ref etilè).

- Subgrup IIC: EMI 96 microJ IEMS 0 35 mm (ref hidrogen).

També s'ha classificat els equips per la sensibilitat de la substància a l'explosió per contacte amb una superfície calenta:

Taula 5.7 Classificació dels equips per temperatures superficials

Classe de temperatura	Temperatura superficial màxima (°C)
T1	<450
T2	<300
T3	<200
T4	<135
T5	<100
T6	<85

Taula 5.8 Característiques de les substàncies del procés

Substància	T flash (°C)	T autoignició(°C)	Grup i classe	Límits d'explosivitat % (v/v)
Propilè	-108	485	IIAT1	2.4-10.1
Propà	-104	432	IIAT1	2.4-9.3

### 5.3. Equips de seguretat

#### 5.3.1. Disseny vàlvules de seguretat

Les PSV (*Pressure Safety Valve*) són vàlvules automàtiques caracteritzades per mantenir la pressió d'un equip o canonada dins d'uns límits establerts prèviament.

En el procés dissenyat hi ha instal·lades tres PSV, de les quals s'ha realitzat el disseny de les dues considerades més importants, la de la columna de destil·lació i la de l'acumulador de reflux.

S'ha realitzat el disseny de les vàlvules en el cas que es produís foc extern, i el funcionament es basa en una descàrrega sobtada del fluid mitjançant l'obertura total de la vàlvula, usant la pressió estàtica en l'entrada d'aquesta.

En els càlculs s'ha seguit el codi API 521-2008, seguint les equacions que estableixen el disseny de les PSV per gasos i vapor.

En el cas de la PSV de la columna, s'han tingut en compte les següents hipòtesis:

- Només és considera't el fons de columna. En un càlcul rigorós s'haurien de considerar els fons del *reboiler*.
- L'altura és considerada com que l'acumulador està a certa alçada respecte del terra. Pel qual no està considera't en el càlcul.
- El nivell màxim de líquid inclou el líquid als plats i tot el volum dels *downcomers*.
- La concentració de propilè al producte de fons serà considerada negligible. Pel qual només serà considera't propà.

El paràmetre principal per caracteritzar una vàlvula de seguretat és l'àrea d'orifici, calculada a partir del cabal de descàrrega de líquid i altres variables, seguint l'equació E. 1.

$$A_{or} = \frac{W_{des}}{387,2 \cdot C \cdot P \cdot K_{des} \cdot K_1 \cdot K_2} \cdot \sqrt{\frac{Z \cdot T}{M}} \quad \text{E. 1}$$

On C depèn de la relació de capacitats calorífiques a pressió i volum constants  $C_p/C_v$  (ideal).

$K_{des}$  es troba al "Catalogo de Valvulas Nacional" [31], per a vapor i gasos.

I en aquest cas  $K_1$  i  $K_2$  s'han considerat 1.

La pressió de descàrrega es calcula a partir de la següent equació:

$$P_{des} = P_d \cdot (1 + F) + 1.013 \quad \text{E. 2}$$

On F és un factor de sobrepressió amb un valor de 0,1 per vapors i gasos.

Les altres variables s'han calculat amb el simulador *Aspen Hysys*.

Una vegada calculats tots els paràmetres, s'aconsegueix l'àrea d'orifici per a cada PSV, i es normalitza segons les mides disponibles. En la Taula 5.9 i la Taula 5.10 es mostren els resultats obtinguts.

Taula 5.9 Especificacions PSV-1

<b>Paràmetre</b>	<b>Valor</b>
Fase de descàrrega	Gas
Cabal de descàrrega (kg/h)	17495.70
Pressió de disseny (barg)	9.81
Pressió de descàrrega (barg)	10.79
Temperatura de descàrrega (°C)	22.51
Coeficient descàrrega	0.953
Coeficient d'expansió	0.639
Àrea orifici calculada (cm <sup>2</sup> )	16.34
Àrea orifici normalitzada (cm <sup>2</sup> )	18.4
Tipus d'orifici	L

Taula 5.10 Especificacions PSV-2

<b>Paràmetre</b>	<b>Valor</b>
Fase de descàrrega	Gas
Cabal de descàrrega (kg/h)	28133.34
Pressió de disseny (barg)	19.1
Pressió de descàrrega (barg)	21.01
Temperatura de descàrrega (°C)	50.99
Coeficient descàrrega	0.953
Coeficient d'expansió	0.637
Àrea orifici calculada (cm <sup>2</sup> )	14.79
Àrea orifici normalitzada (cm <sup>2</sup> )	18.4
Tipus d'orifici	L

A continuació es mostren els fulls d'especificacions de les vàlvules de seguretat.

				<b>RELIEF VALVE</b>	
				<b>REVISION DATE</b>	Maig 20, 2022
				<b>ITEM No.</b>	1
				<b>TAG No.</b>	PSV-1
				<b>VALVE SERVICE</b>	Sobrepresió DC-301
				<b>MANUFACTURER</b>	VALVULAS NACIONAL
				<b>TYPE No.</b>	3-5211
				<b>NUMBER VALVES REQ'D</b>	1
<b>MADE BY:</b> Oriol Boldú <b>DATE:</b> 15/05/2022 <b>APP. BY:</b> Adrián Gómez <b>DATE:</b> 19/05/2022	<b>VALVE SIZING CONDITIONS</b>	<b>NORMAL SYSTEM PRESS., BARG</b>		8,50	
		<b>NORMAL SYSTEM TEMP., °C</b>		11	
		<b>GOVERNING UPSET CONDITION</b>		Pressió d'operació DC-301	
		<b>ACCUMULATION, PERCENT</b>		25	
		<b>FLOWING FLUID</b>		Propa	
		<b>FLOW QUANTITY, KG/H</b>		17495,7	
		<b>FLOW SPECIFIC GRAVITY</b>		0,5	
		<b>FLOW TEMP., °C</b>		22,51	
		<b>FLOW VISCOSITY, cSt</b>		0,21	
		<b>SET PRESSURE, BARG</b>		9,57	
<b>ACCUM. INLET PRESSURE, BARG</b>		2,45			
<b>BACK PRESS., BARG</b>		0,00			
<b>REQ'D ORIFICE AREA, CM2</b>		16,34			
<b>MADE BY:</b> Oriol Boldú <b>DATE:</b> 15/05/2022 <b>APP. BY:</b> Adrián Gómez <b>DATE:</b> 19/05/2022	<b>CONSTRUCTION</b>	<b>SIZE/RATING</b>	<b>NOMINAL SIZE, INCH</b>		2
			<b>ORIFICE AREA, CM2/VALVE</b>		18,4
			<b>TOTAL ACTUAL AREA, CM2</b>		18,4
			<b>BODY CONN. &amp; RATING - INLET</b>		2-150
			<b>OUTLET</b>		4-150
		<b>MAT'L</b>	<b>BODY</b>		A216WCB
			<b>BONNET</b>		AC/CS
			<b>SPRING</b>		AC/CS
			<b>RADIATING BONNET</b>		NO
			<b>STYLE TOP</b>		NO
<b>ACCESSORIES</b>	<b>LIFTING GEAR - REG./PACKED</b>		NO		
	<b>TEST ROD</b>		NO		
<b>REMARKS:</b>					

Figura 5.1 Full d'especificacions de la PSV-1

				<b>RELIEF VALVE</b>		
				<b>REVISION DATE</b>	Maig 20, 2022	
				<b>ITEM No.</b>	2	
				<b>TAG No.</b>	PSV-2	
				<b>VALVE SERVICE</b>	Sobrepresió V-401	
				<b>MANUFACTURER</b>	VALVULAS NACIONAL	
				<b>TYPE No.</b>	3-5211	
				<b>NUMBER VALVES REQ'D</b>	1	
				<b>NORMAL SYSTEM PRESS., BARG</b>	17,0	
				<b>NORMAL SYSTEM TEMP., °C</b>	41,4	
				<b>GOVERNING UPSET CONDITION</b>	Pressió d'operació V-401	
				<b>ACCUMULATION, PERCENT</b>	25	
<b>MADE BY:</b> Oriol Boldú <b>DATE:</b> 15/05/2022 <b>APP. BY:</b> Adrián Gómez <b>DATE:</b> 19/05/2022	<b>VALVE SIZING CONDITIONS</b>	<b>FLOWING FLUID</b>		Propilè		
		<b>FLOW QUANTITY, KG/H</b>		28133,3		
		<b>FLOW SPECIFIC GRAVITY</b>		0,48		
		<b>FLOW TEMP., °C</b>		50,99		
		<b>FLOW VISCOSITY, cSt</b>		0,11		
		<b>SET PRESSURE, BARG</b>		18,7		
		<b>ACCUM. INLET PRESSURE, BARG</b>		4,78		
		<b>BACK PRESS., BARG</b>		0,00		
		<b>REQ'D ORIFICE AREA, CM2</b>		14,79		
<b>MADE BY:</b> Oriol Boldú <b>DATE:</b> 15/05/2022 <b>APP. BY:</b> Adrián Gómez <b>DATE:</b> 19/05/2022	<b>CONSTRUCTION</b>	<b>SIZE/RATING</b>	<b>NOMINAL SIZE, INCH</b>		2	
			<b>ORIFICE AREA, CM2/VALVE</b>		18,4	
				<b>TOTAL ACTUAL AREA, CM2</b>		18,4
				<b>BODY CONN. &amp; RATING - INLET</b>		2-150
				<b>OUTLET</b>		4-150
		<b>MAT'L</b>		<b>BODY</b>		A216WCB
				<b>BONNET</b>		AC/CS
				<b>SPRING</b>		AC/CS
		<b>ACCESSORIES</b>		<b>RADIATING BONNET</b>		NO
				<b>STYLE TOP</b>		NO
<b>LIFTING GEAR - REG./PACKED</b>				NO		
<b>TEST ROD</b>				NO		
<b>REMARKS:</b>						

Figura 5.2 Full d'especificacions de la PSV-2

## 6. AVALUACIÓ ECONÒMICA

L'estudi econòmic és decisiu a l'hora de determinar si resulta beneficiós o perjudicial realitzar una inversió en una millora de procés o en un procés nou. És per això que s'ha analitzat la viabilitat de la unitat de recuperació de propilè amb una columna de recompressió de vapor, havent determinat en l'apartat 2.4.1, que era la millor alternativa al procés convencional.

Amb aquesta finalitat es determinarà el valor de la inversió en capital fix, és a dir, dels equips principals que intervenen en el procés. Amb el valor dels equips principals i seguint el mètode del Dr. Rolan del Departament d'Enginyeria Química de la Universitat Rovira i Virgili, s'obtindrà la inversió inicial, que contempla la despesa necessària per a la compra i instal·lació dels equips, així com de tots els elements necessaris pel seu correcte funcionament i supervisió.

Una vegada obtinguda la despesa total en capital fix de la instal·lació, es calcularan les despeses associades al funcionament i explotació de la unitat de recuperació de propilè, principalment les *utilities*.

Amb tots aquests valors, es calcularà el benefici anual (profit), en funció del preu de la matèria prima (corrent d'alimentació) i el preu de venda dels productes (corrent de propà al 96,1% i corrent de propilè al 99,5%).

Conegut el valor de les variables mencionades anteriorment es procedirà al càlcul del VAN, la tir, el *Cash Flow* i el *Payback Period*, tenint en compte una vida útil de la planta de 20 anys. Analitzant el seu resultat es determinarà la viabilitat de la inversió.

### 6.1. Inversió en capital fix

Taula 6.1 Comparativa del cost dels equips principals per *Matches*[32] i *Aspen*

Equip	Preu (€)	
	<i>Matches</i>	<i>Aspen</i>
DC-301	1,714,225 €	2,021,500 €
P-301 (x2)	25,141 €	17,100 €
P-401 (x2)	49,999 €	18,800 €
E-401	296,179 €	411,300 €
E-402	258,609 €	78,600 €
K-401	2,018,597 €	2,502,000 €
V-401	509,451 €	148,800 €
Total	4.87 M€	5.20 M€

Com es pot observar els equips més costosos són el compressor, seguit de la columna de destil·lació. Això és degut a les grans dimensions d'aquests equips, necessaris per treballar en les condicions d'operació del procés.

En comprovar que la diferència del cost dels equips, obtingut mitjançant l'ús de la pàgina de la companyia *Matches*, diferia en la majoria dels casos de més del 15% en valor absolut, s'ha decidit escollir com a valor final del cost dels equips l'obtingut per *Aspen Hysys*.

Una vegada calculat el cost dels equips principals, s'ha seguit el mètode del Dr Rolan.

S'ha calculat el valor total de la inversió en capital fix, on es té en compte tant el preu de compra dels equips, com el cost de la seva instal·lació en la planta, la complexitat del seu muntatge, el material dels fonaments i estructures, la instrumentació requerida i totes les despeses associades al correcte funcionament i supervisió del procés.

La taula del càlcul i resultats assolits seguint el mètode es troba en l'Annex A.A.3.

## 6.2. Costos operacionals

S'han calculat les diferents despeses associades a la producció anual, principalment serveis necessaris pel correcte funcionament i operació del procés. Per simplificar el càlcul s'ha considerat una necessitat constant al llarg del temps d'aquests serveis.

Taula 6.2 Cost dels *utilities* del procés

Servei	Consum (u/h)	Preu unitari (€/u)	Cost (€/any)
Aigua de torre (m <sup>3</sup> )	756	0.015	91,173.6
Electricitat (kWh)	32,829,732	0.097	3,184,484
Nitrogen (m <sup>3</sup> )	2	0.07	1125.6
<b>Total</b>			<b>3,276,783.2</b>

## 6.3. Profit anual

Per tal d'analitzar la viabilitat del projecte s'ha de calcular la diferència entre el preu de compra del corrent d'alimentació i el preu de venda dels corrents com a producte. Seguint els valors de mercat trobats a [33][34], s'ha realitzat la Taula 6.3 on es mostren els resultats obtinguts.

Taula 6.3 Preu dels corrents d'entrada i sortida

Matèria	Quantitat (kg/any)	Preu unitari (€/kg)	Preu total (M€/any)
Alimentació	14296	0.892	102.53
Producte Propà	3267.42	0.608	15.96
Producte Propilè	10890	1.199	105.02

Com es pot observar, hi ha un benefici de 18.49 M€ entre els preus de compra i els de venda.

Tenint en compte una producció anual constant, així com un ús també constant dels serveis, s'ha realitzat el càlcul del benefici anual brut a partir de les despeses variables, és a dir, que depenen de la producció. Així doncs, per aquest càlcul s'ha seguit l'equació E. 3

*Benefici anual brut*

$$= (\text{Preu venda de productes}) - (\text{Preu compra materies primeres} + \text{costos operacionals})$$

E. 3

## 6.4. Compte de resultats

Per tal d'obtenir el balanç econòmic anual i el valor dels fluxos de caixa  $CF_i$ , és necessari realitzar un compte de resultats dels 20 anys que s'han estimat de durada del projecte. D'aquesta manera s'obtenen variables necessàries per la futura anàlisi de viabilitat econòmica com són l'amortització,  $A$ , que és l'expressió comptable de la pèrdua de valor (depreciació) que pateixen els equips, per l'ús o el pas del temps i que es calcula amb l'equació següent:

$$A = \frac{I_0}{n} \quad \text{E. 4}$$

Amb aquest valor i la taxa impositora (sobre societats), considerada en aquest moment del 30%, es poden aconseguir els beneficis després d'impostos per cada any. Valors que s'utilitzaran més endavant pel càlcul dels fluxos de caixa,  $CF_i$ .

A la taula següent es mostra el càlcul del compte de resultats.

Taula 6.4 Compte de resultats

Paràmetre	Any			
	1	2	...	20
Ingressos	121.03	121.03		121.03
- Despeses	105.81	105.81		105.81
- Amortització	0.259	0.026		0.026
BAI	14.96	14.96		14.96
- impostos (30%)	4.49	4.49		4.49
BDI	10.47	10.47		10.47

Tenint en compte que la inversió en capital fix es realitza 1 any abans de la posada en marxa, es pot observar com anualment s'obtenen uns beneficis després d'impostos de 10.47 M€.

## 6.5. Viabilitat econòmica

Per determinar la viabilitat de la inversió s'ha aplicat el mètode del valor actual dels fluxos de caixa, VAN i així poder decidir si portar a cap o no la inversió. El VAN suposant una reinversió de tots els fluxos de caixa, remunerats al cost d'oportunitat, considera't en aquest cas del 15%.

Per fer el càlcul del VAN del projecte s'aplica la següent equació.

$$VAN = -I_0 + \sum_{i=1}^n \frac{CF_i}{(1+k)^n} \quad \text{E. 5}$$

On el terme  $I_0$  fa referència a la inversió inicial del projecte,  $k$  és la taxa de descompte, en aquest cas del 15%, mentre que  $n$  resulta ser el nombre d'anys fixats per amortitzar la inversió, considera't en aquest cas de 20 anys. El terme  $CF_i$  és el flux de caixa respecte a un any, i ve determina't pel profit anual.

$$CF_i = BDI + A \quad \text{E. 6}$$

D'altra banda, la TIR s'utilitza per determinar la taxa de descompte sobre la que el VAN és 0, i dona una idea de si la inversió realitzada té una taxa de descompte propera a la que faria inviable el projecte. Es pot obtenir analíticament seguint l'equació E. 7 o d'altra banda, també es pot seguir gràficament segons la Figura 6.1.

$$0 = -I_0 + \sum_{i=1}^n \frac{CF_i}{(1+r)^n} \quad \text{E. 7}$$

En aquest cas, per aconseguir la  $r$ , que representa la taxa de descompte necessària per igualar el valor dels fluxos de caixa  $CF_i$  a la inversió inicial, s'igualava l'equació del VAN a 0 i s'aïlla la  $r$ .

Una altra manera d'assolir el valor de la  $r$ , es representar gràficament l'evolució del VAN en funció de la taxa de descompte, i el punt on es fa el VAN = 0, representa la TIR corresponent. Tal com es mostra en la Figura 6.1:

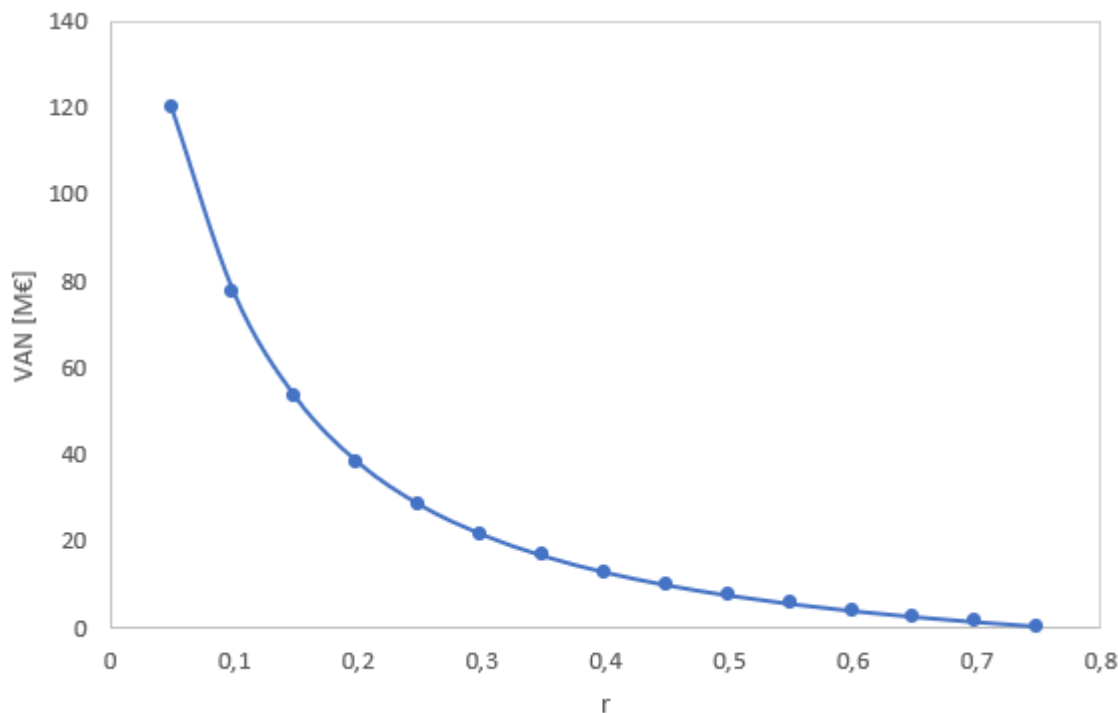


Figura 6.1 Evolució del VAN en funció de la taxa de descompte

Com es pot observar en la Figura 6.1, la tendència del VAN respecte a la taxa de descompte segueix una tendència exponencial, on té un valor pròxim a 0 al voltant del 75%. Per obtenir un valor més precís d'aquesta TIR s'ha seguit l'equació E. 7.

Finalment, s'ha realitzat el mètode de selecció d'inversions, *Payback Period*, mitjançant el qual s'aconsegueix el temps necessari per recuperar la inversió realitzada, utilitzant l'equació següent.

$$\text{Payback} = \frac{I_0}{CF_i} \quad \text{E. 8}$$

A continuació s'expressen els resultats assolits de l'estudi de viabilitat econòmica.

Taula 6.5 Resultats obtinguts de l'estudi de viabilitat econòmica

Paràmetres	Valor
VAN	53.3 M€
TIR	77.1 %
<i>Payback Period</i>	1 any i 3 mesos

Finalment es mostra de forma gràfica la variació del valor actual dels fluxos de caixa en funció del temps per determinar a partir de quin moment s'obté suficient benefici per fer viable el projecte, és a dir, s'iguala el valor de la inversió inicial als  $\Sigma CF_i$ .

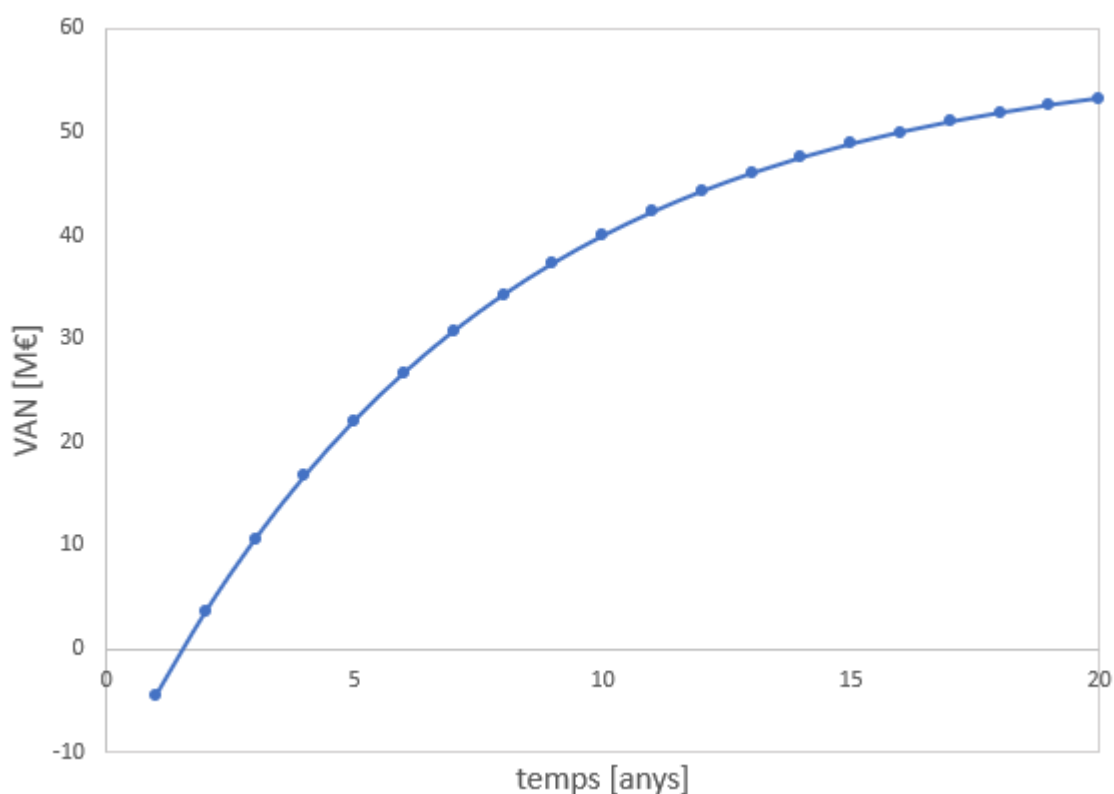


Figura 6.2 Evolució del VAN amb el temps

D'aquesta manera es pot analitzar gràficament el valor del *Payback Period*, ja que és el punt on la funció passa per l'eix d'abscisses i també s'observa el VAN final de la inversió, que ve representat pel punt final de la funció transcorregut un temps de 20 anys ( $n$ ).

## 7. BIBLIOGRAFIA

- [1] Ind. Eng. Chem. Res. 1990,29, 59-71 : Control of Vapor Recompression Distillation Columns, Cristian A, Muhrer, Michael A. Collura,t and William L. Luyben
- [2] Eduardo Diez, Paul Langston, Gabriel Ovejero, M. Dollores Romero( 2008), "Economic feasibility of heat pumps in distillation to reduce energy use", Applied thermal Engineering, pp. 1216-1223
- [3] O. Annakou, P. Mizsey(1995), Rigorous investigation of heat pump assisted distillation, Heat Recovery Systems & CHP 15 241–247.
- [4] El clima en Tarragona, el tiempo por mes, temperatura promedio (España) - Weather Spark. (2022). Weather Spark. <https://es.weatherspark.com/y/45958/Clima-promedio-en-Tarragona-Espa%C3%B1a-durante-todo-el-a%C3%B1o#Figures-WindSpeed>
- [5] Evaluación del riesgo sísmico. Institut Cartogràfic i Geològic de Catalunya. (2022). ICGC. <https://www.icgc.cat/es/Administracion-y-empresa/Descargas/Cartografia-geologica-y-geotematica/Mapas-geofisicos-y-sismicos/Evaluacion-del-riesgo-sisimico>
- [6] Dimensionat Columnes de plats. (2021, abril). Universitat Rovira i Virgili.
- [7] Coulson, J. M., Sinnott, R. K., & Richardson, J. F. (1999). Coulson & Richardson's Chemical Engineering: Chemical Engineering Design: 6;Coulson and Richardson's Chemical Engineering Series (3.a ed.). Butterworth-Heinemann.
- [8] Koch-Glitsch. (2022). FLEXIPAC® HC® Structured Packing. <https://koch-glitsch.com/products/packing-and-internals/structured-packing/flexipac-hc-high-capacity-structured-packing?productcategory=Packing-and-Internals&categoryname=Structured-Packing&product=true&level=3>
- [9] Treviño, A. I Richart, E. (1974) Separación líquido vapor mediante depósitos.
- [10] Megyesy, E., 2004. *Pressure vessel handbook*. Oklahoma City, OK: PV Publishing, Inc.
- [11] Selecció de multiples passos. (2022). [Http://Seperationtechnology.Com/. http://seperationtechnology.com/distillation-column-tray-selection-1/](http://seperationtechnology.com/distillation-column-tray-selection-1/)
- [12] Dejanović, I., Matijašević, L., Jansen, H., & Olujić, A. (2011). Designing a Packed Dividing Wall Column for an Aromatics Processing Plant. Industrial & Engineering Chemistry Research, 50(9), 5680–5692. <https://doi.org/10.1021/ie1020206>
- [13] Metode Kern. (2021). Universitat Rovira i Virgili.
- [14] "Tubs standart-recommended tube dimensions". (2021). [Il·lustració]. En Taula de Contiguts per tubs.
- [15] Càlcul i Disseny de Bescanviadors (VII). (2021). Universitat Rovira i Virgili.
- [16] Kern, D. Q. (1950). Process Heat Transfer (International Student Edition ed.). Mcgraw-Hill College.
- [17] Spain. (2022). Alfa Laval. <https://www.alfalaval.es/?gclid=Cj0KCQjwm6KUBhC3ARIsACIwxBh8bKQg3rDLyRfi2wm5oQqDWy8p swqcbk6mAQIyXZ6EWhC9Og963caAkbOEALw wcb>
- [18] Càlcul i disseny de Bescanviadors .Bescanviadors de plaques. (2021, enero). Universitat Rovira i Virgili.
- [19] Correlacions en bescanviadors de plaques. (2021, enero). Universitat Rovira i Virgili.

- [20] TUBERIA SCHEDULE 40 ACERO AL CARBON :: Soluciones tubulares :: :: Tuberia para petroleras :: (2022). Taula de Canonades. Recuperado 2022, de <http://tuberiasyaccesorios.com/tuberia-schedule-40-acero-al-carbon/>
- [21] Introducció als recipients a pressió. (2021, septiembre). Universitat Rovira i Virgili.
- [22] Basic Allowable Stresses in Tension for Metals (Metric). (2021, septiembre). Universitat Rovira i Virgili.
- [23] Aislamiento térmico. (2022). ISOVER. <https://www.isover.es/5-aislamiento-termico>
- [24] Emerson | Emerson ES. (2022). Soluciones de automatización. <https://www.emerson.com/es-es>
- [25] Fabricante profesional de las válvulas industriales -. (2021, 11 noviembre). SIO. <https://www.siovalve.com/>
- [26] Maquines Hidràuliques. (2018). Universitat Rovira i Virgili.
- [27] ECUACION DE ANTOINE. (2018). Base de dades per calcular Antoine. [https://fgsalazar.net/html/FQ\\_ANTOINE.html](https://fgsalazar.net/html/FQ_ANTOINE.html)
- [28] Waldman, N. (1964). Thermodynamic Properties of Polyolefins. Virginia Polytechnic Institute.
- [29] Acevedo, S. (2003). Control Avanzado de Procesos. Diaz de Santos.
- [30] Nolan, D., 2015. *Safety and security review for the process industries*. Amsterdam: Gulf Professional Publ., an imprint of Elsevier.
- [31] Catálogo General Valvulas Nacional. (2021). Valvulas Nacional S.A.
- [32] Matche.com. 2022. *Index of Process Equipment Costs*. [online] from <<https://www.matche.com/equipcost/EquipmentIndex.html>>
- [33] Tradingeconomics.com. 2022. *Propane - 2022 Data - 2009-2021 Historical - 2023 Forecast - Price - Quote - Chart*. [online] Available at: <https://tradingeconomics.com/commodity/propane>
- [34] Echemi.com. 2022. *Propylene International Price*. [online] Available at: [https://www.echemi.com/pip/propylene-pid\\_Seven1855.html](https://www.echemi.com/pip/propylene-pid_Seven1855.html)

# ANNEXOS

## A.1. Enginyeria bàsica

### A.1.1. Disseny de canonades

#### A.1.1.1 Càlcul del diàmetre a les canonades

Per obtenir el diàmetre nominal de les canonades primerament s'extreuen els cabals que circulen a través dels diferents corrents a través del simulador *Aspen Hysys*. Per modelar-les s'estableix les velocitats típiques a través de les canonades sobre uns valors entre 2-3 m/s per als fluids líquids i entre 15-20 m/s per a fluids gasosos.

Es pressuposen uns valors inicials i s'ajusten per obtenir els valors de velocitat descrits segons:

$$Q = v \cdot A \quad (\text{A. 1})$$

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

Una vegada el valor del diàmetre nominal es compara amb els valors comercials de subministradors [20]

#### A.1.1.2 Comprovació del gruix de les canonades

Per calcular el gruix necessari per assegurar la pressió de disseny que suporti un valor nominal de 4 vegades superior a la pressió d'operació s'utilitza [21] :

$$t = \frac{P_d \cdot D}{2 \cdot (S \cdot E + P \cdot y)} + A \quad (\text{A. 3})$$

Amb el gruix necessari es comprova les taules disponibles per escollir el Schedule més apropiat sempre més gran que el calculat i una vegada seleccionat el valor del gruix es calcula el valor intern de la canonada :

$$D_i = D_o - 2 \cdot t \quad (\text{A. 4})$$

Es recalcula la velocitat per assegurar-se que s'ajusta als criteris anteriors.

Durant les aplicacions del procés s'utilitza un Schedule 40S per a totes les canonades, ja que garanteix en tots els casos una pressió de disseny superior a l'estimada.

#### A.1.1.3 Materials fets servir en les canonades

S'empra com a material general ASTM A515 Gr. 60 per les propietats mecàniques, poc cost econòmic i la resistència a la corrosió. Les condicions del procés amb pressions i temperatures baixes afavoreixen la utilització d'acer al carboni de gra fi per evitar el trencament fràgil a baixes temperatures, amb gran resistència i una reducció del pes. A més de presentar notables valors de resistència a la tracció.

#### A.1.1.4 Aïllament tèrmic

El aïllament tèrmic es una part important en contacte amb el acer al carboni per prevenir les línies de corrosió, control de la temperatura de la superfície tant personal com el propi equip i disminuir la demanda energètica a través dels diversos equips implicats .

En aquest apartat es calcula els gruixos de les canonades amb temperatures per sobre del 40°C , on s'instal·la un recobriment de llana de vidre per impedir les pèrdues de calor i a més, per minimitzar algun accident relacionat amb cremades. [23]

El subministrador ISOVER declara la llana de vidre TECH Slab 3.0 com bon aïllant resistent a vibracions, de baixa despreniment, no corrosiu ,poc absorbent d'aigua, baixa conductivitat tèrmica.

Aplicant la llei de Fourier en tubs cilíndrics es calcula el gruix d'aïllament per una temperatura no superior a 40 °C. Degut a les baixes temperatures del sistema de producció s'enfocà a evitar accidents del treballadors contra cremades i pèrdues de calor.

$$T_s = \frac{T_f - T_a}{re \cdot h_a \cdot \left( \frac{\ln\left(\frac{r1}{ri}\right)}{k1} + \frac{\ln\left(\frac{re}{r1}\right)}{ke} + \frac{1}{re \cdot h_a} \right)} + T_a \quad (\text{A. 5})$$

Sent el coeficient de transport ambiental generalment 20 W/m<sup>2</sup> K, la conductivitat de l'aïllament a la màxima temperatura del corrent sobre 0.06 W/m<sup>2</sup> K i la conductivitat de l'acer al carboni en 36 W/m<sup>2</sup> K, els diàmetres preliminar depenen de la canonada d'estudi seguint l'apartat 4.2

Estimant el gruix de l'aïllament podem aconseguir temperatures raonables per la protecció del personal, a partir del grossor calculat es busca el gruix final del catàleg del subministrador.

El gruix necessari es inferior al mínim disponible per el subministrador per aquest motiu se selecciona el gruix mínim de 50 mm ( 2 in) per protegeix les zones destacables del procés .

### A.1.2. Columna de destil·lació DC-301

Durant els següents càlculs es consideren els cabals abans esmentats com les 4 etapes més rellevants dintre de la columna, sent aquestes :

Taula A. 1 Cabals i propietats físiques

Propietats	Dades			
	1	60	62	95
Etapa	1	60	62	95
Temperatura (°C)	11.27	14.96	15.38	21.03
Vapor				
Cabal màssic (kg/h)	3.30E+05	2.64E+05	2.63E+05	2.69E+05
Densitat (kg/m <sup>3</sup> )	1.67E+01	1.77E+01	1.77E+01	1.84E+01
Viscositat (cP)	8.53E-03	8.52E-03	8.51E-03	8.50E-03
Líquid				
Cabal màssic (kg/h)	2.46E+05	2.53E+05	2.66E+05	2.72E+05
Densitat (kg/m <sup>3</sup> )	5.29E+02	5.16E+02	5.15E+02	5.00E+02
Viscositat (cP)	8.09E-02	9.21E-02	9.35E-02	1.05E-01
Tensió superficial (N/m)	8.41E-03	8.01E-03	7.97E-03	7.43E-03

L'alçada total de la columna dependrà de l'espai entre plats. Normalment, s'utilitzen espaiats de plats des de 6 in fins a 36 in [7]. Es realitza un primer càlcul amb un espaiat inicial de 24 in i posteriorment s'estudia els impactes sobre la columna de tal manera que l'augment de la distància entre plats afecta directament sobre :

- Una disminució del diàmetre de la columna, afectant significativament el cost de cada plat
- Un augment de la pèrdua de càrrega, limitant el rang d'operativitat

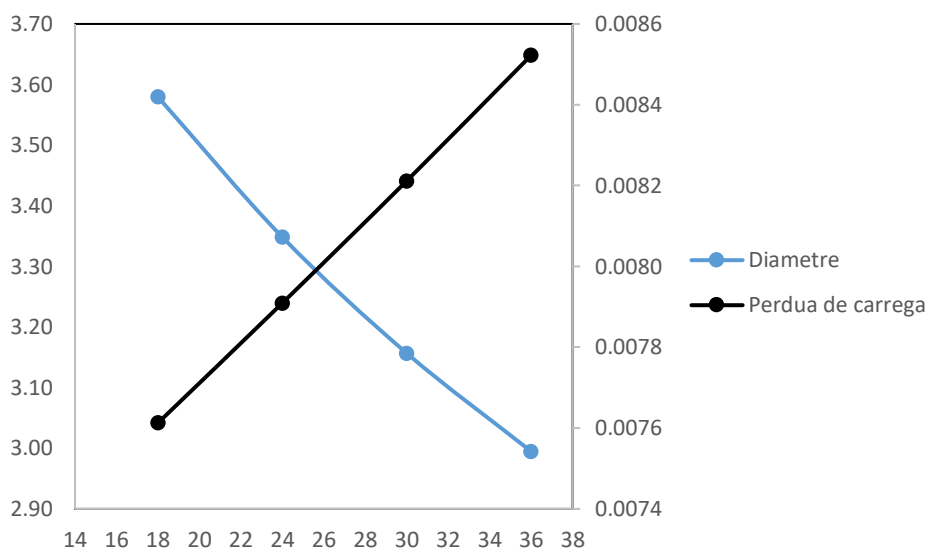


Figura A.1 Variació segons la distància entre plats

Altres consideracions preses en compte han sigut les restriccions pròpies del mètode per assegurar les distàncies internes suficients en cas d'arrossegaments i inundacions i la possibilitat d'instal·lar boques d'home per facilitar el manteniment.

Per aquests motius i, ja que les demandes internes varien al llarg de la columna se selecciona una distància entre plats de 30 in de manera uniforme.

**A.1.2.1 Disseny de plats perforats [7]**

Els components que contenen la columna no tenen tendència a formar escumes per això el factor del sistema es considera 1.

**A.1.2.1.1 Obtenció del diàmetre de la columna**

Primerament es calcula el factor de flux líquid-vapor que relaciona els cabals entrecruats en una etapa.

$$F_{LV} = \frac{L_W}{V_W} \cdot \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \tag{A.6}$$

Amb la selecció de la distància entre plats s'obté la constant d'inundació de Figura A. 2.

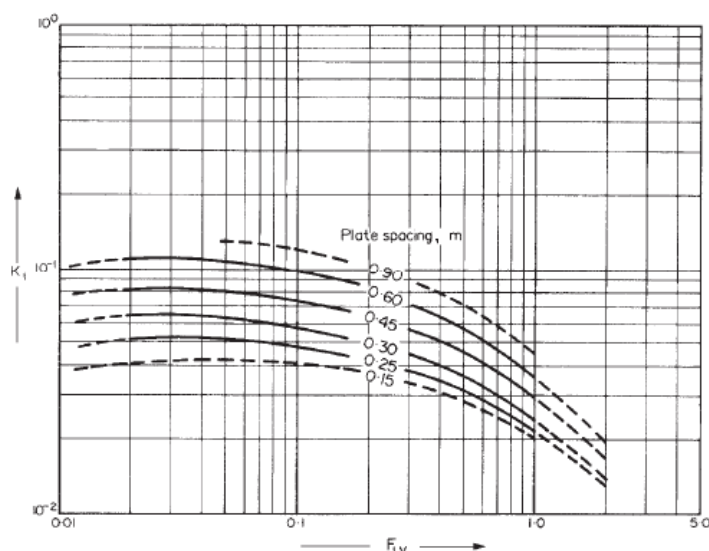


Figura A.2 Velocitat d'inundació

La constant d'inundació s'ha d'ajustar segons la tensió superficial del compost que intervé segons :

$$K_1' = K_1 \cdot \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0.2} \quad (\text{A. 7})$$

La condició d'inundació fixa el límit superior de la velocitat del vapor. Una alta velocitat de vapor es necessita per a altes eficiències de plaques, i la velocitat normalment estarà entre 70 al 90 % del qual provocaria inundacions. Per al disseny, un valor del 80 % s'utilitza en la velocitat de la inundació.

La velocitat de la inundació es pot estimar a partir de la correlació donada per Fair (1961):

$$u_f = f_1 \cdot K_1' \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (\text{A. 8})$$

El càlcul de l'àrea neta preliminar

$$A_n' = \frac{Q}{u_f} \quad (\text{A. 9})$$

Per calcular el diàmetre de la columna es requereix una estimació de l'àrea neta  $A_n$ . Com a primer prova prendre l'àrea de desguàs com el 12 % del total, i suposar que la proporció foradada de l'àrea és del 10%.

El càlcul de l'àrea transversal preliminar

$$A_c' = \frac{A_n'}{1 - f_2} \quad (\text{A. 10})$$

A partir de l'àrea transversal de la columna es pot deduir el diàmetre segons :

$$D_c' = \sqrt{\frac{A_c' \cdot 4}{\pi}} \quad (\text{A. 11})$$

Taula A. 2 Valors obtinguts durant el càlcul preliminar

Especificació	Valor			
Etapa	1	60	62	95
$F_{LV}$	0.13	0.18	0.19	0.19
Distància entre plats (m)	0.76	0.76	0.76	0.76
$K_1$ Constant d'inundació	0.11	0.10	0.10	0.10
Correcció $K_1$	0.09	0.08	0.08	0.08
$u_f$ velocitat d'inundació (m/s)	0.51	0.44	0.44	0.42
$f_1$ % admissible d'inundació	0.80	0.80	0.80	0.80
$A_n$ Àrea neta (m <sup>2</sup> )	13.40	11.73	11.67	12.09
$f_2$ % Àrea desguàs	0.12	0.12	0.12	0.12
$A_c$ Àrea transversal (m <sup>2</sup> )	15.23	13.33	13.27	13.74
$D_c$ Diàmetre (m)	4.40	4.12	4.11	4.18

Del càlcul anterior s'extreu el diàmetre segons la demanda de cabal amb les quals finalment s'acaba utilitzant el diàmetre uniforme més gran. Per tant, en el càlcul posterior s'estarà utilitzant el mateix diàmetre per la resta d'etapes

#### A.1.2.1.2 Obtenció del nombre de passos

Amb el diàmetre seleccionat s'estableix el nombre de passos idonis per operar la columna.

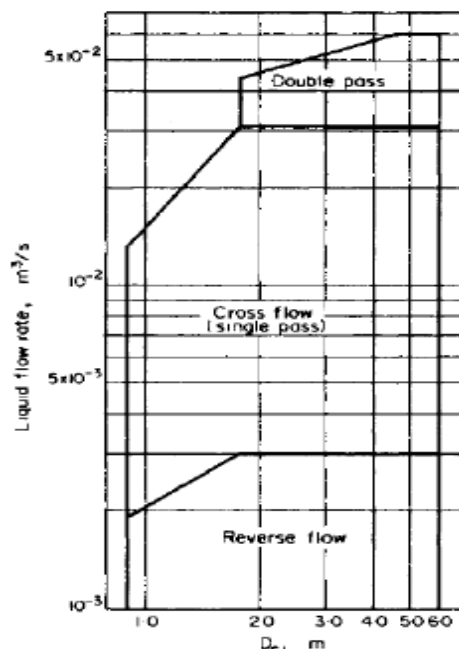


Figura A. 3 Selecció del nombre de passos

En funció del cabal de líquid es determina el nombre de passos, per al rang de cabals dintre les etapes estudiades se situa sobre el límit de pas doble per la columna.

#### A.1.2.1.3 Càlcul del dimensionament de plats

A continuació es dimensiona les característiques bàsiques de l'estructura d'un plat perforat segons:

Càlcul de l'àrea de desguàs

$$Ad = Ac \cdot f_2 \quad (\text{A. 12})$$

Càlcul de l'àrea neta

$$An = Ac - Ad \quad (\text{A. 13})$$

Càlcul de l'àrea activa

$$Aa = Ac - 2 \cdot Ad \quad (\text{A. 14})$$

Càlcul de l'ara foradada

$$Ah = Aa \cdot f_3 \quad (\text{A. 15})$$

Càlcul de la longitud del desguàs

$$lw = Dc \cdot f_4 \quad (\text{A. 16})$$

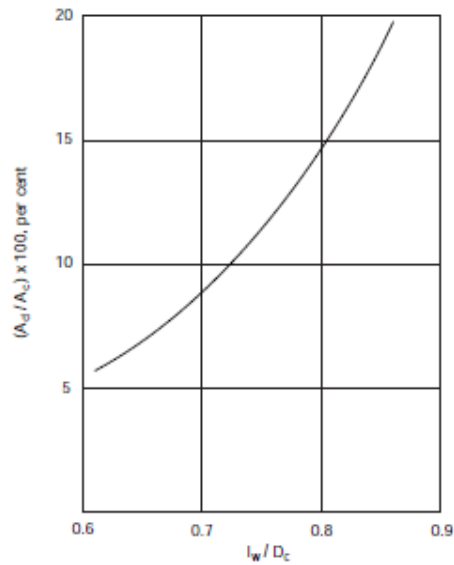


Figura A. 4 Relació entre diàmetre i longitud de desguàs lateral

Com es tracta de 2 passos la baixant es conforma a més d'una zona central que segueix la següent geometria:

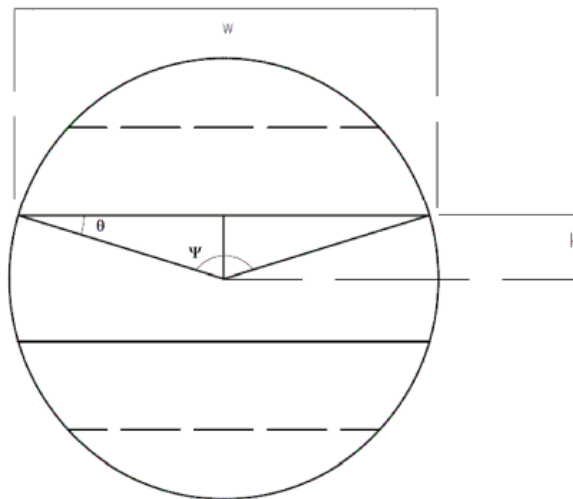


Figura A. 5 Relació entre diàmetre i longitud de desguàs central [11]

$$w = 2 \cdot (R^2 - h^2)^{0.5} \tag{A.17}$$

On es determina una amplada típica de 200 mm d'amplada

A més es prenen com a valors habituals preliminars l'alçada del sobreeixidor, el diàmetre dels forats i el gruix del plat totes les dades estan recopilades en la següent Taula A. 3.

Taula A. 3 Valors obtinguts de la geometria del plat

Especificació	Valor
Etapa	1-95
Dc Diàmetre de columna (m)	4.40
Ac Àrea transversal (m <sup>2</sup> )	15.23
Ad Àrea desguàs (m <sup>2</sup> )	1.83
An Àrea neta (m <sup>2</sup> )	13.40
Aa Àrea activa (m <sup>2</sup> )	11.57
Ah Àrea foradada (m <sup>2</sup> )	1.16
Relació lw/Dc	0.76
Relació Ad/Ac	12.00
f3 % Àrea foradada	0.10
lw Longitud del desguàs lateral (m)	3.35
w Longitud del desguàs central (m)	4.385
hw Alçada del sobreeixidor (mm)	50.00
dh Diàmetre de forat (mm)	5.00
e Gruix de plat (mm)	5.00

#### A.1.2.1.4 Obtenció de la velocitat de degoteig

El límit inferior del rang de funcionament es produeix quan una fuga de líquid a través de la placa cap als forats esdevenen excessius on la velocitat del vapor en aquest punt esdevé és el valor mínim per a un funcionament estable. S'estableix un mínim del 70 % de manera que a la velocitat de funcionament més baixa la velocitat del flux de vapor encara està molt per sobre del punt de fuga o punt de degoteig.

$$L_{Wmin} = f_5 \cdot L_W \quad (\text{A. 18})$$

Càlcul de la cresta del desguàs

$$h_{ow} = 750 \cdot \left( \frac{L_W}{\rho_L \cdot l_w} \right)^{\frac{2}{3}} \quad (\text{A. 19})$$

D'aquesta manera la suma de l'alçada obtenim la constant corresponent al punt mínim estable segons:

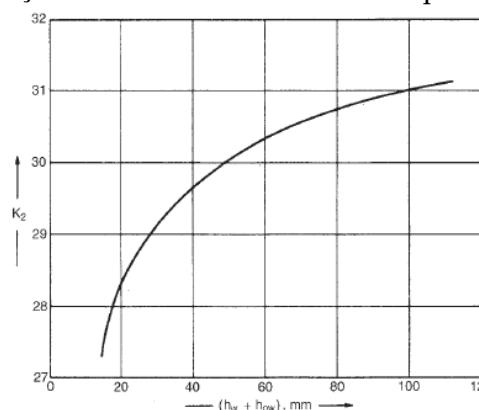


Figura A. 6 Relació de degoteig

Càlcul de la velocitat mínima de vapor donada per Eduljee (1959)

$$\tilde{u}_h^{min} = \left( \frac{K_2 - 0.9 \cdot (25.4 - dh)}{(\rho_V)^{\frac{1}{2}}} \right) \quad (\text{A. 20})$$

S'ajusta a la velocitat real mitjançant l'especificació anterior

$$\tilde{u}_h^{actual} = \frac{f_5 \cdot Q}{Ah} \quad (\text{A. 21})$$

Els resultats es presenten a continuació

Taula A. 4 Valors obtinguts del mínim per degoteig

Especificació	Valor			
	1	60	62	95
Etapa	1	60	62	95
Lw màx Cabal líquid (kg/s)	68.39	70.28	73.83	75.56
f5 % mínim d'estabilitat	0.70	0.70	0.70	0.70
Lw mín Cabal líquid (kg/s)	47.87	49.20	51.68	52.89
how màx Alçada cresta (mm liq)	85.71	88.70	91.83	95.08
how mín Alçada cresta (mm liq)	67.57	69.93	72.40	74.96
hw+how Alçada total líquid (mm liq)	117.57	119.93	122.40	124.96
K <sub>2</sub> Relació de degoteig	31.00	31.00	31.10	31.10
uh min (m/s)	3.09	3.01	3.03	2.97
uh actual (m/s)	3.32	3.14	3.11	3.07

Pel fet de mantenir un diàmetre uniforme al llarg de les etapes es crea un efecte sobre la velocitat disminuint-la per suplir la nova àrea, per mantenir la velocitat per sobre la velocitat mínima es redueix el percentatge en l'àrea foradada de les etapes inferior que ho necessiten reduint el valor de 0.10 mostrat a Taula A. 3 a 0.08.

### A.1.2.1.5 Càlcul de la pèrdua de pressió

La caiguda de pressió sobre les plaques és una consideració important del disseny. Hi ha dues principals fonts de pèrdua de pressió: la deguda al flux de vapor pels forats (una pèrdua per orifici), i això a causa del capçal estàtic de líquid al plat.

Primerament, es calcula la pèrdua de càrrega en el plat eixut

$$hd = 51 \cdot \left( \frac{u_{hmax}}{Co} \right)^2 \cdot \frac{\rho_V}{\rho_L} \quad (\text{A. 22})$$

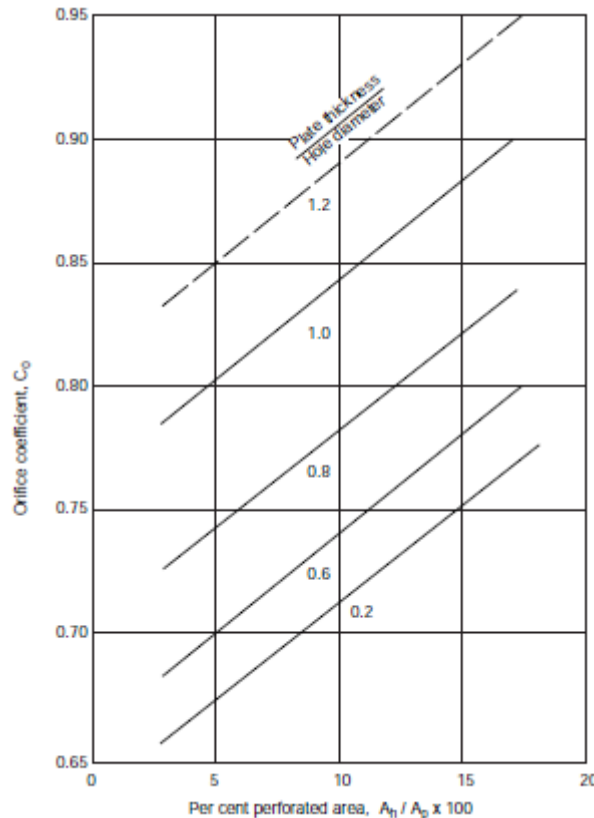


Figura A. 7 Coeficient de descàrrega

A continuació es calcula la pèrdua de càrrega residual

$$hd = \frac{12.5 \cdot 10^3}{\rho_L} \quad (\text{A. 23})$$

Per tant, la pèrdua de càrrega total al plat es tractaria del sumatori de pèrdues per fricció, residuals i el traspàs del líquid per al sobreexidor .

$$ht = hd + (hw + how) + hr \quad (\text{A. 24})$$

Per conveniència els resultats es presenten en mm de líquid es realitza la conversió a barg mitjançant :

$$\Delta Pt = \frac{9.81 \cdot 10^{-3} \cdot ht \cdot \rho_L}{10^5} \quad (\text{A. 25})$$

Els resultats de la pèrdua de càrrega es presenta a continuació

Taula A. 5 Valors obtinguts per la pèrdua de càrrega

Especificació	Valor			
Etapa	1	60	62	95
uh max (m/s)	4.74	4.49	4.45	4.39
(Ah/Ap) Àrea perforada %	0.10	0.08	0.08	0.08
Relació gruix/diàmetre	1.00	1.00	1.00	1.00
Co Coeficient descarrega	0.84	0.82	0.82	0.82
hd Pèrdua càrrega plat sec (mmlíq)	51.39	52.21	51.57	53.68
hr Pèrdua càrrega residual (mmlíq)	23.63	24.21	24.28	24.99
ht Pèrdua de càrrega total (mmlíq)	210.72	215.12	217.68	223.75
$\Delta P_t$ Pèrdua de càrrega total (mbarg)	10.94	10.90	11.00	10.98

#### A.1.2.1.6 Càlcul del temps de residència

La zona de baixada i l'espai entre les plaques han de ser tals que el nivell del líquid i l'escuma a la baixada es troba molt per sota de la part superior de la sortida a la placa de dalt. Si el nivell s'eleva per sobre aquest punt la columna, s'inundarà.

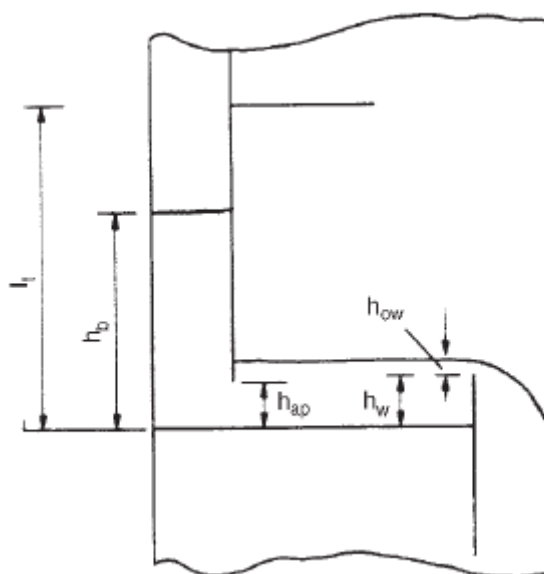


Figura A. 8 Configuració del desguàs

Primerament, es calcula l'alçada de la vora inferior del sobreeixidor per sobre la placa

$$h_{ap} = h_w - f_6 \quad (\text{A. 26})$$

Tot seguit es calcula l'àrea atesa amb aquesta alçada i la pèrdua de càrrega a través de la vora inferior.

$$A_{ap} = h_{ap} \cdot l_w \quad (\text{A. 27})$$

$$h_{dc} = 166 \cdot \left( \frac{L_w}{\rho L \cdot A_{ap}} \right)^2 \quad (\text{A. 28})$$

Una vegada calculada s'afegeix a la suma de la resta de pèrdues de càrrega sobre el plat segons :

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \quad (\text{A. 29})$$

Per assegurar que nos es provoqui una inundació al plat es considera :

$$h_b \geq \frac{1}{2} \cdot (l_t + h_w) \quad (\text{A. 30})$$

Finalment s'ha de permetre un temps de residència suficient a la baixada per al vapor arrossegat del corrent líquid; per evitar que el líquid molt "airejat" .

$$tr = \frac{A_d \cdot h_b \cdot \rho_L}{L_w} \quad (\text{A. 31})$$

Els resultats del càlcul del temps de residència es presenta a continuació

Taula A. 6 Valors obtinguts en el temps de residència

<b>Especificació</b>	<b>Valor</b>			
Eta	1	60	62	95
f <sub>6</sub> Marge sobreeixidor (mm)	5.00	5.00	5.00	5.00
h <sub>ap</sub> alçada vora inferior (mm)	45.00	45.00	45.00	45.00
A <sub>ap</sub> àrea vora inferior (m <sup>2</sup> )	0.15	0.15	0.15	0.15
h <sub>dc</sub> pèrdua carrega (mm)	122.34	135.60	150.46	167.00
h <sub>b</sub> pèrdua carrega (m)	0.33	0.35	0.37	0.39
Restricció d'inundació (m)	0.41	0.41	0.41	0.41
Tr Temps residència (s)	4.7	4.7	4.7	4.7

#### A.1.2.1.7 Revisió d'arrossegament

L'entrament es pot estimar a partir de la correlació donada per Fair (1961), que dona l'arrossegament fraccionat (kg/kg flux brut de líquid) en funció de la factor líquid-vapor F<sub>LV</sub>, amb l'aproximació percentual a la inundació com a paràmetre de referència.

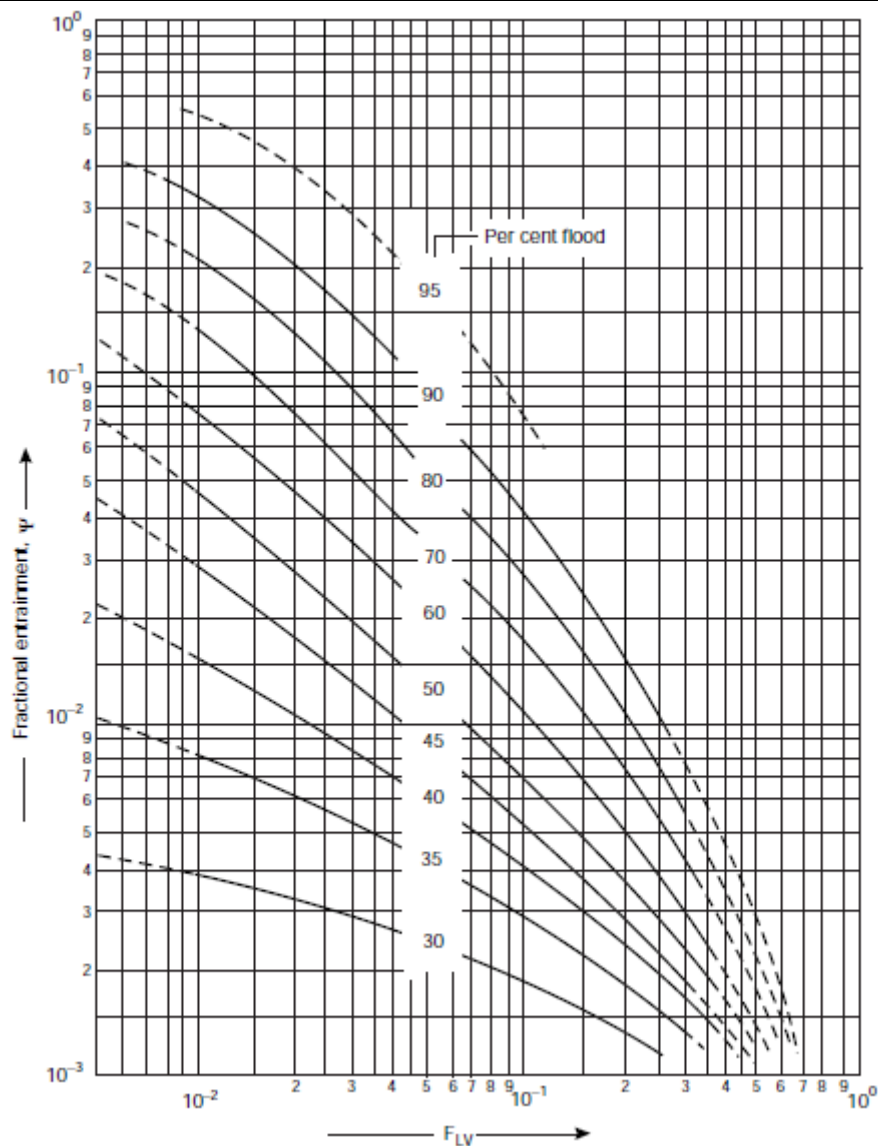


Figura A. 9 Correlació d'arrossegament

Com a guia aproximada, el límit superior es pot prendre com a 0.1; per sota d'aquesta xifra l'efecte serà ínfim. Amb les dades obtingudes dels apartats anteriors es comprova que es troba molt per sota del valor de la fracció 0.1 d'arrossegament.

#### A.1.2.1.8 Especificació de l'àrea perforada

Sota la construcció de plats perforats es delimita una zona de seguretat no perforada tant a la vora del plat ( $f_7$ ) com la zona de transició del desguàs ( $f_8$ ) de 50 mm.

A partir del diàmetre de forat es determina l'angle i la distància entre forats

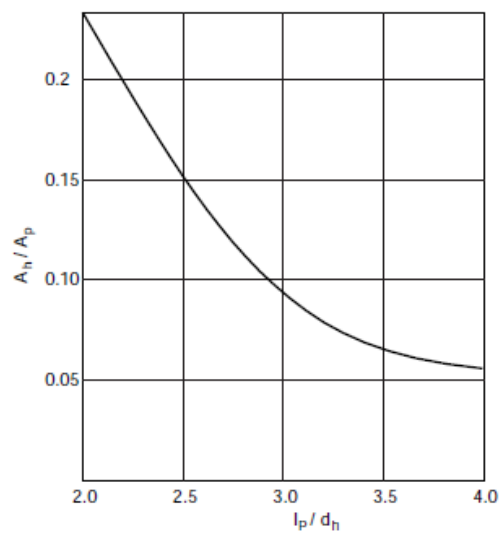
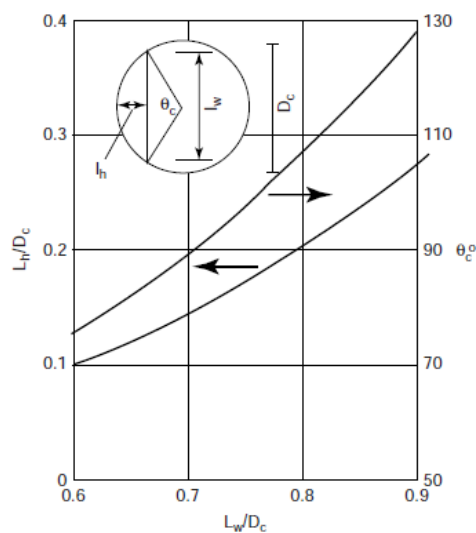


Figura A. 10 Relació entre l'angle, la longitud i la distancia

Figura A. 11 Relació entre àrea i distancia perforada

Càlcul de l'angle subjecte a la vora del plat

$$\theta_e = 180 - \theta_c \tag{A. 32}$$

Longitud sense perforar a la vora del plat

$$L_u = (D_c - f_7) \cdot \pi \cdot \left(\frac{\theta_e}{180}\right) \tag{A. 33}$$

Àrea sense perforar a la vora del plat

$$A_u = L_u \cdot f_7 \tag{A. 34}$$

Longitud zona de transició

$$L_t = l_w + f_8 \tag{A. 35}$$

Àrea zona de transició

$$A_t = L_t \cdot f_8 \tag{A. 36}$$

Càlcul àrea total perforada

$$A_p = A_a - A_u - A_t \tag{A. 37}$$

Es determina la distància entre forats "pitch" en un rang òptim entre 2.5 i 4 vegades el diàmetre de forats segons :

Per últim, es calcula l'àrea d'un forat i el nombre de forats disponibles

$$A'_h = \pi \cdot \left(\frac{dh}{2}\right)^2 \tag{A. 38}$$

$$N_h = \frac{A_h}{A'_h} \tag{A. 39}$$

Els resultats de la zona perforada es mostren a continuació

Taula A. 7 Valors obtinguts per la zona perforada

Especificació	Valor			
Etapa	1	60	62	95
Ff7 marge sense perforar a la vora del plat (mm)	50.00	50.00	50.00	50.00
Ff8 marge sense perforar a la transició del desguàs (mm)	50.00	50.00	50.00	50.00
lw/Dc Relació distàncies	0.76	0.76	0.76	0.76
$\theta_c^\circ$ Angle diagonal del plat $^\circ$	99.00	99.00	99.00	99.00
$\theta_e$ Angle a la bora del plat $^\circ$	81.00	81.00	81.00	81.00
Lu Distància sense perforar a la vora del plat (m)	6.15	6.15	6.15	6.15
Au Àrea sense perforar a la bora del plat (m <sup>2</sup> )	0.31	0.31	0.31	0.31
Lt Distància sense perforar a la transició del desguàs (m)	3.40	3.40	3.40	3.40
At Àrea sense perforar a la transició del desguàs (m <sup>2</sup> )	0.34	0.34	0.34	0.34
Ap Àrea perforada (m <sup>2</sup> )	10.93	10.93	10.93	10.93
Ah/Ap Relació perforada	0.11	0.08	0.08	0.08
Lp/dh Relació entre forats	2.90	3.10	3.10	3.10
A'h Àrea d'un forat (mm <sup>2</sup> )	19.63	19.63	19.63	19.63
Nh Nombre de forats	58942	47153	47153	47153

### A.1.2.2 Càlcul de l'eficàcia [7]

En aquest apartat es tracta l'obtenció del contacte real entre fases de vapor i líquid dintre de la columna per aconseguir el nombre de etapes reals a partir de les etapes teòriques.

Van Winkle et al. (1972) han publicat una correlació empírica per a l'eficiència de la placa que es pot utilitzar per predir l'eficiència de les plaques per a sistemes binaris consideració presa mitjançant les composicions de treball. Assolint així una predicció de l'eficiència de Murphree del plat.

Els seus usos de correlació grups adimensionals que inclouen aquelles variables del sistema i paràmetres de placa que se sap que afecta l'eficiència de la placa. Donant l'equació que es mostra a continuació.

$$E_{mv} = 0.07 \cdot D_g^{0.14} \cdot S_c^{0.25} \cdot Re^{0.08} \quad (\text{A. 40})$$

$$D_g = \frac{\sigma_L}{\mu_L \cdot u_v} \quad (\text{A. 41})$$

$$S_c = \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_{LK}} \quad (\text{A. 42})$$

$$Re = \frac{h_w \cdot u_v \cdot \rho_v}{\mu_L \cdot FA} \quad (\text{A. 43})$$

$$FA = \frac{\text{\grave{a}rea perforada}}{\text{\grave{a}rea transversal}} \quad (\text{A. 44})$$

Les dades necessàries per al càlcul de l'eficiència es troben en l'apartat anterior excepció de la difusivitat del líquid. La difusivitat es calcula mitjançant l'equació desenvolupada per Wilke i Chang (1955).

$$D_{LK} = \frac{1.173 \cdot 10^{-3} \cdot (\Phi \cdot PM)^{0.5} \cdot T}{\mu \cdot V_m^{0.6}} \quad (\text{A. 45})$$

Molecular volumes							
Air	0.0299	CO <sub>2</sub>	0.0340	H <sub>2</sub> S	0.0329	NO	0.0236
Br <sub>2</sub>	0.0532	COS	0.0515	I <sub>2</sub>	0.0715	N <sub>2</sub> O	0.0364
Cl <sub>2</sub>	0.0484	H <sub>2</sub>	0.0143	N <sub>2</sub>	0.0312	O <sub>2</sub>	0.0256
CO	0.0307	H <sub>2</sub> O	0.0189	NH <sub>3</sub>	0.0258	SO <sub>2</sub>	0.0448
Atomic volumes							
As	0.0305	F	0.0087	P	0.0270	Sn	0.0423
Bi	0.0480	Ge	0.0345	Pb	0.0480	Ti	0.0357
Br	0.0270	H	0.0037	S	0.0256	V	0.0320
C	0.0148	Hg	0.0190	Sb	0.0342	Zn	0.0204
Cr	0.0274	I	0.037	Si	0.0320		
Cl, terminal, as in RCl	0.0216			in higher esters, ethers	0.0110		
medial, as in R—CHCl—R	0.0246			in acids	0.0120		
Nitrogen, double-bonded	0.0156			in union with S, P, N	0.0083		
triply bonded, as in nitriles	0.0162			three-membered ring	-0.0060		
in primary amines, RNH <sub>2</sub>	0.0105			four-membered ring	-0.0085		
in secondary amines, R <sub>2</sub> NH	0.012			five-membered ring	-0.0115		
in tertiary amines, R <sub>3</sub> N	0.0108			six-membered ring as in benzene, cyclohexane, pyridine	-0.0150		
Oxygen, except as noted below	0.0074						
in methyl esters	0.0091			Naphthalene ring	-0.0300		
in methyl ethers	0.0099			Anthracene ring	-0.0475		

Figura A. 12 Contribucions de volums molars

Els valors obtinguts per al càlcul de l'eficiència es mostren a continuació

Taula A. 8 Resultats dels càlculs de difusivitat

Especificació	Valor			
Etap	1	60	62	95
Φ factor d'associació	1.00E+00	1.00E+00	1.00E+00	1.00E+00
M massa molecular (kg/kmol)	4.40E+01	4.42E+01	4.42E+01	4.44E+01
T Temperatura (K)	2.84E+02	2.87E+02	2.87E+02	2.93E+02
μ Viscositat (mNs/m <sup>2</sup> )	8.10E-02	8.55E-02	8.57E-02	1.03E-01
V <sub>m</sub> Volum molar (m <sup>3</sup> /kmol)	7.40E-02	7.40E-02	7.40E-02	7.40E-02
D <sub>LK</sub> Difusivitat (m <sup>2</sup> /s)	1.30E-08	1.18E-08	1.16E-08	9.69E-09

Taula A. 9 Resultats dels càlculs d'eficiència

Especificació	Valor			
Etap	1	60	62	95
D <sub>g</sub> Tensió superficial de plat	288.01	318.71	315.38	266.40
S <sub>c</sub> valor de Schmidt	11.74	15.11	15.59	21.56
R <sub>e</sub> Reynolds	48963.04	42990.85	42124.66	38567.41
E <sub>mv</sub> Eficàcia de Murphree	0.68	0.73	0.73	0.77

Per tant, els valors d'eficiència obtinguts i en funció de la considerada eficiència mitjana de la columna és del 73%. Sent les estimacions sobre les eficiències de plats i l'eficiència general al voltant d'un 30-70 % [7]

### A.1.2.3 Comprovacions hidràuliques

A més del càlcul anterior, la columna s'ha simulat hidràulicament amb el programa *Aspen* i amb el programa *KG-Tower* de *Koch-Glitsch*.

Per assegurar-se que la columna no presenta problemes hidrodinàmics i treballa en un règim amb prou marge d'operativitat, es recrea la columna amb el Simulador *Aspen Hysys*.

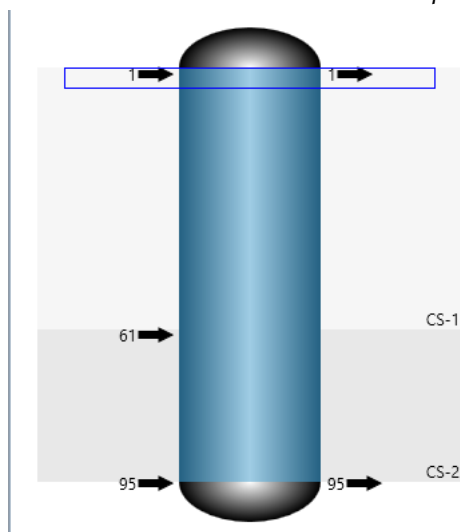


Figura A. 13 Visualització hidrodinàmica de la columna

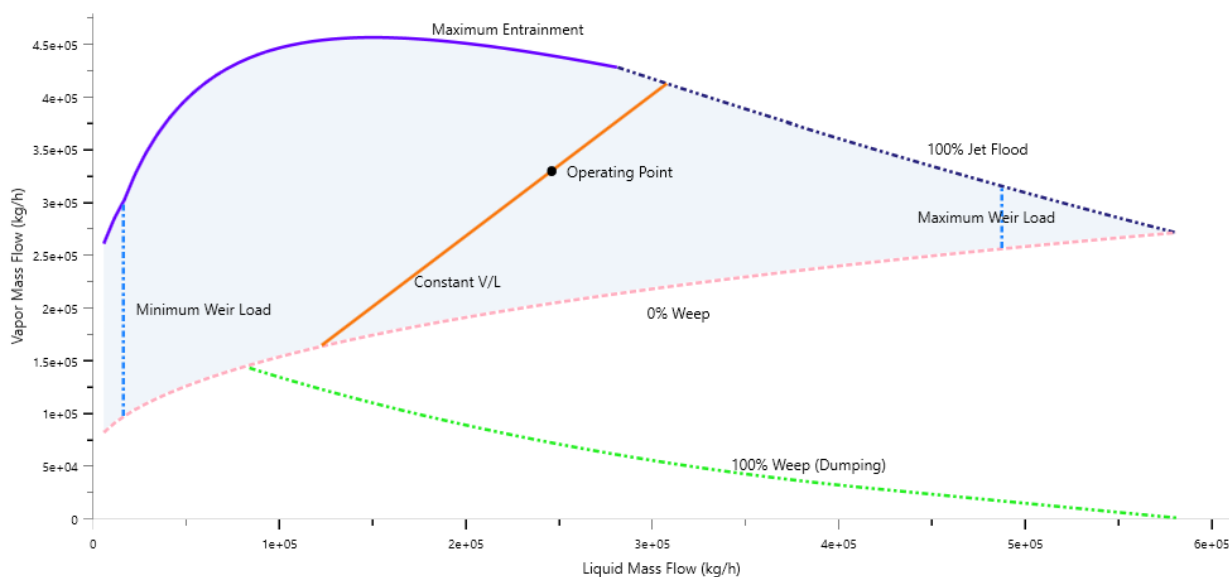




Figura A. 14 Visualització del règim d'operació

1	 UNIVERSIDAD ROVIRA I VIR Bedford, MA USA		Case Name: HPbajitav2.hsc			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Fri Apr 29 18:12:26 2022			
4						
5						
6	<b>Reboiled Absorber: C-01 @Main (continued)</b>					
7						
8	Column Solving Algorithm: HYSIM Inside-Out					
9	Iterative IEG (Good for Chemicals):		Off	Fixed Damping Factor:		1
10						
11						
12	<b>SIDE STRIPPERS</b>					
13						
14	<b>SIDE RECTIFIERS</b>					
15						
16	<b>PUMP AROUNDS</b>					
17						
18	<b>VAP BYPASSES</b>					
19						
20	<b>ACTIVE INTERNAL OPTION: Internals-1@Main Tower@COL1</b>					
21						
22						
23	Name	Start Stage	End Stage	Mode	Internals	Tray / Packing Type
24	CS-1	1__Main Tower	60__Main Tower	Interactive Sizing	Trayed	Sieve
25	CS-2	61__Main Tower	95__Main Tower	Interactive Sizing	Trayed	Sieve
26	Number of Passes		Packing Vendor	Packing Material	Packing Dimension	Tray Spacing / Section Packed Height (m)
27	2	---	---	---	0.7620	4.322 *
28	2	---	---	---	0.7874	4.322 *
29						
30	<b>SETUP</b>					
31						
32	Section Name	CS-1		CS-2		
33	Section Start	1__Main Tower		61__Main Tower		
34	Section End	60__Main Tower		95__Main Tower		
35	Internals	Trayed		Trayed		
36	Internals Type	Sieve		Sieve		
37	Diameter (m)	4.322		4.322 *		
38	Tray Spacing / Section Packed Height (m)	0.7620 *		0.7874 *		
39	Number Of Passes	2				
40	Maximum Acceptable Pressure Drop (kPa)	2.500		2.500		
41	Maximum Percent Downcomer Backup	100.00 %		100.00 %		
42	Maximum Percent Jet Flood	100.00 %		100.00 %		
43	Percent Jet Flood For Design	80.00 %		80.00 %		
44	Maximum Percent Liquid Entrainment	10.00 %		10.00 %		
45	Minimum Weir Loading (m3/h-m)	4.471		4.471		
46	Maximum Weir Loading (m3/h-m)	134.1		134.1		
47	Minimum Downcomer Area / Total Tray Area	0.1000		0.1000		
48	Override Downcomer Froth Density	No		No		
49	Froth Density	---		---		
50	Weep Method	Hsieh		Hsieh		
51	Default Jet Flood Calculation Method	FAIR72		FAIR72		
52	Maximum Downcomer Loading Method	Glitsch		Glitsch		
53	% Approach to Maximum Capacity	---		---		
54	Design Capacity Factor	---		---		
55	Capacity Factor at Flooding	---		---		
56	System Foaming Factor	1.000		1.000		
57	Aeration Factor Multiplier	1.000		1.000		
58	Minimum Liquid Flow Rate	---		---		
59	Pressure Drop at Flood per Unit Packed Height	---		---		
60	Allowable Pressure Drop per Unit Packed Height	---		---		
61	Minimum Pressure Drop per Unit Packed Height	---		---		
62	Number of Curves	---		---		
63	Warning Status (% to Limit)	10.00 % *		10.00 % *		
64	Pressure Drop Calculation Method	---		---		
65	Mode	Interactive Sizing		Interactive Sizing		
66	Status	Needs Calculating		Needs Calculating		
67						
68						
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 11		Page 9 of 58	

Licensed to: UNIVERSIDAD ROVIRA I VIR

\* Specified by user.

Figura A. 15 Resum Geomètric 1 Columna Aspen Hysys

1	 UNIVERSIDAD ROVIRA I VIR Bedford, MA USA		Case Name:	HPbjatv2.hsc
2			Unit Set:	SI
3			Date/Time:	Fri Apr 29 18:12:26 2022
4				
5				
6	<b>Reboiled Absorber: C-01 @Main (continued)</b>			
7	<b>ACTIVE INTERNAL OPTION: Internals-1@Main Tower@COL1</b>			
8	<b>GEOMETRY DETAILS</b>			
9				
10				
11				
12				
13	<b>Common Geometry</b>		CS-1	CS-2
14	Section Start		1__Main Tower	61__Main Tower
15	Section End		60__Main Tower	95__Main Tower
16	Internals		Sieve	Sieve
17	Section Diameter (m)		0.0000 *	0.0000 *
18	Foaming Factor		---	---
19	Over-Design Factor		1.000	1.000
20	<b>Common Tray Geometry</b>		CS-1	CS-2
21	Number of Passes		2	2
22	Tray Spacing (m)		0.7620 *	0.7874 *
23	Picket Fence Weirs		No	No
24	Swept Back Weirs		No	No
25	Active Area Under Downcomer		No	No
26	Deck Thickness		10 Gauge	10 Gauge
27	Deck Thickness Value (mm)		3.404	3.404
28	Balance Downcomers Based On		Downcomer Loading	Downcomer Loading
29	Weir Modifications		None	None
30	Net Area (m2)		13.20	13.20
31	Cross-Sectional Area (m2)		14.67	14.67
32	Active Area (m2)		11.74	11.74
33	<b>Downcomer Geometry</b>		CS-1	CS-2
34	Side	Weir Height (mm)	63.50	65.62
35		Weir Length (m)	---	---
36		Downcomer Clearance (mm)	50.80	52.92
37		Downcomer Width - Top (mm)	420.6	420.6
38		Downcomer Width - Bottom (mm)	420.6	420.6
39		Downcomer Loading Top (m3/h-m2)	317.2 *	350.7 *
40		Weir Loading (m3/h-m)	95.63	106.3
41		Downcomer Area - Top (m2)	0.7335	0.7335
42		Downcomer Area - Bottom (m2)	0.7335	0.7335
43		Picketing Fraction	---	---
44	Center	Weir Height (mm)	63.50	65.62
45		Weir Length (m)	4.309	4.309
46		Downcomer Clearance (mm)	50.80	52.92
47		Downcomer Width - Top (mm)	339.8	339.8
48		Downcomer Width - Bottom (mm)	339.8	339.8
49		Downcomer Loading Top (m3/h-m2)	317.2 *	350.7 *
50		Weir Loading (m3/h-m)	56.86	63.22
51		Downcomer Area - Top (m2)	1.467	1.467
52		Downcomer Area - Bottom (m2)	1.467	1.467
53		Picketing Fraction	---	---
54	Off Center	Weir Height (mm)	---	---
55		Inside Weir Length (m)	---	---
56		Outside Weir Length (m)	---	---
57		Downcomer Clearance (mm)	---	---
58		Downcomer Width - Top (mm)	---	---
59		Downcomer Width - Bottom (mm)	---	---
60		Downcomer Loading Top (m3/h-m2)	---	---
61		Maximum Outside Weir Loading (m3/h-m)	---	---
62		Maximum Inside Weir Loading (m3/h-m)	---	---
63		Downcomer Area - Top (m2)	---	---
64		Downcomer Area - Bottom (m2)	---	---
65		Inside Picketing Fraction	---	---
66		Outside Picketing Fraction	---	---
67		Off-Center Downcomer Location (m)	---	---
68	<b>Swept Back Weir Geometry</b>		CS-1	CS-2
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 11		Page 10 of 58

Licensed to: UNIVERSIDAD ROVIRA I VIR

\* Specified by user.

Figura A. 16 Resum Geomètric 2 Columna Aspen Hysys

Com que la majoria de els paràmetres subministrats provenen de *Koch-Glitsch* es considera adient utilitzar el mateix simulador comercial proposat per la mateixa companyia.

# KOCH-GLITSCH®

KG-TOWER® Software v 5.4

Registered To: Adrian Gomez Preciado, TFGEQ\_2212

Customer's copy.

Strictly confidential. Property of Koch-Glitsch.

## PACKED TOWER RATING DATA

Project Name	TFG	Date	30-Apr-2022	Page	1
Tower Name	C3	File	TFGv2.kgt	By	
Case Name	v1	Revision			
<b>ZONE</b>		1	60	62	95
<b>DESCRIPTION</b>					
<b>BED NUMBER</b>					
<b>% OF LOADING</b>		100	100	100	100
<b>LOADINGS</b>					
<b>Vapor Rate</b>	kg/hr	330258	264037	262509	268738
<b>Vapor Density</b>	kg/m3	16.707	17.655	17.716	18.362
<b>Vapor Volume</b>	m3/s	5.49	4.15	4.12	4.07
<b>Vapor Viscosity</b>	cP	0.0090	0.0090	0.0090	0.0080
<b>Liquid Rate</b>	kg/hr	246202	253009	265776	272006
<b>Liquid Density</b>	kg/m3	529.01	516.36	514.93	500.23
<b>Liquid Volume</b>	m3/hr	465.40	489.99	516.14	543.76
<b>Surface Tension</b>	mN/m	8.41	8.01	7.97	7.43
<b>Liquid Viscosity</b>	cP	0.081	0.092	0.093	0.105
<b>System Factor</b>		1.00	1.00	1.00	1.00
<b>Packing Type</b>		FLEXIPAC® 2Y structured packing METAL	FLEXIPAC® 2Y structured packing METAL	FLEXIPAC® 2Y structured packing METAL	FLEXIPAC® 2Y structured packing METAL
<b>Tower Diameter</b>	mm	4400	4400	4400	4400
<b>Tower Area</b>	m2	15.21	15.21	15.21	15.21
<b>Packing Height</b>	mm	25223	25223	25223	25223
<b>Fs</b>	m/s*(kg/m3)^0.5	1.48	1.15	1.14	1.15
<b>Cv</b>	m/s	0.07	0.05	0.05	0.05
<b>Liquid Loading</b>	m3/hr/m2	30.61	32.22	33.94	35.76
<b>Calculated Capacity Constant L/V</b>	%	71	61	61	64
<b>Pressure Drop</b>	mbar/m	1.15	0.66	0.67	0.72
<b>Total Packing Pressure Drop</b>	mm Hg		60.54		

Note: The total packing pressure drop is the sum of the calculated pressure drop for each loading.

Figura A. 17 Resum geomètric amb rebliment de *Koch-Glitsch*.



KG-TOWER® Software v 5.4

Registered To: Adrian Gomez Preciado, TFGEQ\_2212

Customer's copy.  
Strictly confidential. Property of Koch-Glitsch.

**SIEVE TRAY RATING DATA**

Project Name	TFG	Date :	29-Apr-2022	Page :	1
Tower Name	C3	File :	TFGv2.kgt	Revision :	
Case Name	v1	By :			

ZONE	1	60	62	95
DESCRIPTION				
TRAY NUMBER				
% OF LOADING	100	100	100	100

LOADINGS					
Vapor Rate	kg/hr	330258	264037	262509	268738
Vapor Density	kg/m3	16.707	17.655	17.716	18.362
Vapor Volume	m3/s	5.49	4.15	4.12	4.07
Vapor Viscosity	cP	0.0090	0.0090	0.0090	0.0080
Liquid Rate	kg/hr	246202	253009	265776	272006
Liquid Density	kg/m3	529.01	516.36	514.93	500.23
Liquid Volume	m3/hr	465.40	489.99	516.14	543.76
Surface Tension	mN/m	8.41	8.01	7.97	7.43
Liquid Viscosity	cP	0.081	0.092	0.093	0.105

Tray Spacing	mm	762.00	762.00	762.00	762.00
System Factor		1.00	1.00	1.00	1.00
Jet Flood	%	68	59	60	63
Downcomer Flood	%	56	59	63	67
Downcomer Backup	mm liq	178.5	187.6	197.3	208.2
Downcomer Exit Velocity	m/s	0.585	0.616	0.648	0.683
Dry Tray Pressure Drop	mm liq	28.0	17.3	17.1	17.8
Total Tray Pressure Drop	mm liq	77.6	79.3	81.1	83.0
Total Tray Pressure Drop	mm Hg	3.0	3.0	3.1	3.1
Cf Active Area	m/s	0.08	0.07	0.07	0.07
Weir Load	m3/h/m	90.0	94.7	99.8	105.1
Weir Crest	mm liq	56.8	58.8	60.9	63.0

Tower Diameter	mm	4400	Number of Passes	2
Tower Area	m2	15.21	Flow Path Length	mm 1570
Sieve Hole Diameter	mm	5.000	Weir Length	mm 5172
Percent Hole Area	%	10.00	Active Area	m2 11.88

		Side		Center	
		TOP	BOTTOM	TOP	BOTTOM
Downcomer Width	mm	420.00	420.00	420.00	420.00
Downcomer Area	m2	0.74	0.74	1.85	1.85
Weir Height	mm	50.00		50.00	
Downcomer Clearance	mm	45.00		45.00	

		Panel A	Panel B
Active Area	m2	5.94	5.94
Flow Path Length	mm	1570.00	1570.00

Figura A. 18 Resum geomètric perforat de Koch-Glitsch

**KOCH-GLITSCH®**

KG-TOWER® Software v 5.4

Customer's copy.

Strictly confidential. Property of Koch-Glitsch.

Registered To: Adrian Gomez Preciado, TFGEQ\_2212

MIST ELIMINATOR RATING DATA

Project Name	TFG	Date	29-Apr-2022			Page	1
Vessel Name	C3	File	TFGv2.kgt			Revision	
Case Name	v1	By				Revision	
<b>ZONE</b>		1	60	62	95		
<b>DESCRIPTION NUMBER</b>							
<b>% OF LOADING</b>		100	100	100	100		
<b>LOADINGS</b>							
Vapor Rate	kg/hr	330258	264037	262509	268738		
Vapor Density	kg/m3	16.707	17.655	17.716	18.362		
Vapor Volume	m3/s	5.49	4.15	4.12	4.07		
Vapor Viscosity	cP	0.0090	0.0090	0.0090	0.0080		
Liquid Rate	kg/hr	246202	253009	265776	272006		
Liquid Density	kg/m3	529.01	516.36	514.93	500.23		
Liquid Volume	m3/hr	465.40	489.99	516.14	543.76		
Surface Tension	mN/m	8.41	8.01	7.97	7.43		
Liquid Viscosity	cP	0.081	0.092	0.093	0.105		
<b>MIST ELIMINATOR STYLE</b>							
<b>DEMISTER®</b>		431	431	431	431		
Mesh Thickness	mm	152.40	152.40	152.40	152.40		
Mist Eliminator Diameter	mm	4400	4400	4400	4400		
Mist Eliminator Area	m2	15.2053	15.2053	15.2053	15.2053		
Liquid Entrainment	kg/hr	3.061	3.222	3.394	3.576		
Liquid Loading	m3/hr/m2	30.608	32.225	33.945	35.762		
Fs	m/s*(kg/m3)^0.5	1.48	1.15	1.14	1.15		
K	m/s	0.0652	0.0514	0.0511	0.0522		
K(Max)	m/s	0.1067	0.1067	0.1067	0.1067		
Velocity	m/s	0.361	0.273	0.271	0.267		
Percent Flood	%	51.48	40.93	40.95	42.25		
Pressure Drop	mm Hg	0.097	0.056	0.055	0.056		
Droplet Size @ 99% Removal	mic	16	19	19	18		

Figura A. 19 Resum geomètric del *Demister*

### A.1.3. Càlcul econòmic preliminar dels tipus de columna [12]

Una vegada s'obté el nombre d'etapes teòriques per obtenir l'especificació desitjada, la distància entre plats per operar en un rang acceptable i l'eficiència de la columna podem estimar el cost de la columna de plats.

$$\frac{N_t}{\eta} = N_r \quad (\text{A. 46})$$

De l'apartat A.1.2.1.1 podem aconseguir l'àrea transversal de la columna i, per tant, l'àrea del plat. Amb la necessitat d'utilitzar un plat per etapa i intercanvi de matèria podem saber l'àrea necessària i segons els preus assolits de la bibliografia [12] el cost mínim per garantir les especificacions del producte.

$$A_T = N_r \cdot A_c \quad (\text{A. 47})$$

$$\text{Cost plats} = A_T \cdot \text{Plat } \$/m^2 \quad (\text{A. 48})$$

D'igual manera amb el nombre d'etapes teòriques i seleccionant el tipus de rebliment que el subministrador ofereix junt amb el seu HETP .

$$H = N_t \cdot \text{HETP} \quad (\text{A. 49})$$

Amb el mateix valor d'àrea transversal i considerant la columna com un cilindre obtenim el volum de rebliment necessari .

$$V \text{ rebliment} = H \cdot A_c \quad (\text{A. 50})$$

Sent en aquest cas el cost per al rebliment igual :

$$\text{Cost rebliment} = V \cdot \text{Rebliment } \$/m^3 \quad (\text{A. 51})$$

A més del cost del mateix rebliment s'han de tenir unes consideracions addicionals, per al bon funcionament de l'encreuament dintre del rebliment i assegurar el contacte és necessari fer ús de distribuïdors i recol·lectors per mantenir una bona velocitat a més dels suports.

Segons la bibliografia [12] no es recomana més de 20 etapes teòriques per secció de rebliment sent així cada secció amb el seu propi distribuïdor, recol·lector i suport.

$$\frac{N_t}{20} = N_s \quad (\text{A. 52})$$

Sent un total de 5 seccions per aquest tipus de columna i afegint els costos associats a la columna de rebliment .

$$\text{Cost associat} = N_s \cdot A_c \cdot \text{Distribuïdor } \$/m^2 \quad (\text{A. 53})$$

$$\text{Cost associat} = N_s \cdot A_c \cdot \text{Recol·lector } \$/m^2 \quad (\text{A. 54})$$

$$\text{Cost associat} = N_s \cdot A_c \cdot \text{Suport } \$/m^2 \quad (\text{A. 55})$$

Taula A. 10 Costos associats al tipus de columna [12].

Servei	Cost
Plat perforat	600 \$/m <sup>2</sup>
Rebliment Estructurat	2000 \$/m <sup>3</sup>
Distribuïdor Líquid	4000 \$/m <sup>2</sup>
Col·lector Líquid	2000 \$/m <sup>2</sup>
Suports	800 \$/m <sup>2</sup>

La suma de costos es presenta en l'anterior Taula 4.6

### A.1.3.1 Disseny mecànic DC-301

Tant pel càlcul del gruix de la paret de la carcassa com del gruix dels fons de la columna, s'ha seguit el codi ASME, secció VIII Div.I.

Per les condicions d'operació s'ha considerat com a material òptim l'acer A515-60.

Pel que fa a la carcassa, s'obté tant el gruix corresponent a la pressió interna que han de suportar les costures longitudinals com el corresponent gruix per les costures circumferencials.

Per calcular el gruix corresponent a les costures longitudinals s'utilitza la següent equació:

$$t_l = \frac{P_d \cdot R_0}{2 \cdot SE + 1.4 \cdot P_d} \quad (\text{A. 56})$$

Per calcular el gruix corresponent a les costures circumferencials s'utilitza la següent equació:

$$t_c = \frac{P_d \cdot R_0}{SE + 0.4 \cdot P_d} \quad (\text{A. 57})$$

Per aconseguir el gruix de la carcassa de la columna s'utilitza el valor més gran obtingut d'entre les dues equacions anteriors, i se li suma el gruix de corrosió permès. En aquest cas de 2 mm.

D'altra banda, pel càlcul del gruix dels fons es considera que aquests són semiesfèrics 2:1.

Per calcular-lo s'utilitza la següent equació:

$$t_{fp} = \frac{P_d \cdot D_0}{2 \cdot SE + 1.8 \cdot P_d} \quad (\text{A. 58})$$

En aquest cas també se li ha de sumar el gruix de corrosió permès, assolint un gruix total dels fons de 8.83 mm.

D'altra banda, per conèixer la influència de la pressió exercida pel vent sobre el gruix necessari per al fons de columna, s'ha calculat el gruix suposant una velocitat del vent de 120 km/h.

Considerant una alçada total de la columna de 102 m i seguint la norma AISI A58.1-1982, s'ha calculat el gruix necessari de la següent manera:

- S'obté la pressió de disseny del vent (Ib/ft<sup>2</sup>) amb la següent equació:

$$P_w = q_s \cdot C_e \cdot C_q \quad (\text{A. 59})$$

La pressió d'estancament,  $q_s$ , s'obté a partir de la Taula A. 11 a una velocitat del vent de 74.56 mph (120 km/h).

Taula A. 11 Influència del vent

Velocitat bàsica del vent (mph)	70	80	90	100	110	120
Pressió, $q_s$ (Ib/ft <sup>2</sup> )	13	17	21	26	31	37

El coeficient de pressió,  $C_q$  (factor forma), té un valor de 0.9 per a recipients cilíndrics.

El coeficient de vent,  $C_e$ , ve determinat per l'altura de la columna i el tipus d'exposició a rafegues de vent, en aquest cas tipus C, ja que és un terreny pla i obert. S'aconsegueix a partir de la Taula A. 12.

Taula A. 12 Coeficient del vent

Alçada (ft)	Coeficient $C_e$
0-20	1.2
20-40	1.3
40-60	1.5
80-100	1.6
100-150	1.8

Emprant l'equació (A. 59), s'obté una pressió de disseny del vent, entre 0-20 ft que és la zona corresponent al fons, de 28.1 lb/ft<sup>2</sup>

Es calcula el gruix requerit per flexió longitudinal a causa de la pressió del vent utilitzant l'equació (A. 60).

$$t_{fv} = \frac{12 \cdot Mt}{r^2 \cdot \pi \cdot S \cdot E} \quad (\text{A. 60})$$

D'on es coneixen totes les variables menys Mt, que es calcula amb l'equació (A. 61)

$$Mt = M - h_f \cdot (V - 0.5P_w \cdot D_o \cdot h_f) \quad (\text{A. 61})$$

Esforç tallant, V (lb):

$$V = P_w \cdot D_o \cdot H_{columna} \quad (\text{A. 62})$$

Moment de la base, M (ft/lb):

$$M_b = V \cdot h_f \quad (\text{A. 63})$$

A continuació es mostren els resultats obtinguts per una altura de fons de columna de 2.2 m:

Taula A. 13 Paràmetres obtinguts del disseny mecànic del fons per pressió del vent

ht (ft)	V (lb)	M <sub>b</sub> (ft/lb)	Mt (in/lb)	P <sub>w</sub> (lb/ft <sup>2</sup> )
7.22	7.72E+04	5.57E+05	6.01E+03	15.98

- Fent servir tots els valors i equacions anteriors s'aconsegueix un gruix de fons degut per la pressió del vent de 0.002 in (0.623 mm).

Cal destacar que s'ha assolit un gruix considerablement petit, ja que s'ha calculat la influència de la pressió del vent a fons de columna. En cas de realitzar el càlcul per alçades superior, en tenir una columna considerablement elevada, aquest valor hauria sigut més gran.

Finalment, per obtenir el gruix del fons total se li suma el valor del gruix de fons sotmès a pressió interna, més el gruix de fons causat per la pressió del vent, tal com es mostra a continuació:

$$t_{fons} = t_{fp} + t_{fv} = 8.83 + 0.623 = 9.45 \text{ mm} \quad (\text{A. 64})$$

A continuació s'ha procedit al càlcul del volum i el pes de les diferents parts de la columna.

Pel volum de la carcassa s'han utilitzat les següents equacions:

$$V_{cil} = \pi \cdot R_o^2 \cdot L - \pi \cdot R_i^2 \cdot L \quad (\text{A. 65})$$

$$R_i = R_o - t \quad (\text{A. 66})$$

Un cop obtingut el volum que ocupa la carcassa, es pot procedir al càlcul del seu pes amb la següent equació:

$$P_{cil} = V_{cil} \cdot \rho \quad (\text{A. 67})$$

On  $\rho$  correspon a la densitat de l'acer A515-60 i que té un valor de 7860 kg/m<sup>3</sup>.

Per calcular el volum dels fons de la columna, s'ha considerat que aquests tenen una forma semiesfèrica 2:1.

$$V_{fons} = \pi \cdot R_0^3 \cdot h_f - \pi \cdot R_i^3 \cdot h_f \quad (\text{A. 68})$$

Un cop obtingut el volum que ocupa el fons, es pot procedir al càlcul del seu pes amb la següent equació:

$$P_{fons} = V_{fons} \cdot \rho \quad (\text{A. 69})$$

On  $\rho$  té el mateix valor que en la carcassa.

**A.1.4. Bescanviadors de calor****A.1.4.1 Reboiler E-401 [13]**

A continuació es presenta els càlculs per al disseny del bescanviador E-401, en aquest procediment es basa en un mètode iteratiu i les propietats físiques s'extreuen del simulador *Aspen* i es presenten en Taula A. 14

Taula A. 14 Paràmetres de els corrents involucrades en E-401

Propietats	Corrent Freda	Corrent Calent
Zona de pas	Carcassa	Tubs
Te,f Temperatura d'entrada (°C)	19.86	53.33
Ts,f Temperatura de sortida (°C)	19.88	41.00
Equips		1
hv Entalpia de vaporització (J/kg)	3.48E+05	-3.30E+05
M Cabal màssic (kg/s)	7.55E+01	-
ρL Densitat Líquid (kg/m <sup>3</sup> )	5.02E+02	4.81E+02
ρV Densitat Vapor (kg/m <sup>3</sup> )	1.79E+01	3.55E+01
CpL Capacitat Calorífica Líquid (J/kg K)	2.93E+03	3.11E+03
CpV Capacitat Calorífica Vapor (J/kg K)	1.88E+03	1.77E+03
kL Conductivitat Tèrmica Líquid (W/m K)	1.01E-01	9.32E-02
kV Conductivitat Tèrmica Vapor (W/m K)	1.39E-02	2.32E-02
μL Viscositat Líquid (kg/s m)	1.22E-04	8.92E-05
μV Viscositat Vapor (kg/s m)	8.40E-06	1.00E-05
Pressió crítica (kPa)	3.80E+03	4.60E+03
Pressió operació (kPa)	8.50E+02	1.70E+03
σ Tensió superficial (N/m)	7.40E-03	5.20E-03
Factor de fouling (m <sup>2</sup> K/W)	1.00E-04	1.00E-04

**A.1.4.1.1 Càlcul de la calor del bescanviador E-401**

L'objectiu principal consta de vaporitzar totalment el corrent fred

$$Q = M_f \cdot hv \quad (\text{A. 70})$$

La calor s'intercanvia a través d'un cabal de vapor de cap de columna el qual s'augmenta la pressió per traspassar un corrent més fred a l'inici per una que condensi per sobre la temperatura d'ebullició del fons de columna, a més la compressió augmenta de manera significativa la temperatura inicial del corrent de vapor.

$$M_c = \frac{Q}{C_{pV} \cdot \Delta T + hc} \quad (\text{A. 71})$$

Taula A. 15 Resultats de l'intercanvi de calor E-401

Propietats	Corrent Freda	Corrent Calent
Calor (MW)		26.30
M Cabal màssic (kg/s)	7.55E+01	7.96E+01

#### A.1.4.1.2 Càlcul preliminar de l'àrea d'intercanvi E-401

En tractar d'un mètode iteratiu se suposa un valor de coeficient de transferència de calor (U) per poder començar els càlculs. S'ha pres un valor de referència de 1350 W/m<sup>2</sup> K i es continua el càlcul de la diferència de temperatura tractant-se de tubs en U en passos parells en contracorrent el càlcul continua com el càlcul de la temperatura logarítmica mitjana segons:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{e,c} - T_{s,f}) - (T_{s,c} - T_{e,f})}{\ln\left(\frac{T_{e,c} - T_{s,f}}{T_{s,c} - T_{e,f}}\right)} \quad (\text{A. 72})$$

Aquesta diferència s'ha d'ajustar segons les característiques del bescanviador en un factor de correcció, però tenint en compte la bibliografia i l'efecte del canvi de fase el factor de correcció es considera 1.

$$\Delta T = \Delta T_{lm} \cdot F_T \quad (\text{A. 73})$$

Per al càlcul de l'àrea necessari per a l'intercanvi de calor es presenta a continuació

$$A_b = \frac{Q}{U \cdot \Delta T} \quad (\text{A. 74})$$

Taula A. 16 Resultats del càlcul d'àrea preliminar E-401

Propietats	Dades
$\Delta T_{lm}$ Temperatura logarítmica mitjana (°C)	26.83
$F_T$ Factor de correcció	1.00
$\Delta T$ Diferència de temperatura(°C)	26.83
Calor (MW)	26.30
U Coeficient de transferència (W/m <sup>2</sup> K)	1350.00
$A_b$ Àrea d'intercanvi (m <sup>2</sup> )	726.23

#### Càlcul estàndard de l'àrea d'intercanvi E-401

Per la selecció de tubs i carcassa s'utilitza dimensions estàndard típiques al mercat per facilitar l'obtenció a partir de [14]

Selecció del diàmetre adequat per una òptima velocitat a través dels tubs es calcula el nombre necessari per satisfer l'àrea requerida.

$$a' = \pi \cdot D_o \quad (\text{A. 75})$$

$$L_T = L \cdot N_p \quad (\text{A. 76})$$

$$N_f = \frac{A}{L_T \cdot a'} \quad (\text{A. 77})$$

Una vegada obtinguts el nombre de tubs necessaris s'ajusta segons les carcasses comercial estàndard [14] de manera que redistribueixes el banc de tubs d'una manera homogènia tal com indica el subministrador, obtenint un nou nombre de tubs sempre superior a la necessària inicialment.

Amb el nou nombre de tubs es recalcula l'àrea final comercial a utilitzar.

$$A_b' = N_f \cdot L_T \cdot a' \quad (\text{A. 78})$$

Taula A. 17 Resultats del recàlcul d'àrea E-401

Propietats	Dades
Do Diàmetre exterior del tub (in)	0.750
e Gruix del tub (in)	0.083
Di Diàmetre interior del tub(in)	0.584
Distància entre tubs (m)	0.018
L Longitud del tub (m)	6.096
Nombre de passos	2.000
Patró	Triangular
L <sub>T</sub> Longitud Total (m)	12.192
a' Àrea tubular (m <sup>2</sup> /m)	0.060
Nombre de tubs preliminars	995.00
Diàmetre carcassa (in)	33
Nombre de tubs finals	978.00
Àrea d'intercanvi final (m <sup>2</sup> )	875.6

#### A.1.4.1.3 Càlcul del coeficient de convecció dels tubs [7] E-401

Quan la condensació es produeix en un tub horitzontal, el coeficient de transferència de calor en qualsevol punt al llarg del tub dependrà del patró de flux en aquest punt. Els diferents patrons que poden existir en flux bifàsic es mostren a la Figura A. 20.

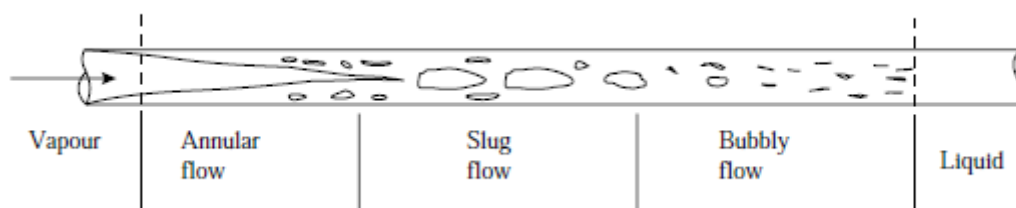


Figura A. 20 Patrons durant la condensació

En condensació, el cabal variarà d'un vapor monofàsic a l'entrada a un líquid monofàsic a la sortida; amb tots els patrons de flux possibles entre aquests punts.

S'utilitzen dos models de flux per estimar el coeficient mitjà de condensació en horitzontal tubs: flux estratificat i flux anular que es mostren a continuació:



Figura A. 21 Models de convecció a)Estratificat ,b) Anular

Per saber quin model s'ajusta millor al comportament dintre del tub es calcula els dos models i s'escull el que representi el valor més gran [7]

Primerament es calcula els nombres adimensionals necessaris com :

$$a'' = \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \quad (\text{A. 79})$$

$$a_{pT} = \frac{N_f \cdot a''}{N_p} \quad (\text{A. 80})$$

$$V_{tub} = \frac{Mc}{\rho_c \cdot a_{pT}} \quad (\text{A. 81})$$

$$Re = \frac{V_{tub} \cdot D_i \cdot \rho_c}{\mu_c} \quad (\text{A. 82})$$

$$Pr = \frac{V_{tub} \cdot D_i \cdot \rho_c}{\mu_c} \quad (\text{A. 83})$$

$$\Gamma h = \frac{m}{L \cdot N_T} \quad (\text{A. 84})$$

Amb aquests valors ja es pot calcular el coeficient segons el model estratificat

$$(hc)_s = 0.76 \cdot k_L \left( \frac{\rho_L \cdot (\rho_L - \rho_V) \cdot g}{\mu_L \cdot \Gamma h} \right)^{1/3} \quad (\text{A. 85})$$

A més es calcula el coeficient segons el model anular

$$h'_i = 0.021 \cdot \left( \frac{k_L}{D_i} \right) \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{0.43} \quad (\text{A. 86})$$

El model anular s'ajusta segons la variació en la densitat en el canvi de fase

$$(hc)_{BK} = h'_i \cdot \left( \frac{1 + \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_V}}}{2} \right) \quad (\text{A. 87})$$

S'utilitza el valor més elevat dels dos models i s'ajusta al coeficient exterior del tub

$$h_{io} = h_i \cdot \left( \frac{D_i}{D_o} \right) \quad (\text{A. 88})$$

Els resultats obtinguts durant el càlcul del coeficient de convecció del costat tubs es mostren a continuació

Taula A. 18 Resultats del coeficient de convecció del costat tubs E-401

Propietats	Dades
$a''$ àrea de pas interior del tub (m <sup>2</sup> )	1.73E-04
$a_{pT}$ àrea total traspasada (m <sup>2</sup> )	8.45E-02
$V_{tub}$ Velocitat per tub (m/s)	1.96E+00
Re Nombre de Reynolds	1.57E+05
Pr Nombre de Prandlt	2.97E+00
$\Gamma_h$ Flux màssic (kg/s m)	1.34E-02
(hc) <sub>s</sub> Coeficient estratificat (W/m <sup>2</sup> K)	8.56E+02
$h'i$ Coeficient anular (W/m <sup>2</sup> K)	3.02E+03
(hc) <sub>BK</sub> Coeficient anular ajustat (W/m <sup>2</sup> K)	7.06E+03
$h_i$ final Valor definitiu (W/m <sup>2</sup> K)	7.06E+03
$h_{io}$ Coeficient a la superfície (W/m <sup>2</sup> K)	5.50E+03

#### A.1.4.1.4 Càlcul de la pèrdua de càrrega per al costat de tub E-401

Per tal d'estudiar la pèrdua de càrrega total, s'ha de tenir en compte la pèrdua de càrrega dels tubs i la dels canvis de passos. Però la pèrdua de càrrega està directament relacionada amb la velocitat, durant un canvi de fase varia significativament de manera que en una condensació la desacceleració de la fase vapor modificarà en al llarg del tub la pèrdua de càrrega.

Per aquest motiu i tal com indica la bibliografia es considera la pèrdua de càrrega com una sola fase sense canvi de fase i s'aplica un factor corrector que segons el mateix *Kern* es considera d'un 50% menys.

Primerament, es calcula la pèrdua per fricció dintre dels tubs

$$f = (0.79 \cdot \ln(Re - 1.64))^{-2} \quad (\text{A. 89})$$

$$\Delta P_T' = f \frac{L_T \cdot N_p}{D_i \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}} \cdot \left(\frac{\rho \cdot V_{tub}^2}{2}\right) \quad (\text{A. 90})$$

A continuació es calcula la perduda de càrrega durant els canvis de pas

$$\Delta P_T'' = 4 \cdot N_p \cdot \left(\frac{\rho \cdot V^2}{2}\right) \quad (\text{A. 91})$$

Per tant, la pèrdua de càrrega final és el sumatori de les anteriors i s'aplica el factor de Kern

$$\Delta P_{Total} = 0.5 \cdot (\Delta P_T' + \Delta P_T'') \quad (\text{A. 92})$$

Els resultats obtinguts durant el càlcul de la pèrdua de càrrega es mostren a continuació

Taula A. 19 Resultats de la pèrdua de càrrega del costat tubs E-401

Propietats	Dades
f factor de fricció	0.02
$\Delta P_{r'}$ Pèrdua de càrrega per fricció (Pa)	24891.21
$\Delta P_{r''}$ Pèrdua de càrrega canvi de pas (Pa)	7389.26
$\Delta P_{\text{Total}}$ Pèrdua de càrrega total (Pa)	32280.47
Factor de <i>Kern</i>	0.50
$\Delta P_{\text{Final}}$ Pèrdua de càrrega total (barg)	0.16

#### A.1.4.1.5 Càlcul del coeficient de convecció per al costat de carcassa E-401

Les correlacions per al càlcul del coeficient de convecció amb ebullició a l'exterior dels tubs parteix de les correlacions obtingudes per a un tub.

Hi ha diverses correlacions publicades. Entre elles una de les que té un interval d'aplicació més ampli és la de *Motinski*:

$$h_{nb1} = 0.00417 \cdot P_c^{0.69} \cdot q''^{0.7} \cdot F_p \quad (\text{A. 93})$$

$$F_p = 1.8 \cdot \left(\frac{P}{P_c}\right)^{0.17} \quad (\text{A. 94})$$

On:

P = és la pressió d'operació del *reboiler* (kPa)

$$q'' = \frac{Q}{A_b} \quad (\text{A. 95})$$

En un banc de tubs, el coeficient de convecció és més gran que el d'un sol tub perquè la velocitat a què es mou el líquid i el vapor provoca que el gruix de la pel·lícula de líquid sobre el tub sigui menor.

Per un banc de tubs s'utilitza :

$$h_b = h_{nb1} \cdot F_b \cdot F_c + h_{nc} \quad (\text{A. 96})$$

El factor  $F_b$  es pot càlcul amb la següent equació

$$F_b = 1 + 0.1 \cdot \left( \frac{0.785 \cdot D_b}{C_1 \left(\frac{P_T}{D_o}\right)^2 D_o} - 1 \right)^{0.75} \quad (\text{A. 97})$$

El càlcul del diàmetre del banc de tubs consta de la següent equació i les constants de Figura A. 22

$$D_b = D_o \cdot \left(\frac{N_f}{K_1}\right)^{1/n_1} \quad (\text{A. 98})$$

Triangular pitch, $p_t = 1.25d_o$					
No. passes	1	2	4	6	8
$K_1$	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
$n_1$	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675
Square pitch, $p_t = 1.25d_o$					
No. passes	1	2	4	6	8
$K_1$	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.0331
$n_1$	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643

Figura A. 22 Constants per al banc de tubs

El factor  $F_c$  es pot calcular amb la següent equació

$$F_b = \frac{1}{1 + 0.023 \cdot q''^{0.15} \cdot BR^{0.75}} \quad (\text{A. 99})$$

Taula A. 20 Resultats del coeficient de convecció del costat carcassa E-401

Propietats	Dades
$q''$ Flux de calor (W/m <sup>2</sup> )	36853.32
$F_p$ Factor de correcció per pressió	1.40
$h_{nb1}$ Coeficient de transferència de calor en ebullició nucleada per un tub (W/m <sup>2</sup> K)	2700.42
$C_1$ Constant de disposició	0.87
$D_b$ Diàmetre banc de tubs (m)	0.81
$K_1$ Constant	0.25
$n_1$ Constant	2.21
$F_b$ Factor de correcció per al banc de tubs	2.67
$h_{nc}$ Coeficient de convecció natural (W/m <sup>2</sup> K)	250.00
$BR$ Interval d'ebullició (°C)	25.40
$F_c$ Factor de correcció per corrent no pures	0.44
$h_b$ Coeficient de convecció per un banc de tubs (W/m <sup>2</sup> K)	3446.09

#### A.1.4.1.6 Càlcul de la pèrdua de càrrega per al costat de carcassa E-401

Alhora d'estudiar la pèrdua de càrrega en la carcassa del bescanviador tipus *kettle* tal com s'ha comentat anteriorment els camins que travessa el líquid entre el banc de tubs és vital. De tal manera la velocitat paral·lela al banc de tubs es pot considerar nul·la a l'ampliar-se la secció, per tant, tal com indica la bibliografia [16] la pèrdua de càrrega en la carcassa pot ser negligible.

#### A.1.4.1.7 Flux de calor crític E-401

En el disseny d'un *reboiler* s'ha de determinar el flux de calor crítica per evitar de treballar a la zona d'ebullició a pel·lícula.

El flux de calor crítica es determina a partir del valor obtingut per a un sol tub i després es corregeix per la geometria, per a la determinació del flux de calor crítica en un tub hi ha diverses correlacions, entre elles la correlació de *Motinski*.

$$\Phi_b = 3.1 \cdot \frac{\pi \cdot D_b \cdot L}{A} \quad (\text{A. 100})$$

$$q''_{1,max} = 367 \cdot P_c \cdot \left(\frac{P}{P_c}\right)^{0.35} \cdot \left(1 - \frac{P}{P_c}\right)^{0.7} \quad (\text{A. 101})$$

De manera que calculem el flux crític que tindrà el banc de tubs

$$q''_{b,max} = q''_{1,max} \cdot \Phi_b \quad (\text{A. 102})$$

Es compara el valor aconseguït amb el flux de calor del bescanviador i s'obté que la proporció d'operació del bescanviador se situa sota el 80% del crític.

Taula A. 21 Resultats del flux de la calor crítica E-401

Propietats	Dades
q'' Flux de calor (W/m <sup>2</sup> )	36853.32
Φ <sub>b</sub> Correcció per al banc de tubs (W/m <sup>2</sup> )	0.07
q'' <sub>1max</sub> Flux crític per un tub (W/m <sup>2</sup> )	691590.34
q'' <sub>bmax</sub> Flux crític per un banc de tubs (W/m <sup>2</sup> )	46597.21

#### A.1.4.1.8 Arrossegament per líquid E-401

Als *reboilers kettle* el vapor surt separat del líquid. De vegades cal assegurar que el vapor surti sense arrossegaments de líquid com pot ser el cas que aquests vapors alimentin un compressor. En aquest cas cal assegurar suficient volum per sobre dels tubs per assolir la separació del líquid i del vapor. Una correlació que habitualment s'utilitza és:

$$VL = 0.064 \cdot \rho_v \cdot \left(\frac{\sigma}{\rho_L - \rho_v}\right)^{0.5} \quad (\text{A. 103})$$

Taula A. 22 Resultats de l'arrossegament en el bescanviador E-401

Propietats	Dades
VL = és la càrrega de vapor (kg/s m <sup>3</sup> )	0.004

#### A.1.4.1.9 Comprovació tèrmica E-401

Finalment una vegada obtinguts els coeficients de convecció de tots dos costats es pot calcular el coeficient global de transferència segons:

$$U_L = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad (\text{A. 104})$$

Al mateix temps que s'ajusta el coeficient amb els factors d'embrutiment dels components obtenint així el coeficient de servei del bescanviador

$$\frac{1}{U_s} = \frac{1}{U_L} + R''_{fe} + R''_{ff} \quad (\text{A. 105})$$

Gràcies al nou valor de coeficient de servei el qual primerament en l'apartat A.1.4.1.2 fos una suposició iterativa, es calcula l'àrea real necessària per a la transferència de calor.

$$A_r = \frac{Q}{U_s \cdot \Delta T} \quad (\text{A. 106})$$

D'una manera iterativa es comprova que l'àrea sigui suficient per transferir la calor necessari dintre d'un marge suficient d'un 15%

$$A_b > A_r \quad (\text{A. 107})$$

Taula A. 23 Resultats de la comprovació inicial E-401

Propietats	Dades
$U_L$ Coeficient global de transferència (W/m <sup>2</sup> K)	2119
$U_s$ Coeficient de servei (W/m <sup>2</sup> K)	1488
A Àrea d'intercanvi preliminar (m <sup>2</sup> )	714
$A_r$ Àrea d'intercanvi final (m <sup>2</sup> )	659

Finalment per assegurar un espai suficient per a la separació de líquid i vapor en el costat carcassa se sobredimensiona per complir les especificacions del tipus *kettle* i mantenir en banc de tubs submergits en tot moment, en aquest cas s'ha sobredimensionat en un factor 0.7 sent el diàmetre final de la carcassa de 47 in.

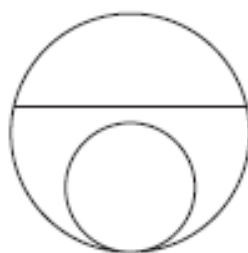


Figura A. 23 Visió interna de la carcassa

#### A.1.4.1.10 Simulació del Bescanviador E-401 amb *Aspen Exchanger*

A més del càlcul anterior, el bescanviador s'ha simulat amb el programa *Aspen Exchanger Design & Rating*.

Heat Exchanger Specification Sheet

1	Company:									
2	Location:									
3	Service of Unit:					Our Reference:				
4	Item No.:					Your Reference:				
5	Date:	Rev No.:	Job No.:							
6	Size:	1422 /2536	-6096	mm	Type:	AKU	Horizontal	Connected in:	1 parallel	1 series
7	Surf/unit(eff.)	1152.2	m <sup>2</sup>	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.)	1152.2	m <sup>2</sup>		
8	<b>PERFORMANCE OF ONE UNIT</b>									
9	Fluid allocation				Shell Side			Tube Side		
10	Fluid name				Propano			Propileno		
11	Fluid quantity, Total				kg/h			268714		
12	Vapor (In/Out)				kg/h			0 268714 274593 0		
13	Liquid				kg/h			268714 0 0 274593		
14	Noncondensable				kg/s			0 0 0 0		
15										
16	Temperature (In/Out)				°C			19.86 22.91 53.3 37.85		
17	Bubble / Dew point				°C			23.29 / / 40.82 / 41.13 /		
18	Density Vapor/Liquid				kg/m <sup>3</sup>			18 / 502.44 17.42 / 33.04 / / 489.63		
19	Viscosity				mPa-s			0.0083 / 0.122 0.0084 / 0.0103 / / 0.0911		
20	Molecular wt, Vap							44 44.01 42.09		
21	Molecular wt, NC									
22	Specific heat				kJ/(kg-K)			1.871 / 2.93 1.876 / 1.792 / / 3.043		
23	Thermal conductivity				W/(m-K)			0.0138 / 0.101 0.0142 / 0.024 / / 0.095		
24	Latent heat				kJ/kg			343.5 344.4 311.3		
25	Pressure (abs)				bar			8.5 8.37828 17 16.82175		
26	Velocity (Mean/Max)				m/s			2.71 / 4.96 1.13 / 8.92		
27	Pressure drop, allow./calc.				bar			1 0.12172 1 0.17825		
28	Fouling resistance (min)				m <sup>2</sup> -K/W			0.0001 0.0001 0.00013 Ao based		
29	Heat exchanged		26214.7	kW		MTD (corrected)		17.96	°C	
30	Transfer rate, Service		1275.5	Dirty		1297.6	Clean		1844.3	W/(m <sup>2</sup> -K)
31	<b>CONSTRUCTION OF ONE SHELL</b>							<b>Sketch</b>		
32					Shell Side			Tube Side		
33	Design/Vacuum/test pressure				bar			9.65266 / / / 19.30533/ / /		
34	Design temperature / MDMT				°C			93.33 / / 93.33 / /		
35	Number passes per shell							1 2		
36	Corrosion allowance				mm			3.18 3.18		
37	Connections		In	mm		1 508 / -		1 508 / -		
38	Size/Rating		Out			1 25.4 / -		1 254 / -		
39	Nominal		Out - Vapor			4 254 / -		/ -		
40	Tube #:	1497 U's	OD:	19.05	Tks. Average	2.11	mm	Length:	6096	mm
41	Tube type:	Plain	Insert:	None	Fin#:		#/m	Material:	Carbon Steel	
42	Shell	Carbon Steel	ID	56	OD	57	in	Shell cover	Carbon Steel	
43	Channel or bonnet	Carbon Steel						Channel cover	Carbon Steel	
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel						Tubesheet-floating	-	
45	Floating head cover	-						Impingement protection	None	
46	Baffle-cross	Carbon Steel	Type	Unbaffled	Cut(%d)		Set cSpacing: c/c	mm		
47	Baffle-long	-	Seal Type						Inlet	mm
48	Supports-tube	U-bend	5		Type					
49	Bypass seal					Tube-tubesheet joint	Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')			
50	Expansion joint	-			Type	None				
51	RhoV2-Inlet nozzle	315	Bundle entrance		81	Bundle exit	1316	kg/(m <sup>2</sup> -s <sup>2</sup> )		
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe		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	33181.2	Filled with water	72910	Bundle	19106.2	kg			
56	Remarks									
57										
58										

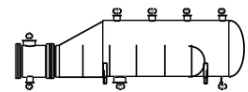


Figura A. 24 Resum geomètric Reboiler Aspen Exchanger

**A.1.4.2 Condensador E-402**

A continuació es presenta els càlculs per al disseny del bescanviador E-402, en aquest procediment es basa en un mètode empíric i les propietats físiques s'extreuen del simulador *Aspen* i es presenten en Taula A. 24

Taula A. 24 Paràmetres dels corrents involucrats en E-402

<b>Propietats</b>	<b>Corrent Freda</b>	<b>Corrent Calent</b>
Te,f Temperatura d'entrada (°C)	30.00	53.32
Ts,f Temperatura de sortida (°C)	35.00	41.00
Equips		1
h <sub>v</sub> Entalpia de vaporització (J/kg)	-	-3.30E+05
M Cabal màssic (kg/s)	-	1.27E+01
ρ <sub>L</sub> Densitat Líquid (kg/m <sup>3</sup> )	9.97E+02	4.81E+02
ρ <sub>V</sub> Densitat Vapor (kg/m <sup>3</sup> )	-	3.55E+01
C <sub>pL</sub> Capacitat Calorífica Líquid (J/kg K)	4.19E+03	3.11E+03
C <sub>pV</sub> Capacitat Calorífica Vapor (J/kg K)	-	1.77E+03
k <sub>L</sub> Conductivitat Tèrmica Líquid (W/m K)	6.07E-01	9.32E-02
k <sub>V</sub> Conductivitat Tèrmica Vapor (W/m K)	-	2.32E-02
μ <sub>L</sub> Viscositat Líquid (kg/s m)	8.00E-04	8.92E-05
μ <sub>V</sub> Viscositat Vapor (kg/s m)	-	1.00E-05
σ Tensió superficial (N/m)	7.13E-02	5.20E-03
Factor de fouling (m <sup>2</sup> K/W)	1.00E-04	1.00E-04

Un cop es compta amb les dades necessàries per realitzar els càlculs .

**A.1.4.2.1 Càlcul de la calor del bescanviador E-402**

Els càlculs sobre la calor que ha intercanviat per al condensador es realitzen d'igual forma que en l'apartat A.1.4.1.1

A Continuació es mostren els resultats obtinguts

Taula A. 25 Resultats de l'intercanvi de calor E-402

<b>Propietats</b>	<b>Corrent Freda</b>	<b>Corrent Calent</b>
Calor (MW)		4.39
M Cabal màssic (kg/s)	2.10E+02	1.27E+01

**A.1.4.2.2 Càlcul preliminar de l'àrea d'intercanvi E-402**

Per obtenir el comportament a l'interior de l'intercanviador es necessari seleccionar una geometria adient, per tal de complir la pressió de disseny mínima i segons el catàleg del subministrador *Alfa Laval* [17] se selecciona les plaques *Chevron* amb junta *M30-FD* i una quantitat inicial suficient sent 149 plaques.

Taula A. 26 Resultats del càlcul d'àrea preliminar E-402

Propietats	Dades
L Alçada de plat (m)	2.193
W Amplada de plat (m)	0.947
Nc Nombre de plats	149
b Distància entre plats (mm)	3.65
t Gruix de plat (mm)	4.00
$\lambda_p$ Conductivitat tèrmica del plat (W/m K)	15.7
Angle de plat (°)	56.5

**A.1.4.2.3 Càlcul del coeficient de convecció entre plaques [18] E-402**

Primerament, es calcula la velocitat a través dels canals de les plaques

$$v = \frac{M_i}{\frac{(Nc + 1)}{2} \cdot b \cdot W \cdot \rho} \quad (\text{A. 108})$$

Seguit dels càlculs de nombres adimensionals com Reynolds

$$Re = \frac{v \cdot 2 \cdot b \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{A. 109})$$

Seguir del nombre de Prandtl

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{\lambda} \quad (\text{A. 110})$$

A partir de Reynolds aconseguir el nombre de Nusselt que ve determinat per al tipus de corrugació de la placa segons

$$Nu = C_{t1} \cdot Re^{mt} \cdot Pr^{0.33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.17} \quad (\text{A. 111})$$

Per tant, seguint les taules de constants [19] podem obtenir el coeficient de transferència dels corrents.

$$a_i = \frac{Nu \cdot \lambda}{2 \cdot b} \quad (\text{A. 112})$$

Per culpa de la dificultat d'assolir una forma ajustada del coeficient de transferència per canvi de fase per aquest tipus de placa, s'ajusta el càlcul segons les implicacions en la transferència de calor de cada fase sent la disminució de temperatura del vapor al punt de saturació un 10 % de la calor necessària.

$$Re = Re_V \cdot 0.1 + Re_L \cdot 0.9 \quad (\text{A. 113})$$

Taula A. 27 Resultats del coeficient de convecció per plaques E-402

Propietats	Dades
Velocitat corrent vapor (m/s)	1.38E+00
Velocitat corrent condensat (m/s)	1.00E-01
Velocitat corrent aigua (m/s)	8.12E-01
Reynolds corrent vapor	3.58E+04
Reynolds corrent condensat	3.27E+03
Reynolds corrent aigua	7.39E+03
Ct1	1.30E-01
mt	7.32E-01
Ct2	7.72E-01
p	1.61E-01
Nu corrent calent	1.15E+02
Nu corrent aigua	1.49E+02
a <sub>c</sub> Coeficient de transferència aigua (W/m <sup>2</sup> K)	1.24E+04
a <sub>h</sub> Coeficient de transferència final corrent calent (W/m <sup>2</sup> K)	1.49E+03

#### A.1.4.2.4 Càlcul de l'àrea necessària per a l'intercanvi E-402

Amb les dades anterior es calcula el coeficient de transferència global

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{a_h} + \frac{1}{a_c} + \frac{t}{\lambda_p} \quad (\text{A. 114})$$

En tractar-se d'un bescanviador de plaques de més de 50 plaques el factor de correcció es considera 1, per tant, es comporta directament com un contracorrent pur i la diferència de temperatura s'obté d'igual manera que l'apartat anterior.

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{e,c} - T_{s,f}) - (T_{s,c} - T_{e,f})}{\ln\left(\frac{T_{e,c} - T_{s,f}}{T_{s,c} - T_{e,f}}\right)} \quad (\text{A. 115})$$

Les temperatures de sortida estan definides per les necessitats del procés prioritant cap classe d'entrecruament de temperatures, per tant, la calor a intercanviar correspon :

$$m \cdot C_p \cdot (T_{s,c} - T_{e,c}) = Q = A \cdot N_c \cdot U \cdot \Delta T_{lm} \quad (\text{A. 116})$$

S'ajusta el nombre de plaques inicials per obtenir una àrea suficient per l'intercanvi

Taula A. 28 Resultats de la comprovació per plaques E-402

Propietats	Dades
U Coeficient de transferència global (W/m <sup>2</sup> K)	994.00
ΔT <sub>lm</sub> Temperatura logarítmica mitjana (°C)	14.34
A Àrea d'intercanvi (m <sup>2</sup> )	2.08
N <sub>c</sub> Nombre de plaques	149.00
Q Calor intercanviat (W)	4399.00

#### A.1.4.2.5 Càlcul de la pèrdua de càrrega E-402

El factor de fricció varia segons la corrugació de les plaques *Chevron* en aquest tipus de plaques es determina.

$$f = \frac{Ct^2}{Re^p} \quad (\text{A. 117})$$

Amb el factor de fricció i les dimensions de la placa s'estima la pèrdua de càrrega

$$\Delta P = 4 \cdot f \cdot \frac{L}{2 \cdot b} \cdot \frac{\rho \cdot v^2}{2} \quad (\text{A. 118})$$

Taula A. 29 Resultats de la pèrdua de càrrega E-402

Propietats	Dades
f factor de fricció costat fred	0.184
f factor de fricció costat calent	0.188
ΔP <sub>T'</sub> Pèrdua de càrrega costat fred (barg)	0.727
ΔP <sub>T''</sub> Pèrdua de càrrega costat calent (barg)	0.006

#### A.1.4.2.6 Simulació del Bescanviador E-402 amb *Aspen Exchanger*

A més del càlcul anterior, el bescanviador s'ha simulat amb el programa *Aspen Exchanger Design & Rating*.

## Plate Heat Exchanger Specification Sheet

1	Company:				
2	Location:				
3	Service of Unit:		Our Reference:		
4	Item No.:		Your Reference:		
5	Date:	Rev No.:	Job No.:		
6	<b>CASE</b>	<b>HOT SIDE</b>		<b>COLD SIDE</b>	
7	Fluid				
8	Total flow	kg/s	12.71		209.1486
9	Flow per PHE	kg/s	12.71		209.1486
10	Pressure drop (allow./calc.)	bar	1.7 / 0.02362		0.7 / 0.69985
11	Velocity between plates	m/s	1.51		0.82
12	Wall shear stress	N/m <sup>2</sup>	1.84		56.19
13	Fouling margin %				
14	<b>OPERATING DATA</b>	<b>INLET</b>	<b>OUTLET</b>	<b>INLET</b>	<b>OUTLET</b>
15	Liquid flow	kg/s	0	12.71	209.1486
16	Vapor flow	kg/s	12.71	0	0
17	Operating temperature	°C	53.3	38.42	30
18	Operating pressure	bar	17	16.97638	7
19	<b>LIQUID PROPERTIES</b>				
20	Density	kg/m <sup>3</sup>	487.91		997.34
21	Specific heat	kJ/(kg-K)	3.056		4.19
22	Viscosity	mPa-s	0.0908		0.7998
23	Thermal conductivity	W/(m-K)	0.0948		0.607
24	Surface tension	N/m	0.0056		0.0713
25	<b>VAPOR PROPERTIES</b>				
26	Density	kg/m <sup>3</sup>	33.04		
27	Specific heat	kJ/(kg-K)	1.792		
28	Viscosity	mPa-s	0.0103		
29	Thermal conductivity	W/(m-K)	0.024		
30	Relative molecular mass		42.08759		
31	Dew point / bubble point	°C	42.02 / 41.84		/
32	Latent heat	kJ/kg	310.3		
33	Critical pressure	bar	46.0142		221.0597
34	Critical temperature	°C	91.25		374.13
35	Total heat exchanged	kW	4330.7		
36	Overall coefficient (UA)	W/(m <sup>2</sup> -K)	Clean condition:	1503.5	Service: 1503.5
37	LMTD / Effective MTD	°C	12.75		/ 9.55
38	Heat transfer area	m <sup>2</sup>	303.6		
39	Stream heat transfer coeff.	W/(m <sup>2</sup> -K)	1830.4		10719.3
40	<b>CONFIGURATION FOR EXCHANGER AND PLATE DETAILS</b>				
41	Number of PHE in parallel		1	Heat transfer area/PHE	m <sup>2</sup> 303.6
42	Number of passes, hot side		1	Heat transfer area/plate	m <sup>2</sup> 1.84
43	Number of passes, cold side		1	Plate chevron angles(s)	Degrees 56.5
44	Number of plates per PHE		167	Nominal plate thickness	mm 0.4
45				Nominal plate gap	mm 3.25
46	Mass empty / full of water	kg	945		/ 2111.9
47	Remarks:				
48					
49					
50					

Figura A. 25 Resum geomètric Condensador Aspen Exchanger

**A.1.5. Acumulador de reflux V-401**

S'ha realitzat el disseny mecànic per tal d'obtenir els gruixos de les parts cilíndriques i dels fons per suportar la pressió interna, així com del corresponent pes.

El disseny dels gruixos i el pes de la part cilíndrica de l'acumulador de reflux V-401 és el mateix que el disseny mecànic de la columna de destil·lació DC-301, corresponents a l'Annex A.1.3.1.

Pel que fa al fons, al ser toriesfèrics de tipus *Klopper* difereixen en el càlcul següent en la columna. A continuació es mostra el càlcul fet per aquesta part.

Pel càlcul del gruix dels fons toriesfèrics s'utilitza la següent expressió :

$$t_f = \frac{0.885 \cdot P \cdot D}{S \cdot E - 0.1 \cdot P} \quad (\text{A. 119})$$

Pel càlcul del pes dels fons toriesfèrics s'ha utilitzat la següent expressió:

$$P_{fons} = 0.52 \cdot (D_o^2 - D_i^2) \cdot \frac{D}{4} \cdot \rho_{A51560} \quad (\text{A. 120})$$

On  $\rho_{A51560} = 7860 \text{ kg/m}^3$  i  $g = 9.81 \text{ m/s}^2$

**A.1.6. Compressor [7]**

Per al disseny del compressor de procés primerament s'extreuen les dades inicials i les propietats físiques de el corrent de cap de columna que es necessita comprimir.

Taula A. 30 Dades inicials per K-401

Paràmetre	Valor
Cabal de volumètric (m <sup>3</sup> /h)	19767.60
Cabal de màssic (kg/h)	330258.61
Temperatura entrada (K)	284.28
Pressió aspiració (barg)	8.00
Pressió descarrega (barg)	17.00

A partir de les necessitats del procés s'estima una ràtio de compressió de 2.125 vegades la pressió d'entrada, amb el qual s'estima l'eficiència isentròpica de la unitat.

$$Rc = \frac{Pd}{Pa} \tag{A. 121}$$

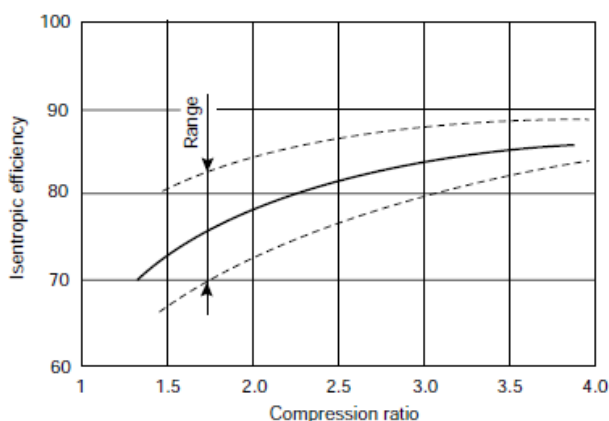


Figura A. 26 Eficiències típiques de compressió

Al mateix temps se selecciona el tipus de compressor necessari que s'ajusti a les necessitats segons la figura següent :

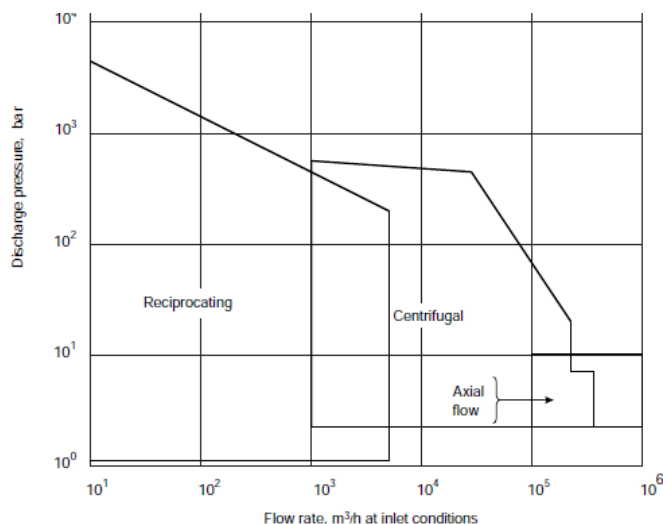


Figura A. 27 Rang d'operació de compressió

Seguidament es calcula el treball isentròpic gràcies a la utilització de diagrama de *Mollier* corresponent que relaciona entalpia-pressió-temperatura-entropia per al fluid a comprimir, en aquest es considera pràcticament tot propilè [28].

$$W_{iso} = H_2 - H_1 \quad (\text{A. 122})$$

S'ajusta el treball segons l'eficiència del procés

$$W_{work} = \frac{W_{iso}}{\eta_c} \quad (\text{A. 123})$$

Finalment, es calcula l'energia necessària per complir el treball requerit.

$$Power = m \cdot W_{work} \quad (\text{A. 124})$$

Es selecciona per catàleg l'equip que s'ajusti a totes les condicions anteriors.

Taula A. 31 Resultats del disseny per K-401

Paràmetre	Valor
Eficiència (%)	79.000
Rati de compressió	2.215
Entalpia Inici (kJ/kg)	375.000
Entalpia Final (kJ/kg)	410.000
Treball isentròpic (kJ/kg)	35.000
Treball final (kJ/kg)	44.304
Potència (kW)	4064

A més de realitzar el càlcul s'ha dissenyat mitjançant el simulador *Aspen Hysys*, obtenint una potència de 4186 kW sent un valor molt pròxim a l'estimat.

**A.1.7. Bombes****A.1.7.1 P-301****A.1.7.1.1 Càlculs previs**

Per al disseny de la bomba de propà, s'extreuen les dades inicials de les propietats físiques de la simulació amb *Aspen Hysys* per utilitzar-les durant els càlculs segons el procediment [26]

Taula A. 32 Dades inicials per P-301

Paràmetre	Valor
Cabal de fluid (m <sup>3</sup> /h)	6.53
Densitat (kg/m <sup>3</sup> )	501.3
Temperatura (°C)	21.6
Viscositat (Pa·s)	1.05 E-04
Pressió aspiració (barg)	8.7
Pressió descarrega (barg)	15.7

Primerament, s'estima la velocitat del fluid tant en l'aspiració com a la descàrrega de la mateixa segons l'equació :

$$Q_L = v \cdot A \quad (\text{A. 125})$$

$$A = \pi \cdot \frac{D_i^2}{4} \quad (\text{A. 126})$$

Es pressuposa que la descàrrega de la bomba es inferior a la aspiració per construcció.

Es calcula el nombre adimensional *Reynolds* per la relació entre forces

$$Re = \frac{\text{Forces d'inèrcia}}{\text{Forces Viscoses}} = \frac{\rho \cdot v \cdot D_i}{\mu} \quad (\text{A. 127})$$

Per a canonades noves com és el cas, es troben els valors tabulats de la rugositat en aquest cas l'acer comercial conte 0.045 mm, amb aquests valors es procedeix a obtenir el factor de fricció amb la forma de *Swanee i Jain* (1976)

$$f = \frac{0.25}{\left( \log \left( \frac{\varepsilon}{3.7 D_i} + \frac{5.74}{Re^{0.9}} \right) \right)^2} \quad (\text{A. 128})$$

Amb el factor de fricció es relaciona les pèrdues durant el tram per on es trasllada, tenint en compte les pèrdues durant el segment lineal.

$$h_f = \frac{\Delta p}{\rho \cdot g} = f \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{V^2}{2 \cdot g} \quad (\text{A. 129})$$

A més, les pèrdues pel traspàs dels accessoris i elements de control, en aquest cas, 3 colzes de 90° i l'acció d'una vàlvula de control amb entrada i sortida segons :

$$h_{mi} = k_i \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \quad (\text{A. 130})$$

La forma general per l'alçada d'impulsió que prové del balanç de matèria per *Bernoulli* forma :

$$Hb = \frac{P_2 - P_1}{\rho_L \cdot g} + \frac{1}{2 \cdot g} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + (z_2 - z_1) + \left[ f \cdot \left( \frac{L}{D_i} + \Sigma \frac{L_e}{D_i} \right) + \Sigma k_i \right] \cdot \frac{8}{\pi^2 D_i^4 g} \cdot Q_L^2 \quad (\text{A. 131})$$

I la forma estreta per separat :

$$Hb = \frac{P_2 - P_1}{\rho_L \cdot g} + \frac{1}{2 \cdot g} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + (z_2 - z_1) + h_f + \Sigma h_{mi} \quad (\text{A. 132})$$

En la següent taula s'agrupa els resultats previs per P-301

Taula A. 33 Resultats previs P-301

Paràmetre	Valor
Velocitat fluids (m/s)	1.59
Reynolds	2.89 E+05
Factor de fricció	0.0185
Pèrdua per entrades (m)	0.0642
Pèrdua per sortides (m)	0.129
Pèrdua per vàlvula (m)	0.0257
Pèrdua per colzes (m)	0.386
Pèrdua lineal (m)	3.128
Alçada d'impulsió (m)	146.08

#### A.1.7.1.2 Selecció de bomba

Coneixent el caudal volumètric que es proporciona a la bomba i l'alçada d'impulsió calculada prèviament, es busca un proveïdor adient, en aquest cas el proveïdor correspon a *Flowserve Corporation*.

Es selecciona el tipus de bomba a partir de les corbes característiques subministrades, en aquest cas serà una bomba model *SIHI multi low* (MSL) de 1450 rpm.

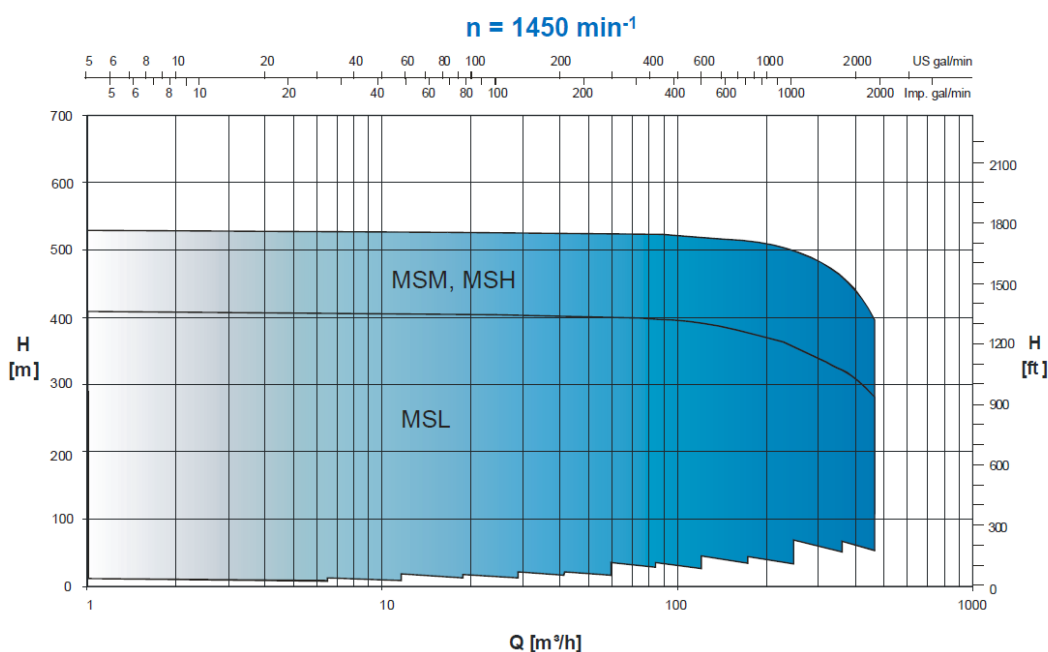


Figura A. 28 Corbes característiques per 1450 rpm

A continuació dins del tipus de bomba escollit, es selecciona d'entre el catàleg el model adient en funció del cabal necessari i l'alçada d'impulsió obtinguda prèviament.

En aquest cas correspon a una bomba model *SIHI multi 050A*.

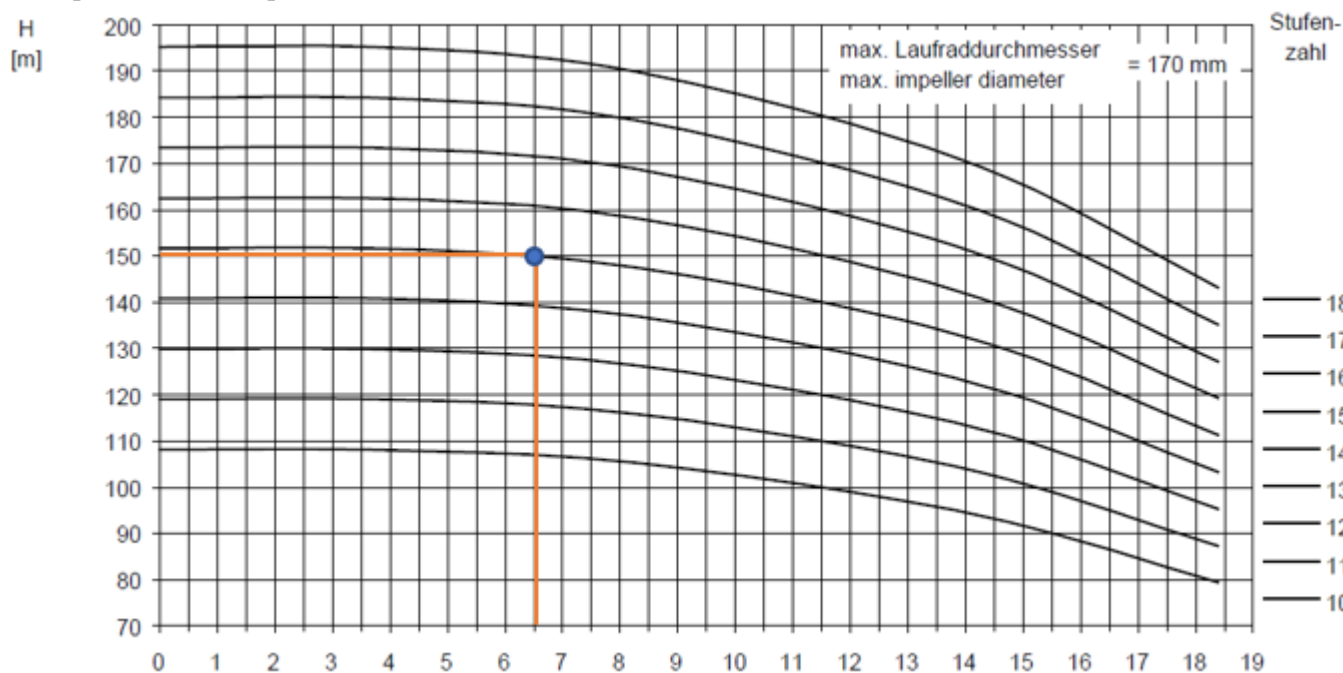


Figura A. 29 Altura de la bomba en funció del cabal

A partir del tipus de bomba es pot obtenir el rendiment  $\eta$ , per tant, el valor real de potència a subministrar

$$P_{fluid} = \rho_L \cdot g \cdot H_b \cdot Q_L \tag{A. 133}$$

$$P_{bomba} = \frac{P_{fluid}}{\eta_b} \tag{A. 134}$$

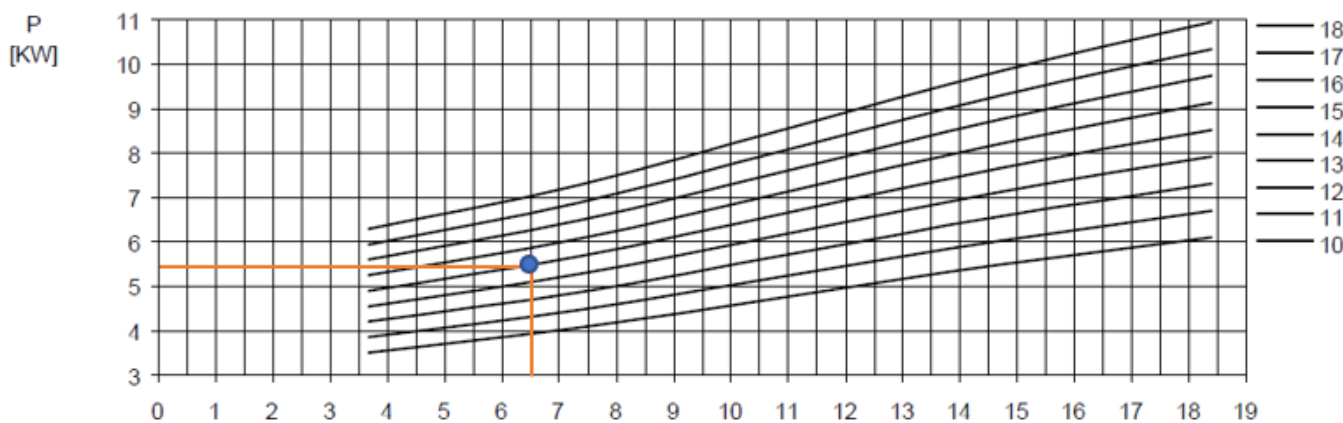


Figura A. 30 Potència real de la bomba en funció del cabal

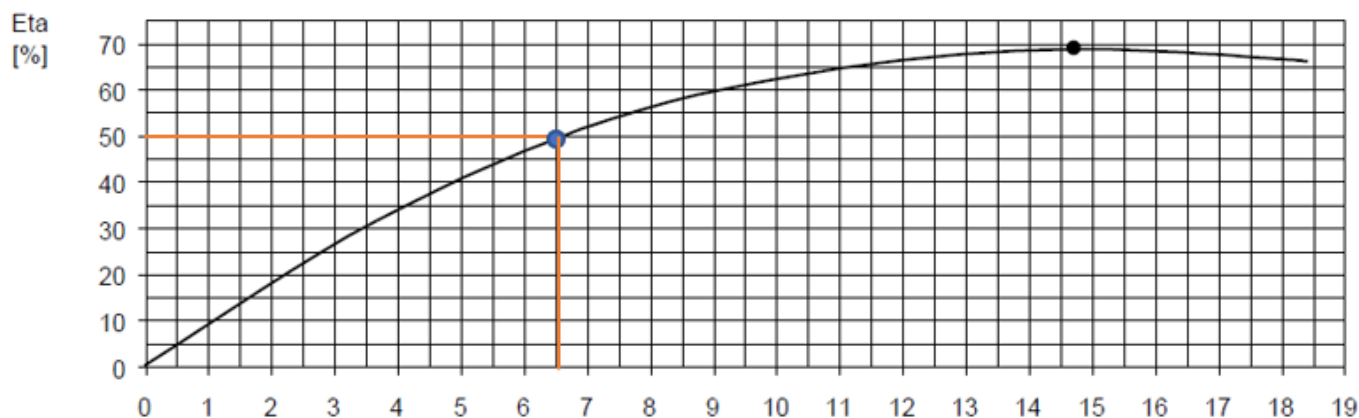


Figura A. 31 Rendiment real de la bomba en funció del cabal

Per assegurar-se que la bomba P-301 no presenta cavitació es calcula el NPSHD i comparar-lo amb el NPSHR del proveïdor.

$$NPSH_{disponible} = \frac{P_1}{\rho_L \cdot g} + z_1 - z_E - h_f - \frac{P_{vap}}{\rho_L \cdot g} \quad (\text{A. 135})$$

Per al càlcul de la pressió de saturació s'utilitza la fórmula d'Antoine [27]

$$\log_{10} P_{vap} = A - \frac{B}{T(^{\circ}C) + C} \quad (\text{A. 136})$$

Es compara el valor obtingut del  $NPSH_{disponible}$  amb el  $NPSH_{requerit}$  del proveïdor, que es mostra a continuació:

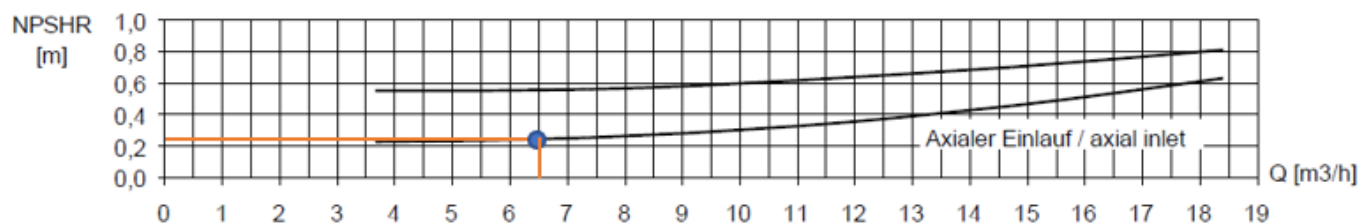


Figura A. 32 NPSHR de la bomba en funció del cabal

El proveïdor aconsella sumar 0.5 m addicionals al valor llegit al gràfic, com a marge de seguretat.

D'aquesta forma es comprova que la bomba no cavit i compleix els requisits per al procés tal com es mostra a continuació .

Taula A. 34 Resultats selecció P-301

Paràmetre	Valor
Rendiment (%)	51
Potència bomba (kW)	5.50
NPSHD	1.59
NPSHR	0.75
Pressió saturació (barg)	8.62

A.1.7.2 P-401

Pel disseny de la bomba de propilè P-401 es segueix el mateix procediment que en la bomba P-301, mostrat a l'apartat anterior A.1.7.1. A continuació es mostren els gràfics obtinguts a partir del model de bomba SIHI multi 050B.

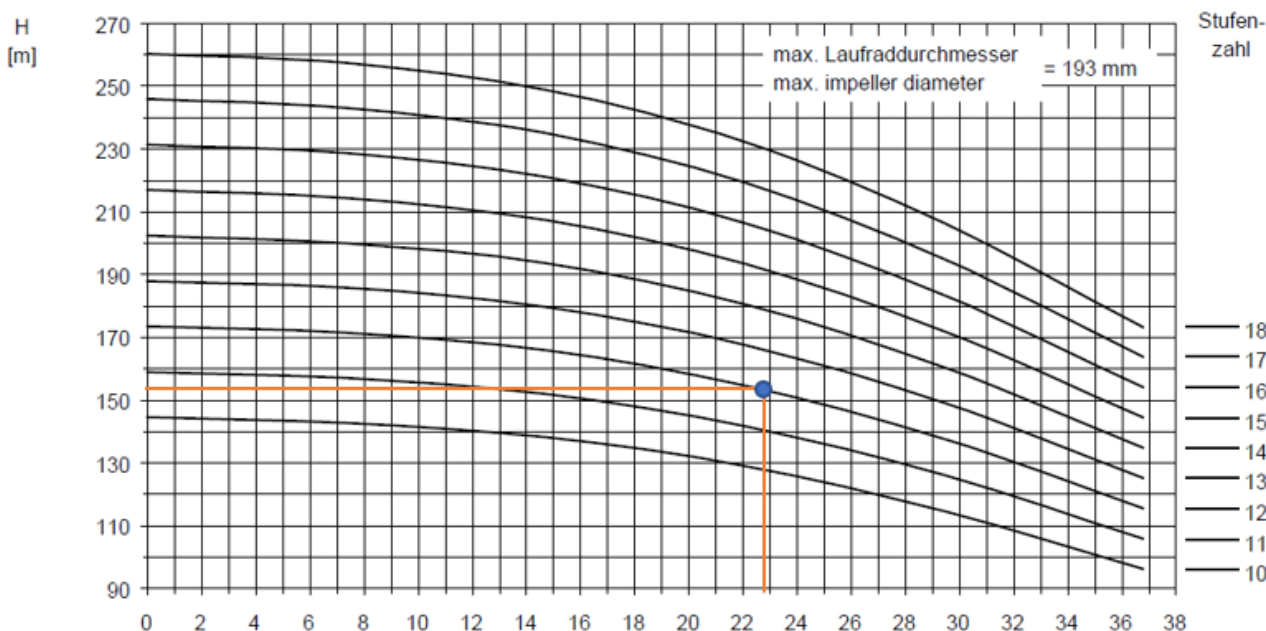


Figura A. 33 Altura de la bomba en funció del cabal

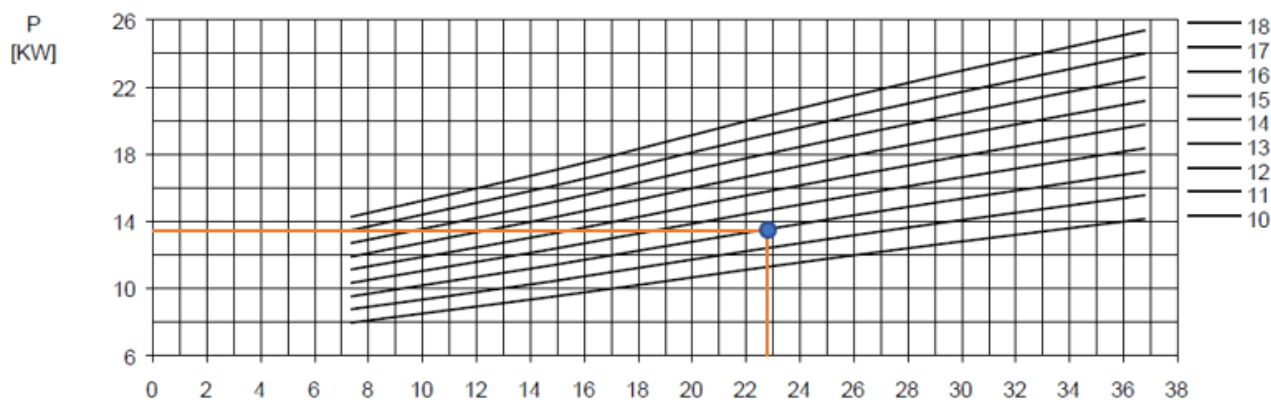


Figura A. 34 Potència real de la bomba en funció del cabal

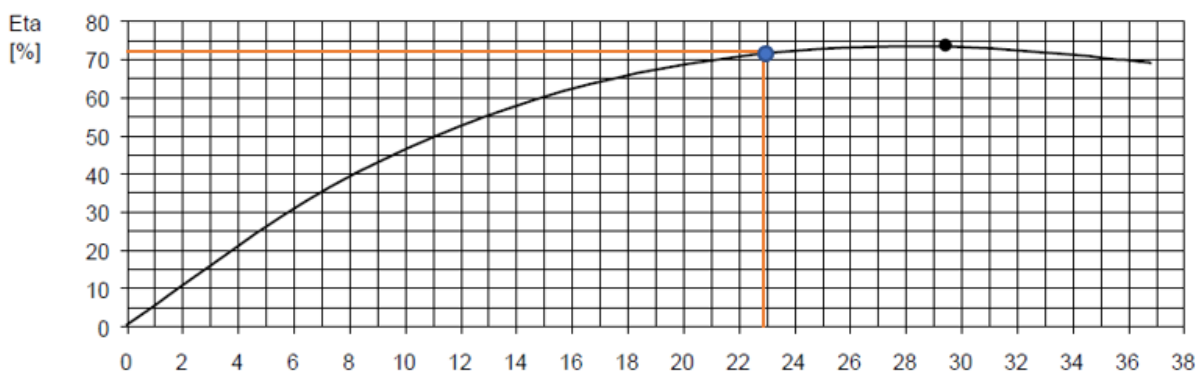


Figura A. 35 Rendiment real de la bomba en funció del cabal

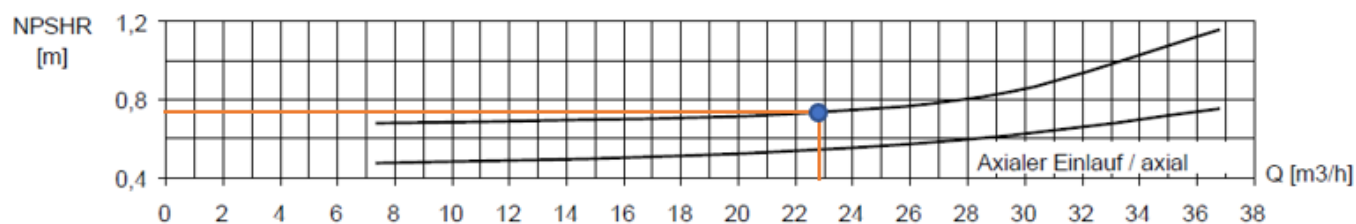


Figura A. 36 NPSHr de la bomba en funció del cabal

Finalment es mostren totes les dades i paràmetres obtinguts per la P-401

Taula A. 35 Recopilació de dades per P-401

Paràmetre	Valor
Cabal de fluid (m <sup>3</sup> /h)	22.85
Densitat (kg/m <sup>3</sup> )	476.8
Temperatura (°C)	41.4
Viscositat (Pa·s)	5.42 E-05
Pressió aspiració (barg)	17
Pressió descarrega (barg)	24
Velocitat fluids (m/s)	1.39
Reynolds	9.33 E+05
Factor de fricció	0.0173
Pèrdua per entrades (m)	0.0493
Pèrdua per sortides (m)	0.0986
Pèrdua per vàlvula (m)	0.0197
Pèrdua per colzes (m)	0.296
Pèrdua lineal (m)	1.122
Alçada d'impulsió (m)	151.227
Rendiment (%)	72
Potència bomba (kW)	12.8
NPSHD	5.63
NPSHR	0.77
Pressió saturació (barg)	16.73

## A.2. Seguretat

### A.2.1. What if + mini LOPA

L'explicació dels diferents paràmetres seguits en la matriu del *What if* es troben a continuació:

- Que passa si: Qüestions que provoquen preocupacions sobre l'anàlisi de perills del procés
- Perill: Característica que té el potencial de causar danys a les persones, la propietat, el medi ambient o la continuïtat del procés.
- Conseqüències: Efectes d'una desviació derivada de la qüestió formulada.
- Salvaguardes: Mesures adoptades per prevenir o mitigar els riscos d'accidents.
- Recomanacions: Accions dutes a terme per disminuir la possibilitat de l'existència de l'accident.

D'altra banda, la part numèrica de la matriu correspon al mètode mini LOPA, on s'atribueixen diferents valors en relació amb la magnitud dels següents paràmetres:

- E (Exposició): Freqüència amb la qual pot sorgir la situació perillosa.
- P (Probabilitat): Possibilitat que sorgeixi la situació perillosa.
- C (Conseqüència): La magnitud de les conseqüències de les pèrdues físiques o intangibles.
- R (Risc): Estimació qualitativa del risc a partir dels nivells d'exposició, probabilitat i conseqüència per tal de proporcionar una prioritització del risc en funció de la seva magnitud.

Per quantificar numèricament la magnitud dels anteriors paràmetres es segueixen les següents taules:

Taula A. 36 Matriu d'exposició

Exposició (E)	Freqüència	Valor
Molt rara	$10^{-3}/\text{any}$	0,3
Rara	$10^{-2}/\text{any}$	0,6
Poc usual	$10^{-1}/\text{any}$	1,2
Ocasional	$10^0/\text{any}$	2,5
Freqüent	$10^1/\text{any}$	5
Molt freqüent	$10^2/\text{any}$	10

Taula A. 37 Matriu de probabilitat

Probabilitat (P)	Freqüència	Valor
Pràcticament impossible	$10^{-5}/\text{any}$	0,3
Altament improbable	$10^{-4}/\text{any}$	0,6
Remotament possible	$10^{-3}/\text{any}$	1,2
Poc usual	$10^{-2}/\text{any}$	2,5
Possibles	$10^{-1}/\text{any}$	5
Casi segur	$10^0/\text{any}$	10

Taula A. 38 Matriu de conseqüències

	Conseqüències (C)				Valor
	Persones	Propietat	Medi Ambient	Reputació	
<b>Trivial</b>	Primers auxilis	≤ 5k €	Sense danys/Vessament no arriba al medi	Sense difusió	<b>0,5</b>
<b>Menor</b>	Tractament mèdic / treball restringit	5k € - 100k€	Danys mínim/ No necessari remeiar	Difusió interna	<b>1,4</b>
<b>Moderades</b>	Lesions amb pèrdua de dies	100k – 1M€	Danys rellevants/Possible sanció/Supera "límits de referència"	Crisis de nivell verd	<b>3</b>
<b>Seriós</b>	Lesions i/o incapacitats permanents	1M€-10M€	Dany greu/Supera en amplies zones els "límits de referència" /Afectació significativa a tercers	Crisis de nivell groc	<b>7</b>
<b>Molt seriós</b>	Una mort	10M€-100M€	Dany molt greu/Vessament rellevant/Mesures de compensació	Crisis de nivell vermell i/o difusió en mitjans nivell nacional	<b>16</b>
<b>Desastrós</b>	De 2 a 9 morts	100M€-1000M€	Dany catastròfic/pèrdua de recursos i serveis ambientals/Danys casi permanents	Crisis nivell Vermell i/o afectació internacional transitòriament	<b>40</b>
<b>Catastròfic</b>	10 o més morts	>1000M€	Dany catastròfic/pèrdua extensiva de recursos i serveis ambientals/Danys permanents	Crisis nivell Vermell i/o afectació internacional permanent	<b>100</b>

Una vegada s'han quantificat numèricament els diferents paràmetres s'avalua el nivell de risc de cada escenari seguint la següent fórmula:

$$\text{Risc (R)} = \text{Exposició (E)} \times \text{Probabilitat (P)} \times \text{Conseqüència (C)} \quad (\text{A. 137})$$

En funció del valor final aconseguït amb l'equació (A. 137), es determina el nivell de risc amb la següent taula, on cada color representa un nivell de risc, des del més greu (vermell) al menys greu (verd).

<b>R = C x E x L</b>
<b>R &gt; 82</b>
<b>35 &lt; R ≤ 82</b>
<b>14 &lt; R ≤ 35</b>
<b>R ≤ 14</b>

Figura A. 37 Nivell de riscos

Finalment, en la Taula A. 39 es mostra el grau d'acceptabilitat i les actuacions necessàries a realitzar en funció del nivell de risc obtingut.

Taula A. 39 Actuacions a realitzar en funció del nivell de risc

Nivel Riesgo	Aceptabilidad	Proyectos / Actividades	Instalaciones Nuevas y Existentes	Autorizaciones
Menor	Aceptable	No se requieren medidas adicionales a las establecidas por estándares técnicos aplicables y requisitos legales.		-
Moderado	Tolerable si ALARP	Las medidas aprobadas de reducción de riesgo que justifiquen ALARP deben ser implementadas antes de la puesta en marcha/inicio actividad.	Las medidas de reducción de riesgo que justifiquen ALARP deben ser implementadas en un plazo máximo de 5 años desde la realización del análisis de riesgos.	Se requiere autorización formal por Jefe Proyecto/ Activo/ Actividad por encima de los plazos definidos.
Alto	Tolerable si ALARP	Las medidas aprobadas de reducción de riesgo que justifiquen ALARP deben ser implementadas antes de la puesta en marcha/inicio actividad.	Las medidas de reducción de riesgo que justifiquen ALARP deben ser implementadas en un plazo máximo de 2 años desde la realización del análisis de riesgos.	Se requiere autorización formal de D. UN/CO por encima de los plazos definidos.
Urgente	Intolerable	- Las medidas aprobadas de reducción de riesgo deben ser implementadas antes de la puesta en marcha/inicio actividad. - Los escenarios de riesgo y la propuesta del plan de implantación de medidas deben ser comunicados al nivel DE Negocio Promotor, DSMA Negocio y D. Sostenibilidad.	- Han de adoptarse medidas de reducción de riesgo inmediatas. - Los escenarios de riesgo y la propuesta de plan de implantación de medidas deben ser comunicados al nivel DE Negocio, DSMA Negocio y D. Sostenibilidad.	No se permite operar, salvo autorización expresa del nivel DE Negocio.

### A.3. Avaluació econòmica

#### A.3.1. Inversió total en capital fix

En la Figura A. 38 es mostren els factors utilitzats en cada cas i els resultats finals obtinguts, pel càlcul de la despesa en capital fix.

Estimado 5.182.621,00 €		Nr.Equipos 9	Indices de coste 1,00			Bajo	Probable 5182621,0	Alto
Coste equipo principal (€)					Estimado	4.664.359	5.182.621	5.700.883
Coste equipos no listados (€)					10,00%	466.436	518.262	570.088
Equipo base (sin catalizadores) (€)						5.130.795	5.700.883	6.270.971
Coste medio (€)					575.847			
					<b>Comentarios</b>	<b>Factores</b>		
Montaje equipo básico					Medio	13	15	16
Cimentaciones y estructuras					Medio (a.c)	3	5	7
Tuberías					Medio (líquidos)	9	17	25
Aislamiento equipos y tuberías					M.Alto(ac. Baja Tª)	7	10	12
Electricidad + Iluminación					Líquidos	4	5	6
Instrumentación					Media	3	6	8
Tipo de proceso					P. Simple	1	1,5	2
Edificios					Eq. exterior	3	9	14
Otros								
Servicios de edificios % de edificio								
Iluminación					9			
Ventilación y aire acondic.					8			
Calefacción					16			
Fontanería					12			
Otros					5			
Total servicios					50	1	4	7
Subtotal factores						43	71	97
Ajustes					Bajo 5%	Alto -5%		
Coste de los factores (CF)						45	71	92
Coste directo de límites de planta (CD) (€)						7.455.429,6	9.734.258	12.019.884
Costes indirectos (CI) (€)					29% de CD	2.162.075	2.822.935	3.485.766
<b>Subtotal</b>						9.617.504	12.557.193	15.505.651
Imprevistos (€)					14% de CD	1.043.760	1.362.796	1.682.784
Coste Total de la Instalacion (CTI) (€)						10.661.264 -23%	13.919.989 1,39E+07	17.188.435 23%
Autor: Onol Boldú					Proyecto: TFGEQ 2212			

Figura A. 38 Inversió total en capital fix pel mètode del *Dr Rolan*