

PLANTA DE PRODUCCIÓ D'ETILBENZÈ

TREBALL DE FI DE GRAU EN ENGINYERIA
QUÍMICA



EBYL

Carles Contreras Rafanell
Aarón Llera Toro
Elena Hurtado López
Karima Jihari Bouabidi
Emma Zurera Gómez
Víctor Rodrigo Sánchez Altabás
Miguel Ángel Melendo Castaño

Tutor: Albert Bartrolí Almera

Cerdanyola del Vallés, Juny de 2023

UAB

Universitat Autònoma de Barcelona
Escola d'Enginyeria



EBYL

**Volum 11.
Manual de
càlculs**

Taula de continguts

11. Manual de càlculs.....	2
11.1 Introducció	2
11.2 Càlculs preliminars	3
11.2.1 Estequiometria de la reacció.....	3
11.2.2 Balanç de matèria.....	4
11.3 Disseny dels reactors d'alquilació	6
11.3.1 Disseny cinètic dels reactors d'alquilació.....	7
11.3.2 Disseny constructiu dels reactors	16
11.3.3 Pes dels reactors	19
11.3.4 Calor de reacció i aïllament.....	21
11.4 Disseny del reactor de transalquilació	23
11.4.1 Disseny cinètic del reactor de transalquilació.....	24
11.4.2 Disseny constructiu del reactor.....	26
11.4.3 Pes del reactor.....	28
11.5 Disseny dels tancs d'emmagatzematge	29
11.5.1 Tancs d'emmagatzematge de benzè.....	32
11.5.2 Tancs d'emmagatzematge d'etilbenzè	33
11.6 Disseny dels bescanviadors de calor amb canvi de calor sensible.....	33
11.6.1 Criteris per al disseny.	34
11.7 Disseny de les columnes flash.....	41
11.7.1 Columna flash CF-301.....	41
11.7.2 Columna flash CF-302.....	45
11.8 Disseny de les columnes de rectificació.....	48
11.8.1 Columna de rectificació C-401	49
11.8.2 Columna de rectificació C-402	63
11.9 Disseny dels tancs pulmó.	75
11.9.1 Tanc pulmó TP-201.....	76
11.9.2 Tanc pulmó TP-401.....	78
11.9.3 Tanc pulmó TP-402.....	81
11.10 Disseny de les canonades.....	84
11.10.1 Pressió de les canonades	84
11.9.2 Diàmetre nominal i Schedule	85

11.10.3 Càlcul del gruix d'aïllant	90
11.11. Cubetes de retenció	92
11.12 Equips de servei	93
11.12.1 Aigua descalcificada	93
11.12.2 Torre de refrigeració	93
11.12.3 Chiller	95
11.12.4 Caldera de vapor	96
11.12.5 Estació transformadora	97
11.13 Disseny del cremador	99
11.14 Disseny de les bombes	101
11.14.1 Càlcul del NPSH	107
11.15 Consum de fuel gas, aigua i líquid refrigerant	110
11.16 Bibliografia i Webgrafia	112

11. Manual de càlculs

11.1 Introducció

En aquesta secció es mostren els diferents càlculs realitzats per al disseny dels diversos equips de la planta productora i pel disseny de les instal·lacions en general que conformen la planta química EBYL.

L'objectiu d'aquest apartat del treball és poder presentar pas a pas i de forma seqüencial els càlculs realitzats pel disseny dels equips. Primerament, es fa un estudi de l'estequiometria de la reacció per a poder estimar uns balanços de matèria aproximats. Seguidament, es procedeix a analitzar tot un seguit de consideracions importants que cal tenir present en el moment de dissenyar els equips de treball. Finalment, es comprova que tots els càlculs estan ben realitzats i es pren nota dels resultats obtinguts.

L'objectiu de la planta consisteix a fer un estudi de la viabilitat d'un procés continu de 350.000 T/any d'etilbenzè, a partir de l'alquilació del benzè amb l'etilè. El producte ha de tenir una puresa superior al 99,5% i per manteniments de la planta aquesta treballa 350 dies/any. Per tant, la planta aproximadament haurà de produir 1.000 T/dia d'etilbenzè. Tenint aquesta informació de partida es desenvolupen totes les equacions presentades a continuació.

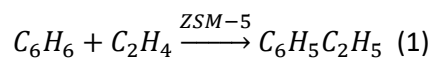
11.2 Càlculs preliminars

Abans de començar els càlculs del disseny de cada equip es fan unes aproximacions numèriques per al correcte desenvolupament de les etapes de càlcul i tenir una ordenació lògica i raonada de les dades.

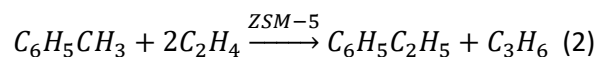
11.2.1 Estequiometria de la reacció

L'etilbenzè (EB) s'obté mitjançant l'alquilació del benzè amb l'etilè en un reactor catalític de llit fix, com ja s'ha especificat al **Volum 1. Especificacions del projecte**.

La reacció entre els dos reactius, l'etilè i el benzè, té lloc gràcies a un catalitzador tipus Zeolita, concretament una Zeolita ZSM-5. L'esquema de la reacció estequiomètrica es presenta a continuació:

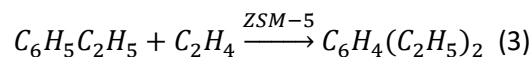


A més hi ha 3 reaccions secundàries amb prou pes per a considerar-les a l'hora de fer els càlculs previs. La primera reacció secundària que es produeix és la formació d'EB amb la reacció de toluè, que entra com a impuresa amb el benzè, amb etilè. Es presenta l'esquema de reacció a continuació:

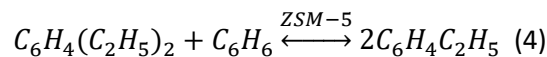


En aquesta reacció també es forma propilè com a subproducte.

La segona reacció secundària que es produeix és la formació d'1,4-dietilbenzè (DEB) a partir d'etilbenzè i etilè. Es presenta a continuació l'esquema de reacció:



La producció de DEB és indesitjable, ja que el seu valor com a producte és molt baix i la sortida d'EB té una composició de 10 mg/kg de DEB com a màxim. Per aquests motius, s'utilitza un reactor de transalquilació, on mitjançant una reacció d'equilibri el DEB reacciona amb el benzè i produeix EB. Es presenta a continuació l'esquema de la reacció:



També són possibles les formacions de trietilbenzè (o superiors), però aquestes tenen una velocitat de reacció tan inferior que per a facilitar els càlculs es deprecien.

La cinètica d'aquestes reaccions compleix la següent equació:

$$-r_i = k_{0,1} \exp\left(\frac{-E_i}{RT}\right) C_E^a C_{EB}^b C_T^c C_B^d C_{DEB}^e \quad (1)$$

On r_i són kmol/s/m^3 reactor i C_i són kmol/m^3 gas.

La **Taula 1** presenta les dades cinètiques dependent de cada reacció.

Taula 11.1. Paràmetres cinètics de les reaccions

i	E_i	$K_{0,i}$	a	b	c	d	e
1	22,500	1,00E6	1	0	0	1	0
2	20,000	3,80E8	2	0	1	0	0
3	22,500	6,00E5	1	1	0	0	0
4	25,000	7,80E6	0	0	0	1	1

11.2.2 Balanç de matèria

Per a realitzar els càlculs del balanç de matèria s'ha emprat informació del llibre *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes* de l'editorial Prentice Hall [1].

Primerament, es determina la producció diària que ha d'assolir la planta en kmol/h per a facilitar els càlculs estequiomètrics.

$$1000 \frac{T_{EB}}{\text{dia}} \times \frac{1000 \text{ kg EB}}{1 T_{EB}} \times \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ kmol EB}}{106,167 \text{ kg EB}} = 392,46 \text{ kmol EB/h}$$

La planta ha de produir 392,46 kmol/h d'EB. Estequiomètricament, calen 392,46 kmol/h de benzè i etilè per a produir aquesta quantitat. Si s'agafa la referència de la patent US5689025 [2], la conversió respecte a l'etilè és del 98%. Per tant, la quantitat d'etilè que es requereix per a produir 392,46 kmol EB/h és de:

$$392,46 \text{ kmol} \frac{E}{h} \div 0,98 = 400,47 \text{ kmol} \frac{E}{h}$$

Són necessaris 400,47 kmol etilè/h .

Pel que fa al benzè, la patent US5689025 [2] especifica que la concentració d'aquest ha de ser entre 5-30 vegades la d'etilè per a evitar la formació de subproductes perjudicials per al procés. Inicialment, se selecciona una concentració 7,8 vegades la de l'etilè.

$$400,47 \text{ kmol} \frac{E}{h} \times 7,8 \frac{\text{kmol B}}{\text{kmol E}} = 3123,66 \text{ kmol B/h}$$

Són necessaris 3123,66 kmol/h de benzè a l'entrada del reactor, a l'aliment l'entrada és de 392,46 kmol/h.

A la patent US5689025 [2] s'especifica que la selectivitat de l'etilè a la primera reacció és del 90%, mentre que el 10% restant fa referència a la tercera reacció. Per tant, la formació de productes al primer reactor ve indicada per la següent equació:

$$F_{EB} = \frac{1}{n_i} F_E \times S_{EB} \times \eta = \frac{1}{1} \times 400,47 \text{ kmol } E \times 0,9 \frac{\text{kmol } EB}{\text{kmol } E} \times 0,98 = 353,2 \text{ kmol } EB \quad (2)$$

$$F_{DEB} = \frac{1}{n_i} F_E \times S_{DEB} \times \eta = \frac{1}{2} \times 400,47 \text{ kmol } E \times 0,1 \frac{\text{kmol } DEB}{\text{kmol } E} \times 0,98 = 19,62 \text{ kmol } DEB \quad (2)$$

S'obté al reactor d'alquilació 353,2 kmol EB/h i 19,62 kmol DEB/h.

Es representa el procés en un diagrama de blocs mostrat a la **Figura 11.1**.

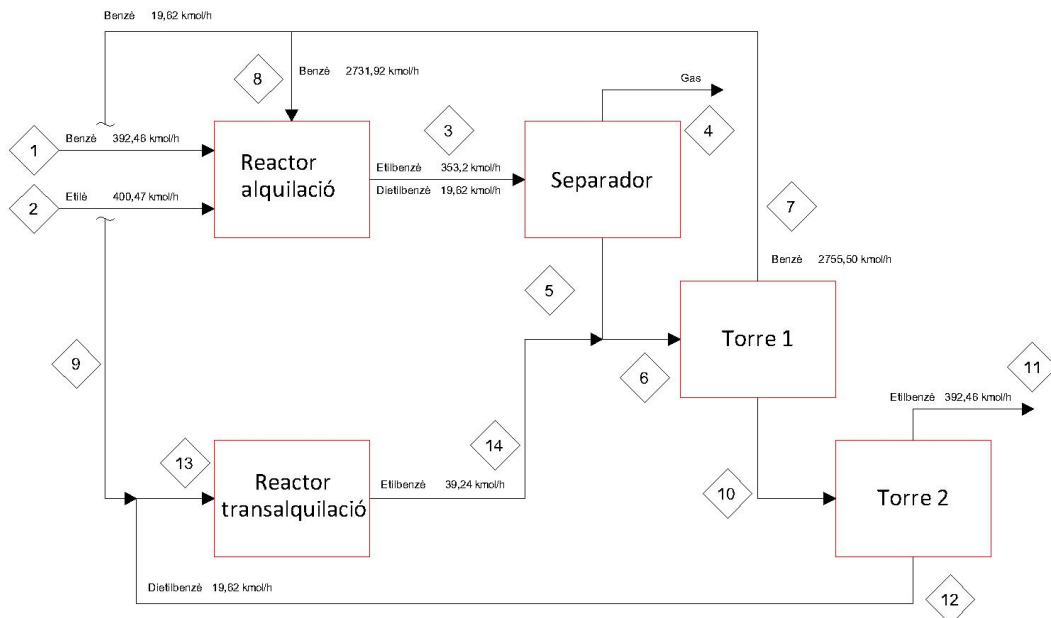


Figura 11.1. Diagrama de blocs del procés.

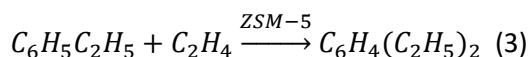
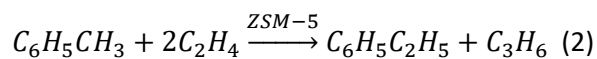
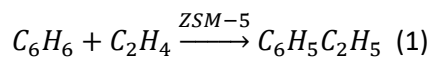
La **Taula 11.2** representa els balanços molars per a cada cabal indicat a la **Figura 11.1**.

Taula 11.2. Balanç molar en kmol/h.

	1	2	3	4	5	6	7
Etilè	0,00	400,47	8,01	8,01	0,00	0,00	0,00
Benzè	392,46	0,00	2731,92	0,00	2731,92	2731,92	2731,92
Età	0,00	240,28	240,28	240,28	0,00	0,00	0,00
Metà	0,00	160,19	160,19	160,19	0,00	0,00	0,00
Toluè	3,36	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propè	0,00	0,00	3,36	3,36	0,00	0,00	0,00
Etilbenzè	0,00	0,00	353,20	0,00	353,20	392,51	0,00
Dietilbenzè	0,00	0,00	19,62	0,00	19,62	19,62	0,00
	8	9	10	11	12	13	14
Etilè	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Benzè	2731,92	19,62	0,00	0,00	0,00	19,65	0,00
Età	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metà	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Toluè	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propè	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Etilbenzè	0,00	0,00	392,51	392,51	0,00	0,00	39,24
Dietilbenzè	0,00	0,00	19,62	0,00	19,62	19,62	0,00

11.3 Disseny dels reactors d'alquilació

Als reactors d'alquilació és on es produeixen les reaccions de formació d'EB i DEB. Es presenten les reaccions a continuació:



Aquestes reaccions es donen en presència d'un catalitzador tipus zeolita ZSM-5 en un rang de temperatures d'entre 380 i 450 °C. La temperatura està fixada en un interval per a impedir la formació d'altres productes no desitjats com el xilè.

Al tractar-se d'una reacció catalítica, els reactors hauran de ser reactors catalítics. S'ha escollit, seguint les indicacions del llibre *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes* [1], tres

reactors catalítics de llit fix en sèrie. Com es tracta d'una reacció exotèrmica, s'ha optat per un doble sistema de refrigeració, un intercanviador entre etapes i injecció d'aliment fresc a l'entrada de cada reactor. D'aquesta manera, a part de refrigerar el reactor, es redueix encara més la concentració d'etilè per a reduir el benzè necessari que cal injectar al reactor per a mantenir la relació B/E de 7,8.

Aquest sistema d'operació es coneix com a operació adiabàtica amb intercanvi de calor entre etapes, tal com mostra la **Figura 11.2**.

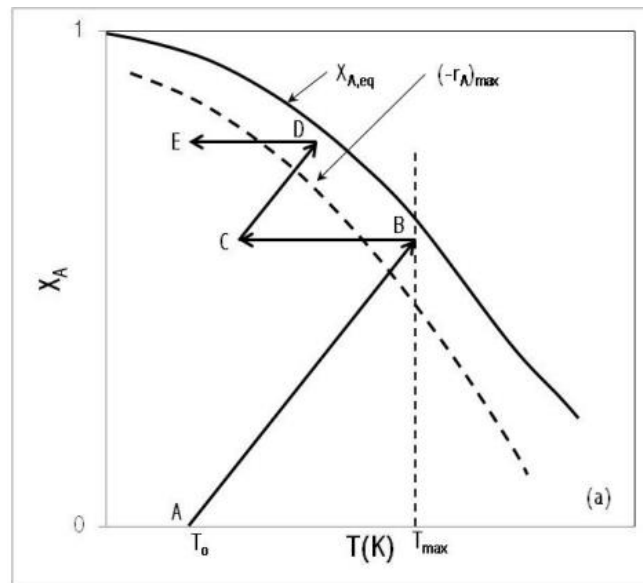


Figura 11.2. Línies d'operació per a dues etapes adiabàtiques d'una reacció exotèrmica a reactor catalític de llit fix amb refredament entre etapes.

11.3.1 Disseny cinètic dels reactors d'alquilació

Per a determinar aproximadament el volum de reactor necessari, es determina el temps de residència dels tres reactors del llibre [1]. L'equació per a calcular el temps de residència es presenta a continuació.

$$\tau = \frac{V}{Q} \quad (3)$$

On:

- V és el volum de reactor en m³.
- Q és el cabal volumètric en m³/h.

Per a determinar el cabal volumètric s'utilitza la següent expressió:

$$Q = \frac{m}{\rho} \quad (4)$$

On:

- m és el cabal màssic en kg/h.
- ρ és la densitat en kg/m³.

Si es posa com a exemple el primer reactor del llibre [1]:

$$Q = \frac{18797,9 \text{ kg/h}}{42,79 \text{ kg/m}^3} = 439,306 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\tau = \frac{20 \text{ m}^3}{439,306 \text{ m}^3/\text{h}} = 4,553 \cdot 10^{-2} \text{ h}$$

D'aquesta manera es coneix el temps de residència dels gasos al reactor, el qual permet escalar el volum a un cabal major. Es presenta en la **Taula 11.3** els temps de residència aproximats dels reactors.

Taula 11.3. Temps de residència bibliogràfics.

Reactor	Volum inicial [m ³]	Cabal entrada [m ³ /h]	Temps de residència [h]
R-201	20	439,306	5,553·10 ⁻²
R-202	25	462,267	5,407·10 ⁻²
R-203	30	485,429	6,180·10 ⁻²

S'apliquen aquests temps de residència al cabal necessari per a produït 1000 T EB/dia. S'utilitza l'equació (1) per a determinar el volum, ja que es coneix el cabal i el temps de residència. Es presenten els resultats a la **Taula 11.4**.

Taula 11.4. Volums aproximats dels reactors d'alquilació.

Reactor	Temps de residència [h]	Cabal d'entrada [m ³ /h]	Volum [m ³]
R-201	5,553·10 ⁻²	5940,640	270,456
R-202	5,407·10 ⁻²	6134,611	331,696
R-203	6,180·10 ⁻²	6330,918	391,257

S'utilitzen aquests volums com a valor inicial per a començar a iterar amb el simulador *Aspen Hysys*. Les condicions emprades per a fer el disseny dels reactors han sigut:

- Tres reactors en sèrie monotubulars de llit fix amb refrigeració entre etapes.
- El cabal d'etilè es divideix en tres parts iguals per a cada reactor.
- Relació B/E és de 7,8.
- Temperatura de treball entre 380-450 °C i pressió entre 20-40 bar.

Amb les condicions especificades, els balanços de la **Taula 11.2** i els volums inicials de la **Taula 11.4**, es poden realitzar diferents casos d'estudi per a trobar la temperatura, pressió i volum òptim.

S'observa al simulador *Aspen Hysys* com amb el volum bibliogràfic de la **Taula 11.4**, es pot reduir dràsticament el volum i la conversió baixa només una mica. D'aquesta manera s'intenta reduir el volum de la **Taula 11.4** per a aconseguir conversions superiors al 80% en els reactors sense un volum excessiu, el qual tindria un efecte directe en el cost d'inversió.

El reactor R-201 s'ha especificat amb un volum de 100 m³. Amb aquest volum s'assoleixen les conversions presentades a la **Taula 11.5**.

Taula 11.5. Conversions assolides al reactor R-201.

Reacció	Conversió [%]
R1	82,79
R2	1,035
R3	64,30

Les conversions de les reaccions 1 i 2 de la **Taula 11.5** van referides a l'etilè, que és el reactiu limitant en aquestes dues, mentre que la reacció 3 va referida al toluè, que és el reactiu limitant a la tercera reacció.

En tractar-se de reaccions exotèrmiques, s'espera un increment de la temperatura dins dels reactors. Aquest augment pot ser considerable i desencadenar la formació de subproductes indesitjats. Es representa el perfil de temperatura a l'interior del reactor a la **Figura 11.3**.

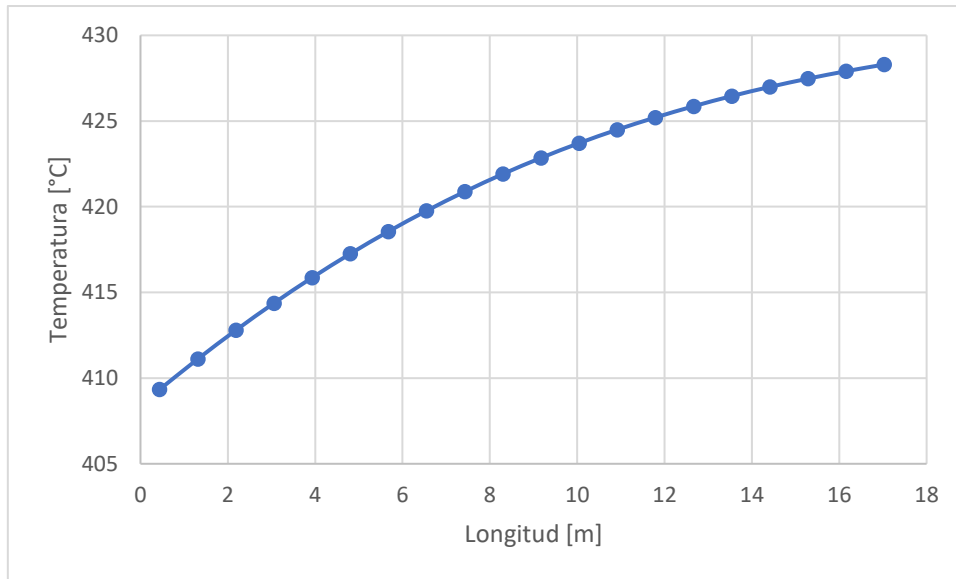


Figura 11.3. Perfil de temperatura al reactor R-201.

Es pot veure a la **Figura 11.3** com la temperatura a l'interior del reactor no ha superat els 450°C.

Es representa el perfil de flux molar al llarg del reactor a la **Figura 11.4**.

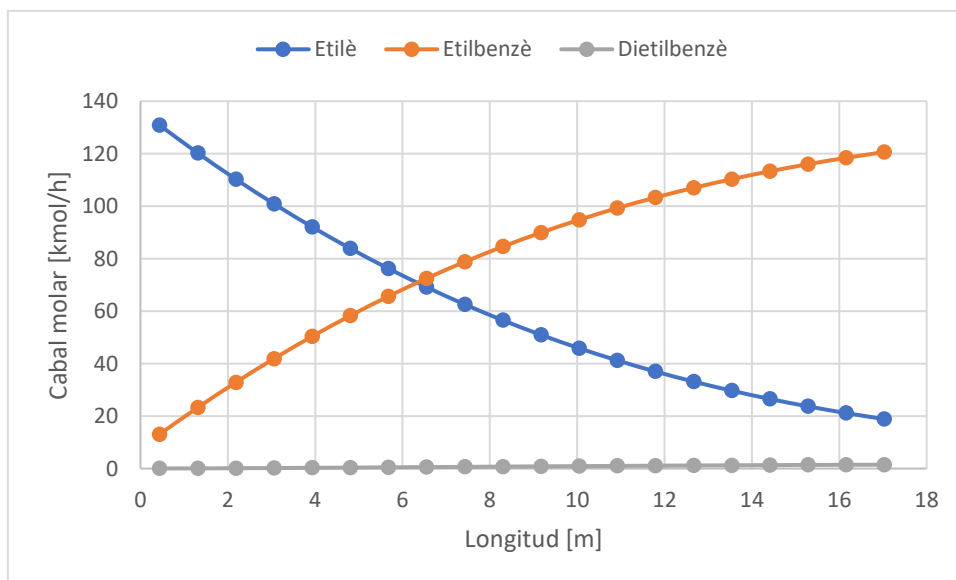


Figura 11.4. Perfil del cabal molar al reactor R-201.

Com es pot veure a la **Figura 11.4**, el cabal d'etilè disminueix a mesura que avança al reactor, mentre que el d'etilbenzè augmenta considerablement. També es forma dietilbenzè, tot i que en menor proporció.

Amb aquests paràmetres de temperatura i cabal molar es conclou que el reactor R-201 funciona de la manera desitjada.

El reactor R-202 s'ha especificat amb un volum de 200 m³. Amb aquest volum s'aconsegueixen les conversions presentades a la **Taula 11.6**.

Taula 11.6. Conversions assolides al reactor R-202.

Reacció	Conversió [%]
R1	83,19
R2	3,106
R3	75,56

Les conversions de les reaccions 1 i 2 de la **Taula 11.6** van referides a l'etilè, que és el reactiu limitant en aquestes dues, mentre que la reacció 3 va referida al toluè, que és el reactiu limitant a la tercera reacció.

En tractar-se de reaccions exotèrmiques s'espera un increment de la temperatura dins dels reactors. Aquest augment pot ser considerable i desencadenar la formació de subproductes indesitjats. Es representa el perfil de temperatura a l'interior del reactor a la **Figura 11.5**.

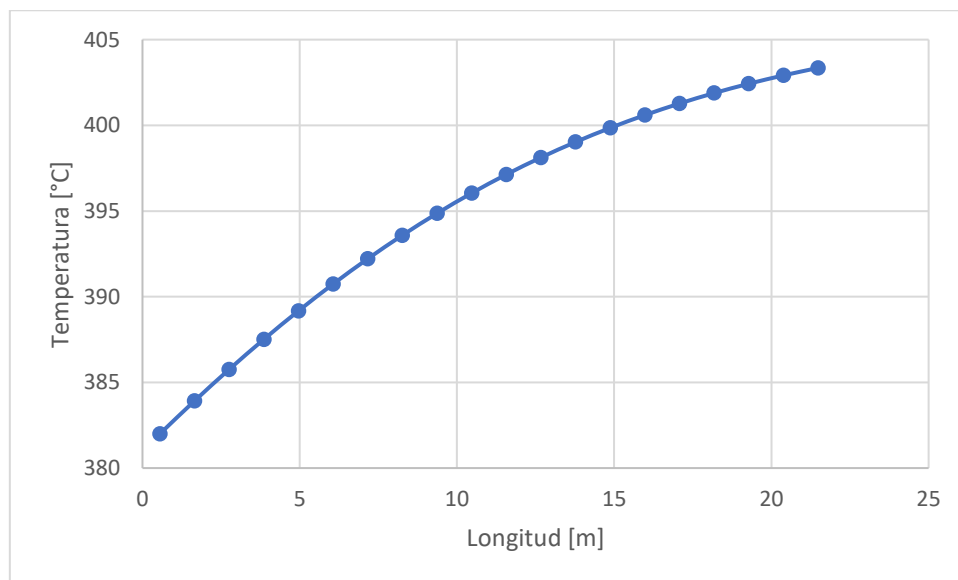


Figura 11.5. Perfil de temperatura al reactor R-202.

Es pot veure a la **Figura 11.5** com la temperatura a l'interior del reactor no ha superat els 450°C.

Es representa el perfil de flux molar al llarg del reactor a la **Figura 11.6**.

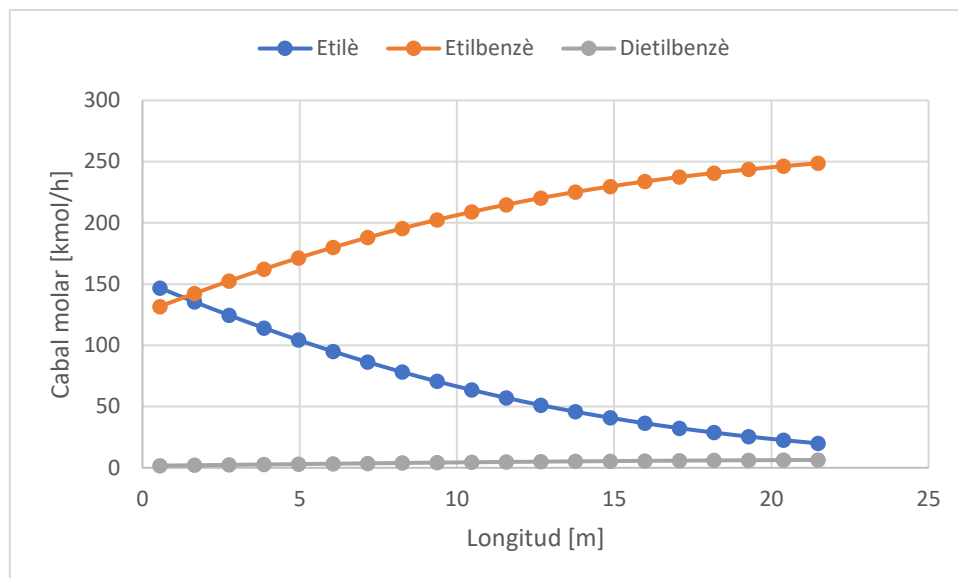


Figura 11.6. Perfil del cabal molar al reactor R-202.

Es pot veure a la **Figura 11.6** com el cabal d'E disminueix a mesura que avança al reactor, mentre que l'EB augmenta considerablement. També es forma DEB, tot i que en menor proporció.

Amb aquests paràmetres de temperatura i cabal molar es conclou que el reactor R-202 funciona de la manera desitjada.

El reactor R-203 s'ha especificat amb un volum de 225 m³. Amb aquest volum s'aconsegueixen les conversions presentades a la **Taula 11.7**.

Taula 11.7. Conversions assolides al reactor R-203.

Reacció	Conversió [%]
R1	81,23
R2	5,253
R3	75,35

Les conversions de les reaccions 1 i 2 de la **Taula 11.7** van referides a l'etilè, que és el reactiu limitant en aquestes dues, mentre que la reacció 3 va referida al toluè, que és el reactiu limitant a la tercera reacció.

En tractar-se de reaccions exotèrmiques s'espera un increment de la temperatura dins dels reactors. Aquest augment pot ser considerable i desencadenar la formació de subproductes indesitjats. Es representa el perfil de temperatura a l'interior del reactor a la **Taula 11.7**.

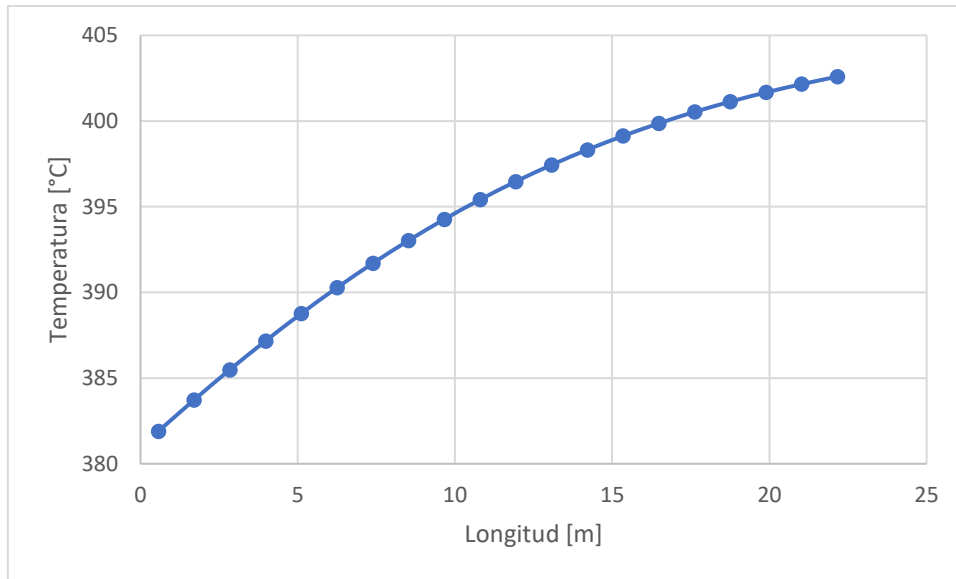


Figura 11.7. Perfil de temperatura al reactor R-203.

Es pot veure a la **Figura 11.7** com la temperatura a l'interior del reactor no ha superat els 450°C.

Es representa el perfil de flux molar al llarg del reactor a la **Figura 11.8**.

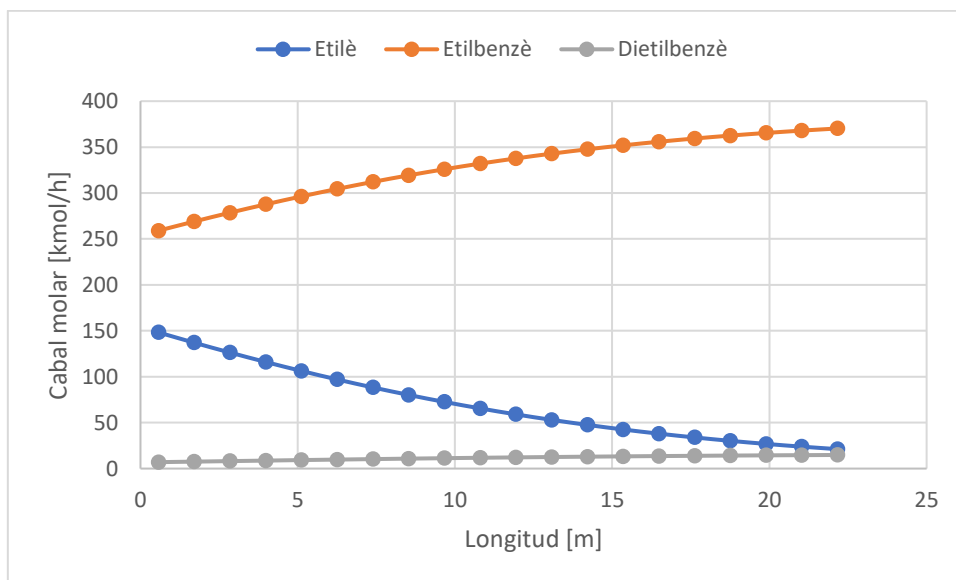


Figura 11.8. Perfil del cabal molar al reactor R-203.

Es pot veure a la **Figura 11.8** com el cabal d'E disminueix a mesura que avança al reactor, mentre que el d'EB augmenta considerablement. També es forma DEB, tot i que en menor proporció.

Amb aquests paràmetres de temperatura i cabal molar es conclou que el reactor R-203 funciona de la manera desitjada.

El volum dels reactors s'ha determinat mitjançant el programari *Aspen Hysys*, amb iteracions fins a aconseguir conversions superiors al 80%. Per a determinar la longitud i diàmetre dels

reactors s'utilitza la referència del llibre *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes* [1]. Es troba una relació de longitud i diàmetre per a cada reactor i s'aplica al volum determinat pel simulador.

A la **Taula 11.8** es presenten les dades bibliogràfiques.

Taula 11.8. Valors bibliogràfics per a longitud i diàmetre dels reactors d'alquilació.

Reactor	Longitud (m)	Diàmetre (m)	L/D
R-201	11	1,72	6,40
R-202	12	1,85	6,49
R-203	12	1,97	6,09

Per a determinar la longitud del reactor s'aplica la següent fórmula:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L \rightarrow \frac{V}{D} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{L}{D} \quad (5)$$

On:

- V és el volum del reactor en m³.
- L és la longitud del reactor en m.
- D és el diàmetre del reactor en m.

Es determina el diàmetre i es fixa la longitud amb el propi programari de simulació *Aspen Hysys*.

Si es posa com a exemple el càlcul del reactor R-201:

$$\frac{100}{D} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 6,40 \rightarrow D = 2,7 \text{ m}$$

Per al reactor R-201 el diàmetre és de 2,7 m i la longitud que dona el simulador és de 17,47 m.

Es realitza aquest càlcul per a la resta de reactors.

Per a disminuir la pèrdua de pressió al llit fix s'utilitza un catalitzador ZSM-5 en forma de pellets, comercialitzat per un *ACS Material*. Es presenten les característiques del catalitzador en la **Taula 11.911.9**.

Taula 11.9. Característiques del catalitzador ZSM-5 utilitzat al disseny dels reactors.

	ZSM-5
Relació molar SiO ₂ /Al ₂ O ₃	38
Forma	Pellets
Diàmetre	2 mm
Longitud	2-10 mm
Superfície específica	250 m ² /g
Densitat aparent	~0.72 kg/L

Es presenten les característiques finals dels reactors a la **Taula 11.10**.

Taula 11.10. Característiques finals dels reactors.

	R-201	R-202	R-203
Volum [m ³]	100	200	225
Longitud [m]	17,47	22,03	22,73
Diàmetre [m]	2,70	3,40	3,55
Conversió a EB	82,79 %	83,19 %	81,23 %
Pressió d'entrada [kPa]	3000	2955	2910
Pressió de sortida [kPa]	2985	2940	2895
ΔP [kPa]	15	15	15
Temperatura d'entrada [°C]	380	380	380
Temperatura de sortida [°C]	428,36	403,34	402,59
ΔT [°C]	48,36	23,34	22,59

11.3.2 Disseny constructiu dels reactors

Els reactors d'alquilació són equips monotubulars amb un llit fix de catalitzador. Per a dissenyar de manera correcta el reactor es divideix el cos en tres parts. La carcassa, el fons i el capçal.

El material constructiu dels reactors és acer 316L per a evitar qualsevol possible problema de corrosió donat l'ambient i la ubicació de la planta, ja que cap component del procés és corrosiu.

Per a determinar la pressió de disseny dels reactors segons el codi *ASME secció 8 divisió 1*, la pressió de disseny haurà de ser superior a la màxima pressió d'operació sota les circumstàncies més extremes. Per tant, i com a mesura de seguretat, s'aplica una diferència respecte a la pressió de treball dels reactors del 20%. Amb aquesta pressió de disseny i segons el codi *ASME*, el gruix de la carcassa dels reactors es determina com:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad (6)$$

On:

- t és el gruix mínim de la carcassa en m
- P és la pressió de disseny en kPa.
- R és el radi intern del reactor en m.
- S és l'esforç del material en kPa.
- E és el factor d'eficàcia de la soldadura.

L'esforç de l'acer 316L (S) és de $1,15 \cdot 10^5$ kPa. El factor d'eficàcia de la soldadura mesura la qualitat de la soldadura de les plaques d'acer. Com es tracta de soldadura entre dues plaques metàl·liques i no una peça massissa, el factor de qualitat té un valor de 0,85.

Si es posa com a exemple de càlcul el reactor R-201:

$$t = \frac{3000 \cdot 1,2 \cdot 1,35}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 3000 \cdot 1,2} = 0,0508 \text{ m}$$

Per al reactor R-201 la carcassa té un gruix mínim de 50,8 mm.

Es realitza aquest mateix càlcul per a la resta de reactors d'alquilació. Es presenten els resultats a la **Taula 11.11**.

Taula 11.11. Guix de la carcassa dels reactors d'alquilació

Reactor	t (mm)
R-201	50,8
R-202	63
R-203	65

Per motius de seguretat, el guix de la carcassa s'incrementa en 15 mm. A més, per a simplificar la construcció dels 3 reactors i poder reaprofitar material sobrant de la construcció en un altre, el guix de les carcasses dels tres reactors és de 80 mm.

Per a dissenyar el fons i el capçal dels reactors de transalquilació s'ha escollit un disseny tipus Klopper, ja que aquest té una forma que ocupa menys espai i pot tolerar les pressions de treball igualment que un fons toriesfèric.

Segons el codi ASME, per a determinar el guix dels capçals s'utilitza la següent fórmula:

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot D}{S \cdot E - 0,1 \cdot P} \quad (7)$$

On:

- t és el guix del capçal en mm.
- P és la pressió de treball del reactor en kPa.
- D és el diàmetre del tanc en mm.
- S és l'esforç del material en kPa.
- E és el factor d'eficàcia de la soldadura.

Si es posa com a exemple de càlcul el reactor R-201, el guix del capçal es determina com:

$$t = \frac{0,885 \cdot 3000 \cdot 2700}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 3000} = 73,5 \text{ mm}$$

Per al reactor R-201 el guix mínim del capçal i fons és de 73,5 mm. Es realitza aquest càlcul per a la resta de reactors. A la **Taula 11.12** es presenten els valors dels gruixos dels reactors d'alquilació.

Taula 11.12. Gruix dels capçals i fons dels reactors d'alquilació.

Reactor	T mm
R-201	73,5
R-202	89,85
R-203	93,8

A més del valor mínim calculat, s'afegeix un valor de seguretat de 15 mm per assegurar la seguretat de la planta. Per tant, el gruix del fons i del capçal per al reactor R-201 té un valor de 88 mm. Per tal de fer un disseny constructiu coherent, se selecciona el gruix més gran entre el capçal i fons i la carcassa per tal de fer-ho tot del mateix gruix. A la **Taula 11.13** es presenten els gruixos finals dels reactors d'alquilació.

Taula 11.13. Gruix reactors d'alquilació.

Reactor	T mm
R-201	88
R-202	105
R-203	110

El diàmetre extern de la carcassa dels reactors és determina amb la següent expressió:

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t \quad (8)$$

On:

- D_{ext} és el diàmetre exterior de la carcassa en m.
- D_{int} és el diàmetre interior del reactor en m.
- t és el gruix de la carcassa en m.

Si s'utilitza el reactor R-201 com a exemple de càlcul el diàmetre extern de la carcassa es determina com:

$$D_{ext} = 2,70 + 2 \cdot 0,088 = 2,87 \text{ m}$$

El diàmetre exterior del reactor R-201 és de 2,87 m. A la **Taula 11.14** es presenten els resultats dels diàmetres externs dels reactors d'alquilació.

Taula 11.14. Diàmetre extern dels reactors d'alquilació.

Reactor	D _{ext} (m)
R-201	2,87
R-202	3,61
R-203	3,77

Per a determinar la pressió de disseny s'utilitza l'equació 7, on coneixent el gruix final, la incògnita és la pressió. S'utilitza el reactor R-201 com a exemple de càlcul.

$$88 = \frac{0,885 \cdot P \cdot 2700}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot P} \rightarrow P = 3587 \text{ kPa}$$

La pressió de disseny per al reactor R-201 té un valor de 3587 kPa. Es realitza aquest mateix càlcul per a la resta de reactors. Es presenten les dades a la **Taula 11.15**.

Taula 11.15. Pressions de disseny per als reactors d'alquilació.

Reactor	P _{disseny} (kPa)
R-201	3587
R-202	3399
R-203	3410

11.3.3 Pes dels reactors

Primerament, es determina el pes dels reactors buits. Per a aquest càlcul únicament es considera el gruix de la carcassa i el capçal i fons. A aquest valor se li aplica un 10% del pes total per tal de considerar les brides, vàlvules, soldadures, etc.

El volum del cos es determina amb la següent expressió:

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2 \cdot L - \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2 \cdot L \quad (9)$$

On:

- V_{cos} és el volum d'acer 316L que té el reactor en m^3 .
- D_{ext} és el diàmetre exterior de la carcassa en m.
- D_{int} és el diàmetre interior de la carcassa en m.
- L és la longitud del reactor en m.

Si es posa el reactor R-201 com a exemple de càlcul:

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot 2,87^2 \cdot 17,47 - \frac{\pi}{4} \cdot 2,7^2 \cdot 17,47 = 13 \text{ m}^3$$

El volum d'acer 316L que té el reactor R-201 és de 13 m^3 . Es repeteix l'exemple de càlcul per a la resta de reactors d'alquilació. El pes del capçal i del fons es determina amb una calculadora de fons Klopper. Per al reactor R-201 el pes del capçal és de 7909 kg.

Amb el volum del cos i el pes del fons o capçal, el pes buit es pot determinar com:

$$P_{buit} = (V_{cos} \cdot \rho_{316L} + 2 \cdot P_{fons}) \cdot 1,1 \quad (10)$$

On:

- P_{buit} és el pes buit en kg.
- V_{cos} és el volum del cos en m^3 .
- ρ_{316L} és la densitat del acer 316L en kg/m^3 .
- P_{fons} és el pes del fons i capçal en kg.

Si es posa com a exemple el reactor R-201, el pes es determina com:

$$P_{buit} = (13 \cdot 8000 + 2 \cdot 7909) \cdot 1,1 = 131.800 \text{ kg}$$

Per al reactor R-201 el pes del reactor buit és de 131.800 kg.

Per a determinar el pes del reactor amb catalitzador s'utilitza la següent fórmula:

$$P_{react+cat} = P_{buit} + 0,5 \cdot V_{react} \cdot \rho_{cat} \quad (11)$$

On:

- $P_{react+cat}$ és el pes del reactor amb catalitzador en kg.
- P_{buit} és el pes buit en kg.
- ρ_{cat} és la densitat del catalitzador en kg/m^3 .

Si es posa com a exemple el reactor R-201, el pes del reactor amb el catalitzador es determina com:

$$P_{react+cat} = 131.800 + 0,5 \cdot 100 \cdot 720 = 167.800 \text{ kg}$$

El reactor R-201 amb el catalitzador té un pes de 167.800 kg. Es repeteix aquest càlcul per a la resta de reactors.

El pes del reactor en operació normal es determina com:

$$P_{oper} = P_{react+cat} + 0,5 \cdot V_{react} \cdot \rho_{aliment} \quad (12)$$

On:

- P_{oper} és el pes en operació en kg.
- $P_{react+cat}$ és el pes del reactor amb catalitzador en kg.
- $\rho_{aliment}$ és la densitat del aliment en kg/m³.

Si es posa com a exemple el reactor R-201, el pes del reactor en operació es determina com:

$$P_{oper} = 167800 + 0,5 \cdot 100 \cdot 42,79 = 169940 \text{ kg}$$

El reactor R-201 en operació té un pes de 157957 kg. Es repeteix aquest càlcul per a la resta de reactors. A la **Taula 11.16** es presenten els resultats del pes per a els reactors d'alquilació.

Taula 11.16. Pesos dels reactors d'alquilació.

Reactor	P _{buit} (kg)	P _{react+cat} (kg)	P _{oper} (kg)
R-201	131.800	167.800	169.940
R-202	256.449	328.449	332.728
R-203	289.934	370.933	375.747

11.3.4 Calor de reacció i aïllament

La reacció que es du a terme en els reactors d'alquilació és molt exotèrmica, per això cal calcular quina calor es genera en cadascun dels reactors. Com es treballa de forma adiabàtica cal calcular l'aïllament que fa possible mantenir aquestes condicions. A continuació es mostra l'expressió per a calcular la calor generat a cadascun dels reactors:

$$Q_{Generat} = \sum m_t \cdot C_{p_t} \cdot (T_s - T_e) \quad (13)$$

On:

- m_t : cabal total en kg/h.
- C_p : calor específic total en $\text{kJ}/(\text{kg}\cdot^\circ\text{C})$
- (T_s-T_e) ; diferència de temperatura entrada i sortida en $^\circ\text{C}$.

A continuació es mostren les dades obtingudes dels balanços per a calcular la calor generada:

Taula 11.17. Dades per al càlcul de la calor generada

Dades reactors	R-201		R-202		R-203	
	Entrada	Sortida	Entrada	Sortida	Entrada	Sortida
Metà	0,018	0,019	0,032	0,03	0,05	0,05
Età	0,033	0,034	0,054	0,06	0,07	0,08
Benzè	0,907	0,905	0,837	0,83	0,77	0,77
Etilè	0,040	0,005	0,043	0,01	0,04	0,01
Etilbenzè	0,001	0,035	0,032	0,07	0,06	0,10
Temperatura ($^\circ\text{C}$)	407,5	428,4	380,0	403,3	380,0	402,6
Cabal total (kg/h)	261.459,75		268.806,84		276.151,60	
C_p total (kJ/kg·K)	1,73		1,71		1,70	

Amb aquestes dades ja es poden calcular les calors generades a cada reactor. A continuació es mostra per exemple el càlcul del calor generat en el reactor R-201:

$$Q_{\text{Generat}} = 261459,75 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1\text{h}}{3600\text{s}} \cdot 1,73 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \cdot (428,4^\circ\text{C} - 407,5^\circ\text{C}) = 2626,56 \text{ kW}$$

Amb el calors generats a cada reactor es pot calcular el gruix de llana de roca necessari com a aïllament. Aquest es calcula amb la següent expressió:

$$Q_Q = \frac{\Delta T}{\frac{\Delta x}{k \cdot A_{ml}}} \quad (14)$$

On:

- Q_Q : cabal de calor en kW.
- ΔT : diferència de temperatura entre l'ambient i el reactor en °C.
- Δx : gruix de la llana de roca (m).
- K : conductivitat tèrmica de la llana de roca (0,04 W/(m·K))
- A_{ml} : àrea mitjana logarítmica entre l'equip i l'aïllant en m².

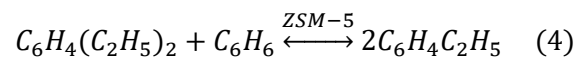
Com els reactors són adiabàtics cal calcular el gruix de llana de roca que deixi passar com a màxim l'1% del calor generat en la reacció. Com l'àrea mitjana logarítmica depèn del gruix de l'aïllant s'ha utilitzat l'eina Solver de l'Excel per al càlcul d'aquest gruix. A continuació es mostren els calors generats i el gruixos d'aïllament a cada reactor:

Taula 11.18 Calor generada a cada reactor d'alquilació

Reactor	R-201	R-202	R-203
Q generat (kW)	2.626,56	2.987,61	2.950,78
Gruix llana de roca (m)	0,09	0,12	0,14

11.4 Disseny del reactor de transalquilació

El reactor de transalquilació és on es produeix la reacció de recuperació d'EB a partir del DEB format als reactors d'alquilació. Es presenta la reacció a continuació:



Aquesta reacció es dona en presència d'un catalitzador tipus zeolita ZSM-5 a una temperatura de 500 °C. Mentre que treballar a una temperatura tan elevada als reactors d'alquilació és perjudicial, al reactor de transalquilació és indiferent, ja que no hi ha entrada d'etilè al reactor i, per tant, no es formen subproductes indesitjables. Aquesta elevada temperatura afavoreix la cinètica de formació d'EB a partir de DEB i benzè segons la reacció 4.

11.4.1 Disseny cinètic del reactor de transalquilació

Per a determinar aproximadament el volum de reactor necessari es determina el temps de residència dels tres reactors del Llibre [1]. S'utilitza l'equació 3 per a determinar el temps de residència:

$$\tau = \frac{V}{Q} \quad (3)$$

Si es posa com a exemple el reactor de transalquilació de la bibliografia [1]:

$$Q = \frac{4616,5 \text{ kg/h}}{42,79 \text{ kg/m}^3} = 107,89 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\tau = \frac{1,67 \text{ m}^3}{107,89 \text{ m}^3/\text{h}} = 1,15 \cdot 10^{-2} \text{ h}$$

D'aquesta manera es coneix el temps de residència dels gasos al reactor, el qual permet escalar el volum a un cabal major.

Amb el temps de residència de $1,15 \cdot 10^{-2}$ h es determina el volum amb el cabal adequat a la planta de producció EBYL. El cabal d'entrada al reactor de transalquilació és de $153,97 \text{ m}^3/\text{s}$.

$$V = \frac{1,15 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}}}{153,97} = 0,27 \text{ m}^3$$

S'utilitzen aquests volums com a valor inicial per a començar a iterar amb el simulador *Aspen Hysys*. Finalment, s'obté que el reactor de transalquilació R-204 té un volum de 4 m^3 . Amb aquest volum s'aconsegueix una conversió del 99,78% per a la reacció de transalquilació del DEB a EB.

En tractar-se de reaccions exotèrmiques s'espera un increment de la temperatura dins dels reactors. Aquest augment pot ser considerable i desencadenar la formació de subproductes indesitjats. Es representa el perfil de temperatura a l'interior del reactor a la **Figura 11.9**.

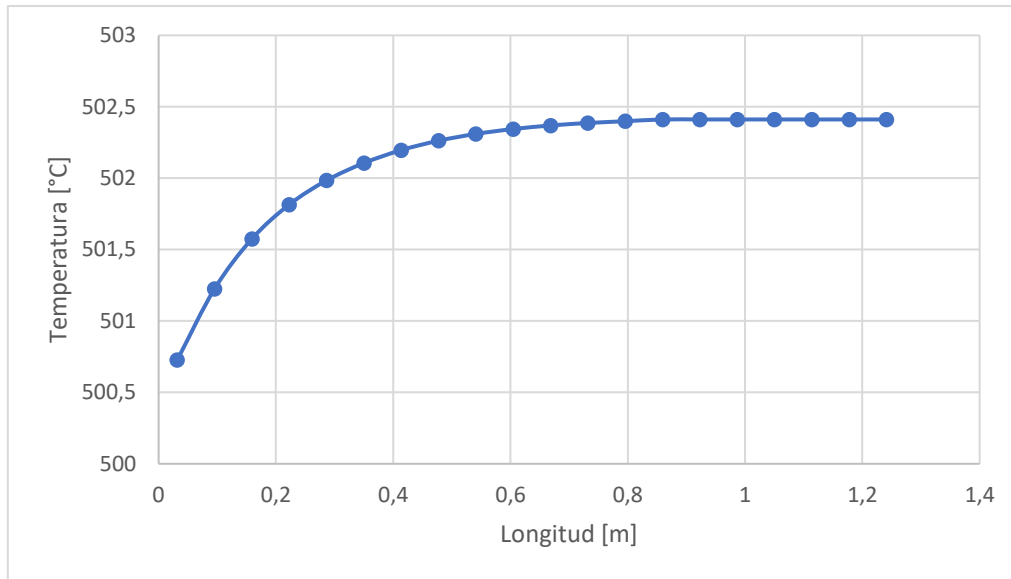


Figura 11.9. Perfil de temperatura al reactor R-204.

Es pot veure a la **Figura 11.9** com la temperatura a l'interior del reactor no incrementa excessivament.

Es representa el perfil de flux molar al llarg del reactor a la **Figura 11.10**.

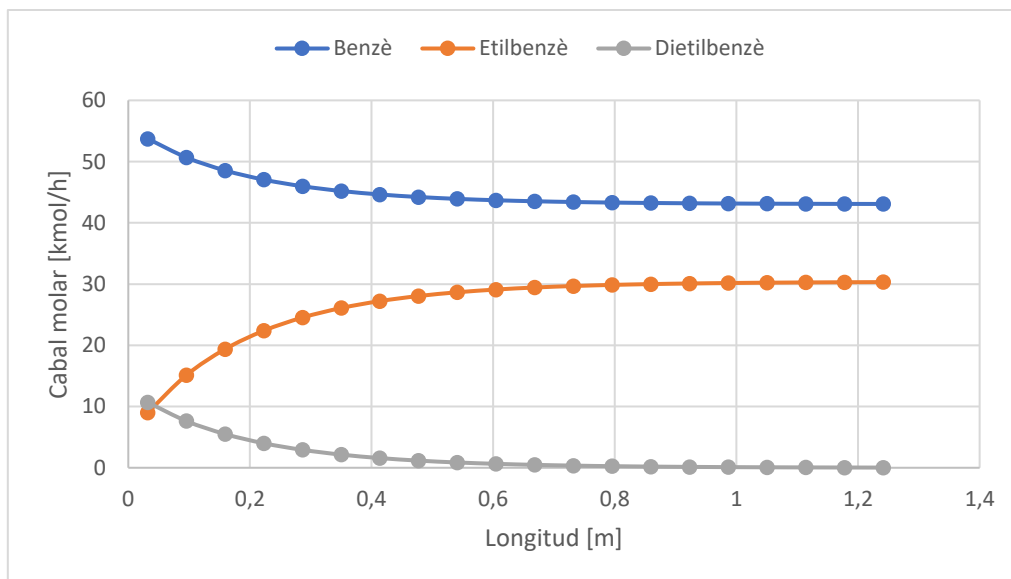


Figura 11.10. Perfil del cabal molar al reactor R-201.

Es pot veure a la **Figura 11.10** com el cabal de DEB disminueix a mesura que avança al reactor, mentre que el EB augmenta considerablement.

Amb aquests paràmetres de temperatura i cabal molar es conclou que el reactor R-204 funciona de la manera desitjada, ja que la sortida de DEB del reactor és molt baixa.

Per a determinar la longitud i diàmetre dels reactors s'utilitza la referència del llibre “*Analysys, Synthesis, and Design of Chemical Processes*” [1]. Es troba una relació entre la longitud i el diàmetre per al reactor de transalquilació de 5,26.

Per a determinar la longitud del reactor s'aplica la fórmula 5:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L \rightarrow \frac{V}{D} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{L}{D} \quad (5)$$

$$\frac{4}{D} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 5,26 \rightarrow D = 0,99 \text{ m}$$

Es determina un diàmetre i es fixa la longitud amb el mateix programari de simulació *Aspen Hysys*.

Per al reactor R-204 el diàmetre és de 0,99 m i la longitud que dona el simulador és de 5,20 m.

El reactor de transalquilació R-204 és un reactor catalític monotubular de llit fix. El catalitzador utilitzat és el mateix que en els reactors d'alquilació. La informació dels catalitzadors es troba a la **Taula 11.9**.

Es presenten les característiques del reactor a la **Taula 11.19**.

Taula 11.19. Característiques del reactor de transalquilació.

Volum [m³]	4,00	Pressió de sortida [kPa]	1985
Longitud [m]	5,20	ΔP [kPa]	15
Diàmetre [m]	0,99	Temperatura d'entrada [°C]	500
Conversió a EB	99,78 %	Temperatura de sortida [°C]	502,4
Pressió d'entrada [kPa]	2000	ΔT [°C]	2,4

11.4.2 Disseny constructiu del reactor

El reactor de transalquilació és un equip monotubular amb un llit fix de catalitzador. Per a dissenyar de manera correcta el reactor es divideix el cos en tres parts. La carcassa, el fons i el capçal.

El material constructiu del reactor és acer 316L per a evitar qualsevol possible problema de corrosió donat l'ambient i la ubicació de la planta, ja que cap component del procés és corrosiu.

Per a determinar la pressió de disseny dels reactors segons el codi *ASME secció 8 divisió 1*, la pressió de disseny haurà de ser superior a la màxima pressió d'operació sota les circumstàncies més extremes. Per tant, i com a mesura de seguretat, s'aplica una diferència respecte a la pressió de treball dels reactors del 20%. S'utilitza l'equació 6 utilitzada prèviament per a determinar el gruix de la carcassa.

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad (6)$$

L'esforç de l'acer 316L (S) és de $1,15 \cdot 10^5$ kPa. El factor d'eficàcia de la soldadura mesura la qualitat de la soldadura de les plaques d'acer. Com es tracta de soldadura entre dues plaques metàl·liques i no una peça massissa, el factor de qualitat té un valor de 0,85.

El càlcul es realitza de la següent manera:

$$t = \frac{2000 \cdot 1,2 \cdot 495}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 2000 \cdot 1,2} = 12,3 \text{ mm}$$

La carcassa té un gruix mínim de 12,3 mm.

Per motius de seguretat, el gruix de la carcassa s'incrementa en 5 mm. De tal manera que el gruix de la carcassa mínim del reactor de transalquilació és de 17 mm.

Per a dissenyar el fons i el capçal del reactor de transalquilació s'ha escollit un disseny tipus Klopper, ja que aquest té una forma que ocupa menys espai i pot tolerar les pressions de treball igualment que un fons toriesfèric.

Segons el codi *ASME*, per a determinar el gruix dels capçals s'utilitza la fórmula 7 emprada prèviament.

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot D}{S \cdot E - 0,1 \cdot P} \quad (7)$$

De tal manera que el gruix del capçal mínim es determina com:

$$t = \frac{0,885 \cdot 2000 \cdot 990}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 2000} = 17,96 \text{ mm}$$

A més del valor mínim calculat, s'afegeix un valor de seguretat de 5 mm per preservar la seguretat de la planta. Per tant, el gruix del fons i del capçal per al reactor R-204 té un valor de 23 mm. Per tal de fer un disseny constructiu coherent, se selecciona el gruix més gran entre el capçal i fons i la carcassa per tal de fer-ho tot del mateix gruix.

Per tant, el reactor de transalquilació té un gruix de 23 mm a la carcassa, al fons i al capçal.

Per a determinar la pressió de disseny s'utilitza l'equació 6, on amb el gruix final de l'equip, es determina la pressió que pot tolerar aquesta.

$$23 = \frac{0,885 \cdot P \cdot 990}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot P} \rightarrow P = 2559 \text{ kPa}$$

La pressió de disseny dels reactor de transalquilació R-204 és de 2559 kPa.

El diàmetre extern de la carcassa del reactor es determina amb l'equació 8, utilitzada prèviament.

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t \quad (8)$$

El diàmetre extern de la carcassa es determina com:

$$D_{ext} = 0,99 + 2 \cdot 0,023 = 1,04 \text{ m}$$

El diàmetre exterior del reactor R-204 és de 1,04 m.

11.4.3 Pes del reactor

Primerament, es determina el pes del reactor buit. Per a aquest càlcul únicament es considera el gruix de la carcassa, el capçal i el fons. A aquest valor se li aplica un 10% del pes total per tal de considerar les brides, vàlvules, soldadures, etc.

El volum del cos es determina amb l'expressió 9, utilitzada prèviament.

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2 \cdot L - \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2 \cdot L \quad (9)$$

El volum del cos per al reactor R-204 es determina com:

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot 1,04^2 \cdot 5,20 - \frac{\pi}{4} \cdot 0,99^2 \cdot 5,20 = 0,41 \text{ m}^3$$

El volum d'acer 316L que té el reactor R-204 és de 0,41 m³. El pes del capçal i del fons es determina amb una calculadora de fons Kloppe. Per al reactor R-204 el pes del capçal és de 248 kg.

El pes buit es determina amb l'equació 10, utilitzada prèviament.

$$P_{buit} = (V_{cos} \cdot \rho_{316L} + 2 \cdot P_{fons}) \cdot 1,1 \quad (10)$$

El pes es determina com:

$$P_{buit} = (0,41 \cdot 8000 + 2 \cdot 248) \cdot 1,1 = 4.153 \text{ kg}$$

Per al reactor R-204 el pes del reactor buit és de 4.153 kg.

Per a determinar el pes del reactor amb catalitzador s'utilitza la fórmula 11, usada prèviament.

$$P_{react+cat} = P_{buit} + 0,5 \cdot V_{react} \cdot \rho_{cat} \quad (11)$$

El càlcul es realitza com:

$$P_{react+cat} = 4153 + 0,5 \cdot 4 \cdot 720 = 5.593 \text{ kg}$$

El reactor R-204 amb el catalitzador té un pes de 5.593 kg.

El pes del reactor en operació normal es determina amb l'equació 12, utilitzada prèviament.

$$P_{oper} = P_{react+cat} + 0,5 \cdot V_{react} \cdot \rho_{aliment} \quad (12)$$

El pes del reactor de transalquilació en operació es determina com:

$$P_{oper} = 5593 + 0,5 \cdot 4 \cdot 42,79 = 5.679 \text{ kg}$$

El reactor R-204 en operació té un pes de 5.679 kg. A la *¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.* es presenten els resultats del pes per al reactor de transalquilació.

Taula 11.20. Pes del reactor de transalquilació.

Reactor	P _{buit} (kg)	P _{react+cat} (kg)	P _{oper} (kg)
R-204	4.153	5.593	5.679

11.5 Disseny dels tancs d'emmagatzematge

Per a l'operació de la planta es requereix l'emmagatzematge tant de la matèria prima com del producte acabat. En el cas de la matèria prima només s'ha proposat emmagatzemar el benzè, ja que aquest ve subministrat per camions cisterna. En canvi, l'etilè al ser subministrat per canonada, s'ha decidit no implementar un sistema d'emmagatzematge d'aquest. Pel que fa al producte, s'emmagatzema l'etilbenzè produït en el procés.

Tant el benzè com l'etilbenzè són líquids a temperatura ambient, a més en la normativa APQ ambdós compostos segueixen l'APQ-1 i són catalogats com a B1 degut al seu punt d'inflamabilitat. Per tant, el disseny dels tancs s'ha fet per a l'emmagatzematge dels dos compostos. Els principals criteris per al disseny dels tancs han estat els següents:

- El volum útil del tanc ha d'estar al voltant de 200 m³.
- La relació L/D (on L és la longitud i D el diàmetre de la virola) ha de ser inferior o igual a 1,75 perquè segons la normativa, la distància entre tancs sigui de 0,5D. D'aquesta forma es redueix la superfície que ocupa el parc de tancs.

- L'alçada i el diàmetre de la virola han d'aprofitar al màxim les mides de les planxes d'acer que s'utilitzaran per a la construcció d'aquesta. S'ha pres com a referència que les mides de les planxes d'acer són de 2,5m x 2,5m.

A continuació a la *¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.11.21* es mostren les dimensions de la virola del tanc dissenyat.

Taula 11.21. Dimensions de la virola del tanc.

Alçada (m)	9,5
Diàmetre (m)	5,5
Perímetre (m)	17,3
Nº planxes 2,5m per al perímetre	6,9
L/D	1,7
Volum (m³)	225,7

S'ha escollit un fons toriesfèric per al fons del tanc per a facilitar l'extracció del contingut d'aquest i per a una millor resistència. Per a estimar el volum del fons s'ha usat la següent relació [3]:

$$Volum\ Klopper = 0,1 \cdot Di^3 = 0,1 \cdot 5,5^3 = 16,6\ m^3 \quad (15)$$

On:

- Di: diàmetre intern del tanc en m.

El volum total del tanc resulta en 242,3 m³, però s'ha determinat que només el 80% d'aquest volum es té en compte com a útil. Per tant, el volum útil del tanc s'ha determinat en 193,9 m³.

Un cop calculat el volum dels tancs cal conèixer el gruix d'aquests. Per les característiques dels components a emmagatzemar s'ha escollit utilitzar acer 316L. Per a calcular el s'ha utilitzat la següent fórmula [4]:

$$t = \frac{2,6 \cdot D \cdot (H - 1) \cdot G}{Sd} + CA \quad (16)$$

On:

- t =Gruix del tanc en inch
- D =diàmetre del tanc en ft
- H =alçada del líquid en ft
- G =Gravetat específica
- Sd =límit elàstic en psi
- CA =Gruix corrosió en inch

A continuació a la **Taula 11.22** es mostren les dades per al càlcul del gruix del tanc. El límit elàstic de l'acer s'ha obtingut de la bibliografia [5].

Taula 11.22. Dades per al càlcul del gruix del tanc.

Alçada líquid (ft)	27,7
Diàmetre (ft)	18,0
Límit elàstic acer 304 (psi)	23925
Gravetat específica	6,9
Gruix corrosió (inch)	0,125

Càlcul del gruix:

$$t = \frac{2,6 \cdot 18,0 \cdot (27,7 - 1) \cdot 1}{23925} + 0,125 = 0,177 \text{ inch}$$

Si es fa la conversió a mil·límetres i s'arrodoneix s'obté un gruix de 5 mm.

Per a determinar la pressió de disseny s'utilitza l'equació 8, on amb el gruix final de l'equip, es determina la pressió que pot tolerar aquesta.

$$5 = \frac{0,885 \cdot P \cdot 5500}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot P} \rightarrow P = 100,4 \text{ kPa}$$

La pressió de disseny dels tancs d'emmagatzematge és de 100,4 kPa.

Per a determinar el pes dels tancs primerament es determina el pes buit. Per a aquest càlcul únicament es considera el gruix de la carcassa, el capçal i el fons. A aquest valor se li aplica un 10% del pes total per tal de considerar les brides, vàlvules, soldadures, etc.

El volum dels cos es determina amb l'expressió 9, utilitzada prèviament.

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2 \cdot L - \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2 \cdot L \quad (9)$$

El volum del cos per als tancs es determina com:

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot 5,51^2 \cdot 9,5 - \frac{\pi}{4} \cdot 5,5^2 \cdot 9,5 = 0,821 \text{ m}^3$$

El volum d'acer 316L que tenen els tancs és de 0,821 m³. El pes del capçal i del fons es determina amb una calculadora de fons Klopper. Per al reactor R-204 el pes del capçal és de 1183 kg.

El pes buit es determina amb l'equació 9, utilitzada prèviament.

$$P_{buit} = (V_{cos} \cdot \rho_{316L} + 2 \cdot P_{fons}) \cdot 1,1 \quad (10)$$

El pes es determina com:

$$P_{buit} = (0,821 \cdot 8000 + 2 \cdot 1183) \cdot 1,1 = 9.832 \text{ kg}$$

Per als tancs, el pes buit és de 9.832 kg.

El pes del tancs plens es determina amb l'equació 17.

$$P_{ple} = P_{buit} + V_{tanc} \cdot \rho_{producte} \quad (17)$$

Per al tanc amb benzè, el pes del tanc ple es determina com:

$$P_{ple} = 9.832 + 193,87 \cdot 876 = 179.662 \text{ kg}$$

El pes ple per als tancs d'emmagatzematge de benzè és de 179.662 kg. Es realitza el mateix càlcul amb el tanc d'emmagatzematge de EB. S'obté un pes ple de 177.820 kg.

11.5.1 Tancs d'emmagatzematge de benzè

S'ha calculat que per a complir amb la producció d'etilbenzè cal un cabal de benzè de 32.073,4 kg/h. Si es fa la conversió, es requereixen 878,7 m³/dia. Per a no haver de parar la producció de la planta davant una falta de subministrament s'ha calculat un emmagatzematge per a suplir tres dies de producció. Resultant en el fet que la capacitat del parc de tancs ha de ser de 2.636,2 m³. El volum útil dels tancs calculats és de 193,9 m³. A continuació es troben els càlculs realitzats per a obtenir el nombre de tancs:

$$Volum \text{ benzè } 3 \text{ dies} = 32.073,43 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{m}^3}{876 \text{ kg}} \cdot \frac{24}{1 \text{ dia}} \cdot 3 \text{ dies} = 2.636,17 \text{ m}^3$$

$$\text{número de tancs} = \frac{\text{Volum benzè 3 dies}}{\text{Volum útil tanc}} = \frac{2.636,17 \text{ m}^3}{193,87 \text{ m}^3} = 13,60 \approx 14 \text{ tancs}$$

El parc de tancs de benzè estarà compost per 14 tancs.

11.5.2 Tancs d'emmagatzematge d'etilbenzè

A la planta es produeix un cabal d'etilbenzè de 42.165,9 kg/h. Si es fa la conversió, es produeixen 1167,9 m³/dia. Per a no haver de parar la producció per falta d'espai s'ha calculat un emmagatzematge per a suplir tres dies de producció. Resultant en el fet que la capacitat del parc de tancs ha de ser de 3.503,7 m³. El volum útil dels tancs calculats és de 193,9 m³. A continuació es troben els càlculs realitzats per a obtenir el nombre de tancs:

$$\text{Volum etilbenzè 3 dies} = 42.167,9 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{m}^3}{866,5 \text{ kg}} \cdot \frac{24}{1 \text{ dia}} \cdot 3 \text{ dies} = 3.503,7 \text{ m}^3$$

$$\text{número de tancs} = \frac{\text{Volum etilbenzè 3 dies}}{\text{Volum útil tanc}} = \frac{3.503,7 \text{ m}^3}{193,87 \text{ m}^3} = 18,07 \approx 18 \text{ tancs}$$

El parc de tancs d'etilbenzè estarà compost per 18 tancs.

11.6 Disseny dels bescanviadors de calor amb canvi de calor sensible.

Per al disseny dels bescanviadors de calor s'empra el programari *Aspen HYSYS* amb la modalitat *Heat Exchange Design V10*. Aquest programa té present la normativa *TEMA* que aplica els criteris més utilitzats per al disseny. Aquest classifica els bescanviadors en diferents configuracions segons el codi *ASME*.

S'implementen bescanviadors de calor a la planta EBYL per a poder controlar la temperatura en l'àrea de reacció, ja que no s'ha de superar la temperatura crítica del benzè. Per a l'àrea de separació també és necessari un bescanviador per a refredar el corrent abans de la separació flash. Per tant, únicament es presenta un sistema de refrigeració a la planta per a no assolir temperatures elevades i mantenir la seguretat durant la producció.

Per a dur a terme el disseny dels bescanviadors de calor cal identificar els corrents d'entrada i sortida del procés a partir dels balanços que acompanyen al diagrama de procés. D'aquests corrents es necessita conèixer les seves propietats, que són la temperatura, pressió, fracció de vapor/líquid i composicions.

En aquesta secció es descriu el disseny amb únicament un canvi de calor sensible, és a dir, amb un salt de temperatures dels fluids sense patir un canvi de fase. Cal identificar primer quin serà el salt tèrmic dels corrents de procés i el canvi de pressió que pateix i les composicions que són les mateixes com per l'entrada i sortida. Els bescanviadors del procés que només pateixen el salt tèrmic són els que es troben a la sortida de cada reactor i a l'entrada del primer separador.

Per al disseny d'aquests bescanviadors de calor s'utilitzen els de carcassa i tubs, ja que són els més utilitzats i econòmics. El fluid del procés que és vapor passa per tubs i el fluid refrigerant

que és aigua passa per carcassa. La normativa TEMA que prenen tots els bescanviadors és la BEM. On la B defineix el capçal de l'equip que és una coberta integral, la E determina la carcassa que s'ha definit com a un pas i la M determina el capçal posterior com a tub estacionari.

11.6.1 Criteris per al disseny.

Cal tenir present una sèrie de criteris per al disseny dels bescanviadors, com per exemple, la disposició dels tubs, velocitats, pèrdua de pressió entre d'altres. A continuació s'expliquen quins són de forma detallada.

11.6.1.1 Classificació de bescanviadors.

Els bescanviadors de calor es poden classificar segons quina interacció presenten el fluid fred i calent, que pot ser per contacte indirecte, que és quan els fluids es troben separats, o contacte directe que es dona lloc quan estan en contacte, com per exemple, l'aigua i l'aire.

També es poden classificar pel flux de circulació que presenten entre els fluids. Aquest flux pot ser en co-corrent, quan els fluids circulen en la mateixa direcció o a contracorrent quan ambdós fluids circulen en direcció contrària. Per al disseny dels bescanviadors és més eficient el flux a contracorrent, gràcies al fet que per assolir un mateix salt tèrmic l'àrea requerida per a un flux en co-corrent és superior al que es necessita per a un flux a contracorrent.

11.6.1.2 Tipus de bescanviadors.

Es distingeixen un total de quatre bescanviadors que són els requerits per escalfar o refredar, calderes, condensadors i evaporadors.

Els bescanviadors per escalfar o refredar generalment són els de carcassa i tubs, ja que són els més econòmics a implementar. Aquests bescanviadors presenten un canvi de calor sensible únicament, és a dir, només hi ha salt tèrmic entre els dos fluids d'operació.

Les calderes transmeten energia al fluid fred en estat líquid per a que canviï de fase a vapor. Per tant, la temperatura del fluid fred no varia, només presenta un canvi de fase, però la temperatura del fluid calent si varia.

Els evaporadors i els condensadors presenten canvi de fase gràcies a l'energia que aporta o extrau la calor latent, el fenomen present a aquests bescanviadors s'explica més endavant a ***l'Apartat 11.8. Disseny de les columnes de rectificació.***

11.6.1.3 Velocitat dels fluids.

El paràmetre essencial que no pot sortir dels rangs és la velocitat dels fluids. Això pot resultar un problema si la velocitat dels fluids es troba per sota de la típica, ja que implica que el fluid no circula i si es troba per sobre implica que la turbulència del fluid és elevada i pot ocasionar problemes als equips. Aquesta problemàtica també influeix en la pèrdua de càrrega tant com tubs i per carcassa una elevada pèrdua de càrrega a més a més d'encarir l'equip pot influir en la circulació dels fluids. Per a solucionar aquesta problemàtica cal tenir present l'equació 18.

$$v = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} \cdot d^2} \quad (18)$$

Quan el problema es troba en el fet que la velocitat és baixa per a tenir un augment cal reduir el diàmetre extern, ja que, tal i com es mostra en l'equació 16, la velocitat del fluid és inversament proporcional al diàmetre, i per disminuir la velocitat cal un augment del diàmetre extern.

A la **Taula 11.23** es mostren els valors típics a tenir present per al disseny dels bescanviadors de la planta EBYL.

Taula 11.23. Rang de valors típics dels paràmetres de disseny.

Velocitat líquids per carcassa (m/s)	0,3-1
Velocitat gasos per tubs (m/s)	5-30

Es mostra a la **Taula 11.23** que la velocitat dels líquids per carcassa es troba en 0,3-1 m/s, pel fet que, s'utilitza aigua com a fluid refrigerant i els gasos per tubs a 5-30 m/s que representen el fluid de procés.

11.6.1.4 Factor d'embrutiment.

Cal tenir en compte el fouling dels bescanviadors que és l'embrutiment que presenta el bescanviador tant per carcassa com per tubs, aquests paràmetres estan tabulats segons el tipus de fluid. A la **Taula 11.24** es mostra el factor d'embrutiment.

Taula 11.24. Factor fouling per a cada fluid.

Fluid procés ($\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$)	Fluid refrigerant (aigua) ($\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$)
55.555	5.555

Aquests paràmetres són importants tenir-los presents, ja que afecten el coeficient global de transferència de calor i, per tant, a l'àrea del bescanviador es genera una capa de matèria en la superfície dels tant a la carcassa i tubs que el flux de calor ha de travessar per dur a terme el salt tèrmic, és a dir, és una capa extra que interfereix en el bescanvi de calor.

11.6.1.5 Tubs.

La disposició dels tubs està determinada pel Pitch i és la distància menor del tub adjacent. Es distingeixen quatre tipus que es presenten a continuació a la **Taula 11.25**.

Taula 11.25. Pitch amb descripció corresponent.

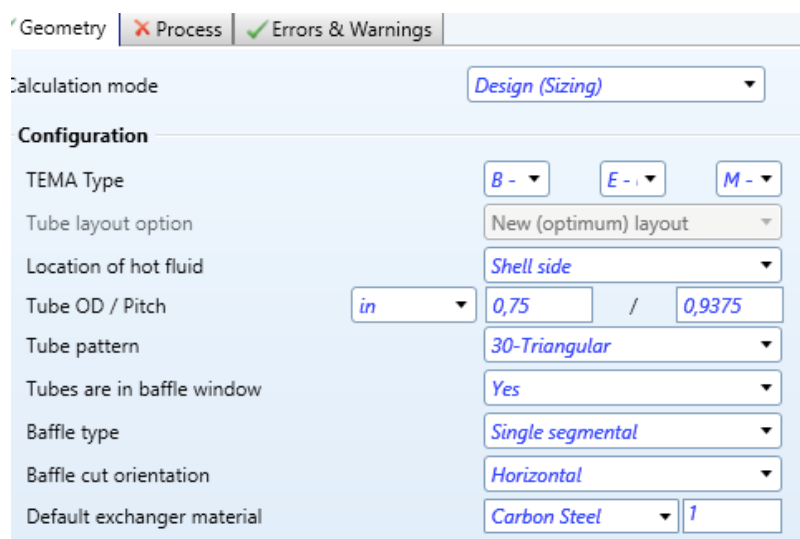
Pitch	Descripció
Triangular 60°	Genera elevades pèrdues de pressió
Triangular 30°	Per a qualsevol règim de circulació
Quadrat 90°	S'utilitza per flux turbulent
Quadrat 45°	S'utilitza per flux laminar

Per als bescanviadors de la planta EBYL s'utilitza una disposició dels tubs triangular 30 °, ja que es pot operar amb qualsevol regim de circulació, permet una millor transferència de calor, l'àrea que requereix és més petita i, per tant, són més econòmics.

A més de considerar aquesta disposició dels tubs s'ha de considerar que la relació longitud-tubs, el diàmetre de carcassa ha d'estar entre 4 i 6.

11.6.1.6 Exemple de disseny per al E-201

En aquesta secció s'explica com s'ha dissenyat l'equip E-201. Primer és fa la selecció del TEMA com es mostra en la **Figura 11**.



The image shows a software interface for configuring a heat exchanger. At the top, there are three tabs: 'Geometry' (selected), 'Process', and 'Errors & Warnings'. Below the tabs, the 'Calculation mode' is set to 'Design (Sizing)'. The 'Configuration' section includes the following settings:

- TEMA Type: B - (selected), E - (available), M - (available)
- Tube layout option: New (optimum) layout
- Location of hot fluid: Shell side
- Tube OD / Pitch: in (selected), 0,75 / 0,9375
- Tube pattern: 30-Triangular
- Tubes are in baffle window: Yes
- Baffle type: Single segmental
- Baffle cut orientation: Horizontal
- Default exchanger material: Carbon Steel (selected), 1

Figura 11.11. Selecció del TEMA.

En la **Figura 11** es mostra el TEMA que ve per defecte al programa que en aquest cas és el BEM, aquest no es modifica. Per defecte el programa localitza com a fluid calent a la carcassa, s'ha de modificar perquè la seva circulació sigui per tubs. Com que la temperatura del procés és molt més elevada que la de l'aigua, és preferible que aquest circuli pels tubs. També s'observa que per defecte presenta una disposició dels tubs com a Pitch triangular, aquest es manté, ja que és la millor disposició dels tubs que permet una bona transferència de calor.

Un cop definit com és el bescanviador cal introduir quins són els salts tèrmics per als fluids, les pressions i en quina fase presenten.

A la **Figura 11.12** es mostren els paràmetres dels corrents de sortida i entrada que s'introdueix en la secció *Process Data* del programa.

	Hot Stream (1) Shell Side		Cold Stream (2) Tube Side	
	In	Out	In	Out
Fluid name				
Mass flow rate	kg/h	268806		
Temperature	°C	416,17	35	45
Vapor mass fraction		1	0	0
Pressure (absolute)	kPa	2985	101,3	90,287
Pressure at liquid surface in column				
Heat exchanged	kW			
Exchanger effectiveness				
Adjust if over-specified		Heat load		Heat load
Estimated pressure drop	bar	0,15	0,11013	
Allowable pressure drop	bar	0,25855	0,20684	
Fouling resistance	m ² -K/W	0,000022	0,00018	

Figura 11.12. Dades del procés introduïdes.

A la **Figura 11.12** es mostren les dades de procés introduïdes per al fluid refrigerant. S'imposa el salt tèrmic desitjat perquè el programa calculi les necessitats de refrigeració. Per a evitar un canvi de fase per a la secció *Vapour mass fraction* per al fluid calent es posa un 1, ja que és vapor i per al fluid refrigerant es posa un 0, donat que és aigua líquida.

Per tant, amb la massa d'entrada del fluid de procés, el salt tèrmic i la calor específica es pot calcular quina és la calor bescanviada amb l'equació 19 que és l'equació de velocitat.

$$Q = 268.806 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot 2,26 \frac{\text{kJ}}{\text{Kg}\cdot\text{K}} \cdot (416,17 - 380)^\circ\text{C} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 5.908 \text{ kW} \quad (19)$$

S'obté que es bescanvia un total de 5.908 kW en aquest equip amb el salt tèrmic que s'exigeix per al fluid de procés i al fluid fred. Més endavant, amb els resultats obtinguts s'ha de verificar que teòricament s'apropa al valor de la simulació.

Seguidament, s'introdueixen les composicions per al fluid calent i per al fluid fred.

A la **Figura 11.13** es mostren les composicions per al fluid calent que correspon a la sortida del primer reactor que cal refrigerar.

Physical property package: B-JAC

Hot side composition specification: Weight flowrate or %

	BJAC Components	BJAC Composition	Component type
1	Methane	0,03	Program
2	Ethane	0,05	Program
3	Benzene	0,84	Program
4	Ethylene	0,04	Program
5	Ethylbenzene	0,03	Program
6			

Figura 11.13. Composicions per al fluid calent.

Com s'observa a la **Figura 11.13** es mostren les composicions del fluid calent usant el paquet de propietats físiques B-JAC. A la **Figura 11.14** es mostren les composicions per al fluid fred que circula per carcassa.

Physical property package: B-JAC

Cold side composition specification: Weight flowrate or %

	BJAC Components	BJAC Composition	Component type
1	Water	1	Program
2			

Figura 11.14. Composicions per al fluid fred.

Com s'observa a la **Figura 11.14** es mostren les composicions del fluid fred usant el paquet de propietats físiques B-JAC. Aquestes composicions no varien en la circulació dels equips, gràcies a que com s'ha mencionat anteriorment es tracta d'un bescanvi de calor sense canvi de fase.

Un cop s'ha definit aquests paràmetres es fa córrer el programa per a analitzar els resultats obtinguts. Per a alguns bescanviadors el resultat que proporciona alguns paràmetres al *TEMA Sheet*, no es troba dins dels valors típics.

A la **Taula 11.26** i **Taula 11.27** es presenta els resultats obtinguts per al disseny de l'equip E-201 sense cap modificació.

Taula 11.26. Resultats TEMA Sheet per al bescanviador E-201.

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:	737 - 2438,4 mm	Type:	BEM Horizontal	Connected in:	1 parallel 1 series
7	Surf/(unit)(eff.)	81,8 m ²	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.)	81,8 m ²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT					
9	Fluid allocation	Shell Side		Tube Side		
10	Fluid name	water		fluid procés		
11	Fluid quantity, Total	kg/s 144,8325		74,6683		
12	Vapor (In/Out)	kg/s 0		74,6683 / 74,6683		
13	Liquid	kg/s 144,8325		0 / 0		
14	Noncondensable	kg/s 0		0 / 0		
15						
16	Temperature (In/Out)	°C 35 / 45		416,17 / 380		
17	Bubble / Dew point	°C /		/ /		
18	Density Vapor/Liquid	kg/m ³ / 996,09 / 992,69		34,49 / 36,61 /		
19	Viscosity	mPa·s / 0,7196 / 0,5981		0,0155 / 0,0154 /		
20	Molecular wt, Vap			61,89 / 61,89		
21	Molecular wt, NC					
22	Specific heat	kJ/(kg·K) / 4,189 / 4,187		2,248 / 2,244 /		
23	Thermal conductivity	W/(m·K) / 0,6135 / 0,626		0,0531 / 0,0519 /		
24	Latent heat	kJ/kg				
25	Pressure (abs)	bar 1,013 / 0,86269		29,85 / 29,59456		
26	Velocity (Mean/Max)	m/s 1,05 / 1,12		19,93 / 20,54		
27	Pressure drop, allow./calc.	bar 0,20684 / 0,15031		0,25855 / 0,25545		
28	Fouling resistance (min)	m ² ·K/W 0,00018		2E-05 3E-05 Ao based		
29	Heat exchanged	6065 kW	MTD (corrected)	357,92 °C		
30	Transfer rate, Service	207,1 Dirty 1240,1 Clean 1671,9	W/(m ² ·K)			
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL				Sketch	
32		Shell Side		Tube Side		
33	Design/Vacuum/test pressure	bar 3,44738 / / 33,09485 / /				
34	Design temperature	°C 82,22 / 454,44				
35	Number passes per shell	1 / 1				
36	Corrosion allowance	mm 3,18 / 3,18				
37	Connections	In mm 1 406,4 / - 1 558,8 / -				
38	Size/Rating	Out mm 1 406,4 / - 1 508 / -				

Taula 11.27. Continuació resultats TEMA Sheet per al bescanviador E-201.

19	Viscosity	mPa·s / 0,7196 / 0,5981		0,0155 / 0,0154 /		
20	Molecular wt, Vap			61,89 / 61,89		
21	Molecular wt, NC					
22	Specific heat	kJ/(kg·K) / 4,189 / 4,187		2,248 / 2,244 /		
23	Thermal conductivity	W/(m·K) / 0,6135 / 0,626		0,0531 / 0,0519 /		
24	Latent heat	kJ/kg				
25	Pressure (abs)	bar 1,013 / 0,86269		29,85 / 29,59456		
26	Velocity (Mean/Max)	m/s 1,05 / 1,12		19,93 / 20,54		
27	Pressure drop, allow./calc.	bar 0,20684 / 0,15031		0,25855 / 0,25545		
28	Fouling resistance (min)	m ² ·K/W 0,00018		2E-05 3E-05 Ao based		
29	Heat exchanged	6065 kW	MTD (corrected)	357,92 °C		
30	Transfer rate, Service	207,1 Dirty 1240,1 Clean 1671,9	W/(m ² ·K)			
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL				Sketch	
32		Shell Side		Tube Side		
33	Design/Vacuum/test pressure	bar 3,44738 / / 33,09485 / /				
34	Design temperature	°C 82,22 / 454,44				
35	Number passes per shell	1 / 1				
36	Corrosion allowance	mm 3,18 / 3,18				
37	Connections	In mm 1 406,4 / - 1 558,8 / -				
38	Size/Rating	Out mm 1 406,4 / - 1 508 / -				
39	Nominal	Intermediate 1 / - 1 / -				
40	Tube #:	610	OD: 19,05 Tks. Average 2,11 mm	Length: 2,4384 m	Pitch: 23,81 mm	Tube pattern: 30
41	Tube type:	Plain	Insert: None	Fin#: /m	Material: Carbon Steel	
42	Shell	Carbon Steel	ID 736,6 OD 755,65 mm	Shell cover -		
43	Channel or bonnet	Carbon Steel	Channel cover -			
44	Tube-sheet-stationary	Carbon Steel	Tube-sheet-floating -			
45	Floating head cover	-	Impingement protection None			
46	Baffle-cross	Carbon Steel	Type Single segmental	Cut(%d) 38,8	H Spacing: c/c 584,2 mm	
47	Baffle-long	-	Seal Type	Inlet 828,68 mm		
48	Supports-tube	U-bend	0	Type		
49	Bypass seal	-	Tube-tube-sheet joint	Expanded only (2 grooves)(App.A 'Y')		
50	Expansion joint	-	Type None			
51	RhoV2-inlet nozzle	1516	Bundle entrance 961	Bundle exit 1261	kg/(m·s ²)	
52	Gaskets - Shell side	-	Tube side	Flat Metal Jacket Fibe		
53	Floating head	-				
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1	TEMA class	R - refinery service		
55	Weight/Shell	4847,3	Filled with water 6672,2	Bundle 2018,3	kg	
56	Remarks					
57						
58						

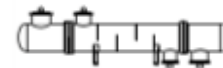
Analitzant el *TEMA Sheet* de la **Taula 11.26** s'observa que la velocitat del fluid de carcassa es troba en un rang de 1,05-1,12 m/s i per al fluid dels tubs en un rang de 19,93-20,54 m/s, pel que fa aquests paràmetres de disseny si es troben dins del rang.

Per a la **Taula 11.27**, s'observa que fent el càlcul de la relació longitud de tubs i diàmetre de carcassa pren un valor de 3,17 que es troba fora del rang, per a solucionar aquest problema es disminueix el diàmetre de carcassa. Tocant aquest paràmetre la velocitat per tubs es veu afectada superant el límit màxim. És per això que s'augmenta el diàmetre dels tubs a 25 mm per reduir la velocitat i tornar als rangs de circulació de fluids.

A la **Taula 11.28** es recopilen els resultats amb els paràmetres modificats i amb el disseny del bescanviador optimitzat.

Taula 11.28. Resultats Tema Sheet per al bescanviador E-201.

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:	610 - 2500	mm	Type:	BEM	Horizontal	Connected in:	2	parallel	1	series					
7	Surf/unit(eff.)	95	m ²	Shells/unit	2	Surf/shell(eff.)	47,5	m ²								
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT															
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side									
10	Fluid name			water			reactor 2									
11	Fluid quantity, Total			147,87			74,6685									
12	Vapor (In/Out)			0			74,6685		74,6685							
13	Liquid			147,87			0		0							
14	Noncondensable			0			0		0							
15																
16	Temperature (In/Out)			35			45		416,17		380					
17	Bubble / Dew point			/			/		/		/					
18	Density Vapor/Liquid			/ 996,09			/ 992,69		31,46 /		33,54 /					
19	Viscosity			/ 0,7196			/ 0,5981		0,0159 /		0,0157 /					
20	Molecular wt, Vap						57,28		57,28							
21	Molecular wt, NC															
22	Specific heat			/ 4,189			/ 4,187		2,299 /		2,29 /					
23	Thermal conductivity			/ 0,6135			/ 0,626		0,0565 /		0,0549 /					
24	Latent heat			kJ/kg												
25	Pressure (abs)			bar			1,013		0,89131		29,85	29,74579				
26	Velocity (Mean/Max)			m/s			0,9 / 0,96		13,07 / 13,51							
27	Pressure drop, allow/calc.			bar			0,20684		0,12169		0,25855	0,10421				
28	Fouling resistance (min)			m ² K/W			0,0022		2E-05		2E-05	Ao based				
29	Heat exchanged			6192,2			kW		MTD (corrected)		357,91	°C				
30	Transfer rate, Service			182,1			Dirty		936,2		Clean	1209,9	W/(m ² -K)			
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch									
32				Shell Side			Tube Side									
33	Design/Vacuum/test pressure			bar			3,44738 /		33,09485 /							
34	Design temperature			°C			82,22		454,44							
35	Number passes per shell						1		1							
36	Corrosion allowance			mm			3,18		3,18							
37	Connections			In mm			1 254 /		- 1 406,4 /		-					
38	Size/Rating			Out			1 304,8 /		- 1 355,6 /		-					
39	Nominal			Intermediate			/		-		/	-				
40	Tube #: 259			OD: 25			Tks. Average 2,11		mm		Length: 2,5		m	Pitch: 31,25	mm	Tube pattern: 30



Taula 11.29. Resultats Tema Sheet per al bescanviador E-201.

40	Tube #: 259	OD: 25	Tks. Average 2,11	mm	Length: 2,5	m	Pitch: 31,25	mm	Tube pattern:30
41	Tube type: Plain	Insert:None			Fin#: -		#/m	Material:Carbon Steel	
42	Shell Carbon Steel	ID 609,6	OD 628,65	mm	Shell cover				
43	Channel or bonnet Carbon Steel				Channel cover				
44	Tubesheet-stationary Carbon Steel				Tubesheet-floating				
45	Floating head cover				Impingement protection	None			
46	Baffle-cross Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%d)	41,12	Hof@spacing: c/c	412,75	mm	
47	Baffle-long		Seal Type			Inlet	548,33	mm	
48	Supports-tube	U-bend	0		Type				
49	Bypass seal			Tube-tubesheet joint		Expanded only (2 grooves)(App. A'1)			
50	Expansion joint			Type	None				
51	RhoV2-Inlet nozzle	2120	Bundle entrance	1236	Bundle exit	1240		kg/(m-s²)	
52	Gaskets - Shell side			Tube side		Flat Metal Jacket Fibe			
53	Floating head								
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class	R - refinery service			
55	Weight/Shell	2944	Filled with water	4072,2	Bundle	1206,1		kg	
56	Remarks								
57									
58									

S'observa per les **Taules 11.27** i **11.28** que també s'ha reduït el nombre de tubs a causa de la pujada del diàmetre dels tubs, però per aquest mateix motiu l'àrea ha augmentat. Tot i això, aquest disseny és l'òptim, ja que la relació longitud-tubs, el diàmetre de carcassa es troba dins del rang sense afectar la velocitat dels fluids.

11.7 Disseny de les columnes flash

Les columnes flash són equips de separació gas-líquid. El seu funcionament consisteix en una separació mitjançant una diferència de pressió. Quan el líquid entra a la columna pateix una caiguda de pressió molt gran. Com a conseqüència, el líquid s'expandeix i la part més volàtil del mateix passa a gas, produint una separació per volatilitats. Per tant, el cabal que s'obté per caps és un gas, mentre que el que s'obté per cues és un líquid.


En la planta productiva EBYL hi ha dues columnes flash, l'equip CF-301 i CF-302.

11.7.1 Columna flash CF-301

La columna flash CF-301 té l'objectiu de separar el metà, età, etilè i propilè de la resta de components del procés. El metà i l'età entren al procés com a impuresa a l'aliment. El propilè es forma als reactors a partir del toluè. Són gasos inerts que no reaccionen durant el procés, però cal separar-los per a evitar incrementar el volum dels equips de recuperació d'EB. El principal repte de la separació consisteix a separar els gasos desitjats sense emportar-se benzè, ja que aquest es recupera en etapes posteriors del procés.

El disseny de la columna flash CF-301 es realitza amb el simulador *Aspen HYSYS*. S'introdueixen les dades d'entrada al separador i es comença a iterar amb la temperatura d'entrada i la caiguda de pressió del separador per a obtenir els resultats desitjats. Finalment, es presenten a la **Taula 11.30** les dades dels corrents d'entrada i sortida de la columna flash CF-301 obtinguts mitjançant la iteració al simulador.

Taula 11.30. Característiques dels corrents d'entrada i sortida de la columna flash CF-301.

	Entrada	Caps	Cues	
Fracció de vapor	0,029	1,000	0,000	 EBYL
Temperatura (°C)	73,6	60,4	60,4	
Pressió (kPa)	1920	220	220	
Cabal molar (kmol/h)	3796,79	575,26	3221,53	
Cabal màssic (kg/h)	282740,10	21370,39	261369,71	
Flux d'energia (kW/h)	122858691	-20999783	143858474	
Cabals molars				
Metà	176,83	168,48	8,35	95,3%
Età	285,25	252,24	33,01	88,4%
Benzè	2893,59	129,85	2763,74	4,5%
Etilè	21,18	19,10	2,08	90,2%
Etilbenzè	400,57	2,62	397,96	0,7%
Propilè	4,46	2,95	1,50	66,1%
Toluè	0,07	0,00	0,07	0,0%
Dietilbenzè	14,84	0,01	14,83	0,1%

A la **Taula 11.30** es pot observar com es recupera per caps un 95,3% de metà, un 88,4 d'età, un 90,2% d'etilè i un 66,1% de propilè.

Per a aconseguir aquesta separació la columna flash CF-301 té una pèrdua de càrrega de 1700 kPa. Per a assolir aquesta pèrdua de càrrega, la columna flash té un volum de 62,63 m³. El nivell del líquid dins de la columna flash CF-301 és del 50%. A la **Taula 11.31** es presenten les característiques de disseny del separador.

Taula 11.31. Característiques de disseny de la columna flash CF-301.

Caiguda de pressió (kPa)	1700
Volum (m³)	62,63
Longitud (m)	13,41
Diàmetre (m)	2,438
Forma constructiva	Cilindre Klopper

11.7.1.1 Disseny constructiu de la columna flash CF-301

Per a dissenyar de manera correcta la columna flash, es divideix el cos en tres parts. La carcassa, el fons i el capçal. El material constructiu del separador és acer 316L per a evitar qualsevol possible problema de corrosió gràcies a l'ambient i la ubicació de la planta, ja que cap component del procés és corrosiu.

Per a determinar la pressió de disseny del separador segons el codi *ASME secció 8 divisió 1*, la pressió de disseny haurà de ser superior a la màxima pressió d'operació sota les circumstàncies més extremes. Per tant, i com a mesura de seguretat, s'aplica una diferència respecte a la pressió de treball del separador del 20%. S'utilitza l'equació 6 utilitzada prèviament per a determinar el gruix de la carcassa.

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad (6)$$

L'esforç de l'acer 316L (S) és de $1,15 \cdot 10^5$ kPa. El factor d'eficàcia de la soldadura mesura la qualitat de la soldadura de les plaques d'acer. Com es tracta de soldadura entre dues plaques metàl·liques i no una peça massissa, el factor de qualitat té un valor de 0,85.

El càlcul es realitza de la següent manera:

$$t = \frac{1920 \cdot 1,2 \cdot 1219}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1920 \cdot 1,2} = 29,14 \text{ mm}$$

La carcassa té un gruix mínim de 29,14 mm.

Per motius de seguretat, el gruix de la carcassa s'incrementa fins a 35 mm.

Per a dissenyar el fons i el capçal del separador s'ha escollit un disseny tipus Klopper donat que aquest té una forma que ocupa menys espai.

Segons el codi *ASME*, per a determinar el gruix dels capçals s'utilitza la fórmula 7 utilitzada prèviament.

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot D}{S \cdot E - 0,1 \cdot P} \quad (7)$$

De tal manera que el gruix del capçal mínim es determina com:

$$t = \frac{0,885 \cdot 1920 \cdot 2438}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 1920} = 42,46 \text{ mm}$$

Per motius de seguretat, s'afegeix un valor mínim de 45 mm per assegurar la seguretat de la planta. Per tant, el gruix del fons i del capçal per la columna flash CF-301 té un valor de 45 mm. Se selecciona el gruix més restrictiu i es dimensionen tant el capçal com la carcassa del mateix gruix. Llavors, el gruix del capçal, fons i carcassa és de 45 mm.

Per a determinar la pressió de disseny s'utilitza l'equació 6, on amb el gruix final de l'equip, es determina la pressió que pot tolerar aquesta.

$$45 = \frac{0,885 \cdot P \cdot 2438}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot P} \rightarrow P = 2035 \text{ kPa}$$

La pressió de disseny de la columna flash CF-301 és de 2035 kPa.

El diàmetre extern de la carcassa del separador es determina amb l'equació 8, utilitzada prèviament.

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t \quad (8)$$

El diàmetre extern de la carcassa es determina com:

$$D_{ext} = 2,438 + 2 \cdot 0,045 = 2,53 \text{ m}$$

El diàmetre exterior de la columna flash CF-301 és de 2,53 m.

Per a determinar el pes del separador primerament es determina el pes buit. Per a aquest càlcul únicament es considera el gruix de la carcassa, el capçal i el fons. A aquest valor se li aplica un 10% del pes total per tal de considerar les brides, vàlvules, soldadures, etc.

El volum dels cos es determina amb l'expressió 8, utilitzada prèviament.

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2 \cdot L - \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2 \cdot L \quad (9)$$

El volum del cos per al separador es determina com:

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot 2,53^2 \cdot 13,41 - \frac{\pi}{4} \cdot 2,438^2 \cdot 13,41 = 4,814 \text{ m}^3$$

El volum d'acer 316L que té la columna flash CF-301 és de 4,814 m³. El pes del capçal i del fons es determina amb una calculadora de fons Kloppe. Per al separador el pes del capçal és de 2735 kg.

El pes buit es determina amb l'equació 10, utilitzada prèviament.

$$P_{buit} = (V_{cos} \cdot \rho_{316L} + 2 \cdot P_{fons}) \cdot 1,1 \quad (10)$$

El pes es determina com:

$$P_{buit} = (4,814 \cdot 8000 + 2 \cdot 2735) \cdot 1,1 = 48.380 \text{ kg}$$

Per a la columna flash CF-301 el pes buida és de 48.380 kg.

El pes del separador en operació normal es determina amb l'equació 12, utilitzada prèviament.

$$P_{oper} = P_{buit} + 0,5 \cdot V_{sep} \cdot \rho_{líquid} \quad (12)$$

El pes del separador en operació es determina com:

$$P_{oper} = 48.380 + 0,5 \cdot 62,63 \cdot 874 = 75.749 \text{ kg}$$


La columna flash CF-302 en operació té un pes de 75.749 kg.

11.7.2 Columna flash CF-302

La columna flash CF-302 té l'objectiu de separar el metà, età, etilè i propilè de la resta de components del procés. Se separen perquè l'età, metà, etilè i propilè surten del procés en aquesta etapa, d'aquesta manera s'aconsegueix recuperar el benzè i l'EB per a retornar-los al procés.

El disseny de la columna flash CF-301 es realitza amb el simulador *Aspen HYSYS*. S'introdueixen les dades d'entrada al separador i es comença a iterar amb la temperatura d'entrada i la caiguda de pressió del separador per a obtenir els resultats desitjats. Finalment, es presenten a la **Taula 11.32** les dades dels corrents d'entrada i sortida de la columna flash CF-302 obtinguts mitjançant la iteració al simulador.

Taula 11.32. Característiques dels corrents d'entrada i sortida de la columna flash CF-302.

	Entrada	Caps	Cues	
Fracció de vapor	0,784	1,000	0,000	 EBYL
Temperatura	10,0	10,0	10,0	
Pressió	220	220	220	
Cabal molar	575,26	451,23	124,03	
Cabal màssic	21370,39	11783,22	9587,18	
Flux d'energia	-26730235	-32047615	5317379,7	
Cabals molars				
Metà	168,48	167,96	0,53	99,7%
Età	252,24	249,58	2,66	98,9%
Benzè	129,85	11,94	117,91	9,2%
Etilè	19,10	18,95	0,15	99,2%
Etilbenzè	2,62	0,02	2,59	0,8%
Propilè	2,95	2,78	0,18	94,2%
Dietilbenzè	0,1	0	0,1	0,0%

A la **Taula 11.32** es pot observar com es recupera per caps un 99,7% de metà, un 98,9% d'età, un 99,2% d'etilè i un 94,2% de propilè, amb només un 9,2% del benzè de l'entrada i un 0,8 d'EB.

Per a aconseguir aquesta separació, la columna flash CF-302 no té una pèrdua de càrrega. Només es produeix una separació entre el gas i el líquid de la canonada a causa d'un bescanviador de calor previ. La columna flash té un volum de 7,09 m³. A la **Taula 11.32** es presenten les característiques de disseny del separador.

Taula 11.33. Característiques de disseny de la columna flash CF-302.

Caiguda de pressió (kPa)	0
Volum (m³)	7,09
Longitud (m)	4,80
Diàmetre (m)	1,37
Forma constructiva	Cilindre Klopper

11.7.1.1 Disseny constructiu de la columna flash CF-302

Per a dissenyar de manera correcta la columna flash, es divideix el cos en tres parts. La carcassa, el fons i el capçal.

El material constructiu del separador és acer 316L per a evitar qualsevol possible problema de corrosió donat l'ambient i la ubicació de la planta, ja que cap component del procés és corrosiu.

Per a determinar la pressió de disseny del separador segons el codi *ASME secció 8 divisió 1*, la pressió de disseny haurà de ser superior a la màxima pressió d'operació sota les circumstàncies més extremes. Per tant, i com a mesura de seguretat, s'aplica una diferència respecte a la pressió de treball del separador del 20%. S'utilitza l'equació 6 emprada prèviament per a determinar el gruix de la carcassa.

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad (6)$$

L'esforç de l'acer 316L (S) és de 1,15·10⁵ kPa. El factor d'eficàcia de la soldadura mesura la qualitat de la soldadura de les plaques d'acer. Com es tracta de soldadura entre dues plaques metàl·liques i no una peça massissa, el factor de qualitat té un valor de 0,85.

El càlcul es realitza de la següent manera:

$$t = \frac{220 \cdot 1,2 \cdot 685}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 220 \cdot 1,2} = 1,85 \text{ mm}$$

La carcassa té un gruix mínim de 1,85 mm.

Per motius de seguretat, el gruix de la carcassa s'incrementa fins a 3 mm.

Per a dissenyar el fons i el capçal del separador s'ha escollit un disseny tipus Klopper, ja que aquest té una forma que ocupa menys espai.

Segons el codi ASME, per a determinar el gruix dels capçals s'utilitza la fórmula 7 feta servir prèviament.

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot D}{S \cdot E - 0,1 \cdot P} \quad (7)$$

De tal manera que el gruix del capçal mínim es determina com:

$$t = \frac{0,885 \cdot 220 \cdot 1370}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 220} = 2,73 \text{ mm}$$

Per motius de seguretat, s'afegeix un valor mínim de 5 mm per mantenir la seguretat de la planta. Per tant, el gruix del fons i del capçal per la columna flash CF-301 té un valor de 5 mm. Perquè la carcassa, el fons i el capçal tinguin el mateix gruix, se selecciona el més restrictiu per a tots, que és de 5 mm.

Per a determinar la pressió de disseny s'utilitza l'equació 7, on amb el gruix final de l'equip, es determina la pressió que pot tolerar aquesta.

$$5 = \frac{0,885 \cdot P \cdot 1370}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot P} \rightarrow P = 403 \text{ kPa}$$

La pressió de disseny de la columna flash CF-302 és de 403 kPa.

El diàmetre extern de la carcassa del separador és determina amb l'equació 8, utilitzada prèviament.

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t \quad (8)$$

El diàmetre extern de la carcassa es determina com:

$$D_{ext} = 1,37 + 2 \cdot 0,005 = 1,38 \text{ m}$$

El diàmetre exterior de la columna flash CF-301 és de 1,38 m.

Per a determinar el pes del separador, primerament es determina el pes buit. Per a aquest càlcul únicament es considera el gruix de la carcassa, el capçal i el fons. A aquest valor se li aplica un 10% del pes total per tal de considerar les brides, vàlvules, soldadures, etc.

El volum dels cos es determina amb l'expressió 9, utilitzada prèviament.

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2 \cdot L - \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2 \cdot L \quad (9)$$

El volum del cos per al separador es determina com:

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot 1,38^2 \cdot 4,80 - \frac{\pi}{4} \cdot 1,37^2 \cdot 4,80 = 0,104 \text{ m}^3$$

El volum d'acer 316L que té la columna flash CF-301 és de 0,104 m³. El pes del capçal i del fons es determina amb una calculadora de fons Klopper. Per al separador el pes del capçal és de 77 kg.

El pes buit es determina amb l'equació 10, utilitzada prèviament.

$$P_{buit} = (V_{cos} \cdot \rho_{316L} + 2 \cdot P_{fons}) \cdot 1,1 \quad (10)$$

El pes es determina com:

$$P_{buit} = (0,104 \cdot 8000 + 2 \cdot 77) \cdot 1,1 = 1.085 \text{ kg}$$

Per a la columna flash CF-302 el pes buida és de 1.085 kg.

El pes del separador en operació normal es determina amb l'equació 12, utilitzada prèviament.

$$P_{oper} = P_{buit} + 0,5 \cdot V_{sep} \cdot \rho_{líquid} \quad (12)$$

El pes del reactor de transalquilació en operació es determina com:

$$P_{oper} = 1.085 + 0,5 \cdot 7,09 \cdot 868 = 4.162 \text{ kg}$$

El separador en operació té un pes de 4.162 kg.

11.8 Disseny de les columnes de rectificació

A la planta de producció EBYL hi ha dues columnes de rectificació. La columna C-401 té l'objectiu de separar el benzè de la resta de productes de la reacció, per tal de fer una recirculació a l'entrada del procés. La columna C-402 té l'objectiu de separar l'EB del DEB.

S'ha escollit una columna de destil·lació per a separar els components a causa de la diferència de volatilitats dels components del procés. En tractar-se d'hidrocarburs, la separació més adient és mitjançant una destil·lació. Un altre factor que s'ha considerat és l'elevat cabal d'operació. A

conseqüència de l'elevada producció de la planta EBYL, les columnes de destil·lació poden fer una separació molt acurada tot i treballar amb un caudal molt gran.

Totes dues columnes treballen en continu i són columnes de plats. S'ha escollit columnes de plats i no de rebliment pels següents motius:

- Major eficàcia de separació, ja que el líquid que flueix a través de cada plat està forçat a passar per un procés d'equilibri líquid-vapor, que afavoreix la separació dels components de la mescla.
- Major cabal de líquid. Les columnes de plats poden operar amb un major cabal de líquid que les de rebliment.
- Manteniment més senzill. Les columnes de plats són més fàcils de netejar i mantenir, ja que no cal retirar el rebliment i col·locar-lo un altre cop en acabar el manteniment o neteja.
- Major control del procés. Les columnes de plats permeten controlar millor el procés de destil·lació, pel fet que permeten ajustar la temperatura i pressió de cada plat de manera individual.

11.8.1 Columna de rectificació C-401

La columna de destil·lació C-401 té l'objectiu de separar el benzè de la resta de components del procés, per tal de fer una recirculació a l'entrada dels reactors.

Per a dissenyar la columna s'ha utilitzat el *software* simulador *Aspen HYSYS*. Primerament, s'ha realitzat una columna *shortcut* per a veure les característiques principals de la torre i obtenir una primera aproximació del nombre d'etapes necessàries per aconseguir la separació desitjada i la temperatura i pressió d'operació de la torre.

A la columna *shortcut* el component *light key* és el benzè, ja que la seva separació és per caps. D'altra banda, el component *heavy key* és l'EB. A la columna *shortcut* es demana una composició en cues de 0% de benzè. Es presenten les característiques d'operació de la columna *shortcut* a la **Taula 11.34**.


Taula 11.34. Característiques de la columna shortcut de la torre de rectificació C-401.

	Caps	Cues
Component clau	Benzè	Etilbenzè
Pressió (kPa)	110	140
Temperatures (°)	7,25	197,3
Relació de reflux mínima	0,06	
Relació de reflux externa recomanada	0,4	
Número mínims de plats	13,66	
Número de plats recomanats	24,49	
Etapa d'entrada de l'aliment optima	7,4	

Amb les dades obtingudes a la columna *shortcut* es comença un procés d'iteració amb les característiques de la columna i el simulador *Aspen HYSYS* per tal d'obtenir les condicions de procés desitjades. La característica del procés que s'itera és la quantitat de líquid assolit per cues. Aquest valor es fixa en funció de la quantitat d'EB i DEB a l'entrada de la torre, intentant maximitzar la quantitat d'aquests dos components per cues, mentre es manté la composició de benzè en cues mínima.

Finalment, s'obté el funcionament desitjat a la columna de destil·lació C-401. Es presenta a la **Taula 11.35** les característiques principals de la torre.

Taula 11.35. Característiques principals columna de destil·lació C-401.

	Aliment	Caps	Cues		
Temperatura (°C)	60,4	40,11	149,8		
Pressió (kPa)	220	110	140		
Cabal molar (kmol/h)	3221,53	2809,54	412,00		
Cabal màssic (kg/h)	261369,71	217213,77	44155,94		
Flux d'energia (kW)	143858474	123235012	5075723,63		
Número d'etapes	25				
Relació de reflux	0,40				
Posició entrada de l'aliment	13				
Cabals molars					Recuperació a caps
Metà	8,35	8,35	0,00		100,0%
Età	33,01	33,01	0,00	100,0%	
Benzè	2763,74	2763,74	0,00	100,0%	
Etilè	2,08	2,08	0,00	100,0%	
Etilbenzè	397,96	0,79	397,17	0,2%	
Propilè	1,50	1,50	0,00	100,0%	
Toluè	0,07	0,07	0,00	100,0%	
Dietilbenzè	14,83	0	14,83	0,0%	

A la **Taula 11.35** es poden veure les característiques de la columna de destil·lació. Es pot observar com la recuperació per caps del metà, età, etilè, propilè i toluè és del 100%. Aquests compostos s'han separat prèviament al separador, tot i que gràcies a l'equilibri la separació a una columna flash no pot ser total. A la columna de destil·lació C-401 s'acaben de separar del corrent de producte totalment. Per altra banda, la recuperació del cabal de benzè de l'entrada també és del 100% per caps. Hi ha una pèrdua del 0,2% de l'EB de l'entrada per caps, però com que aquest corrent es recircula no suposa una pèrdua total, ja que en tornar a passar pel procés es recuperarà.

En conclusió, el corrent de productes que s'obté per cues té una composició només d'EB i DEB.

A la **Figura 11.15** es presenta el cabal molar de benzè i EB a la columna de destil·lació C-401 en funció de l'etapa d'equilibri de la torre. L'etapa 0 correspon al condensador, mentre que la 26 al reboiler.

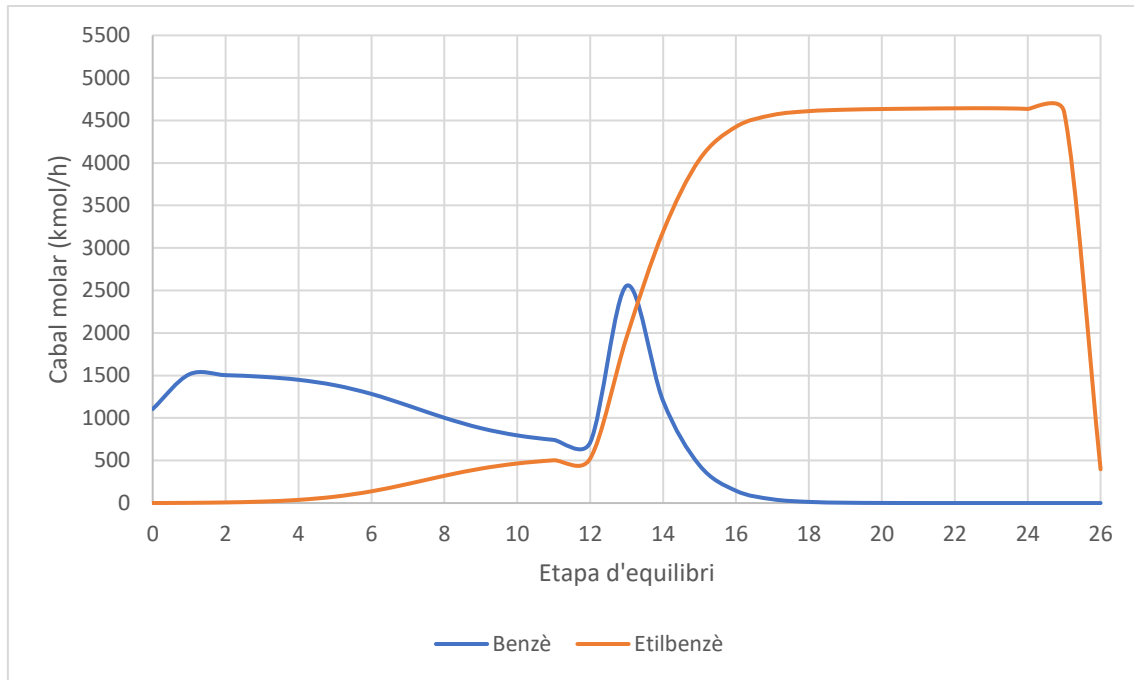


Figura 11.15. Cabal molar de benzè i EB a la columna de destil·lació C-401.

S'observa a la **Figura 11.155** com la composició de benzè és més elevada a la part superior de la columna (de l'etapa 13 a la 0) i la d'EB predomina a la part inferior de la columna (de la 13 a la 26). Es pot veure com hi ha un pic a la composició de benzè a l'etapa 13. Aquest pic correspon a l'entrada de l'aliment a la torre.

El cabal molar d'EB és molt superior a la part inferior de la torre que el cabal de benzè a la part superior. Aquesta diferència, tot i que a la sortida de caps el cabal molar de benzè és 6,96 vegades més gran que la sortida d'EB per cues, és a causa de l'equilibri. Per aconseguir la separació desitjada es realitza una recirculació al reboiler molt important, incrementant el cabal d'EB a la columna molt. La relació de reflux del reboiler és de 0,914.

Es presenta el perfil de temperatura a la columna de destil·lació C-401 a la **Figura 11.25**, on l'etapa d'equilibri 0 correspon al condensador i la 26 al reboiler.

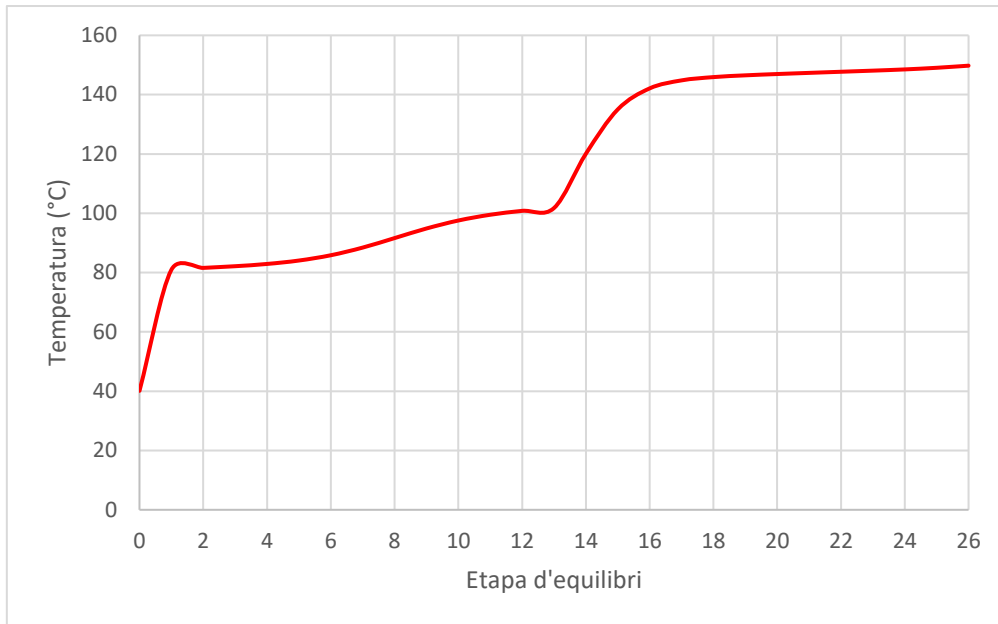


Figura 11.16. Evolució de la temperatura a la columna de destil·lació C-401.

Es pot observar a la **Figura 11.16** una clara tendència de la temperatura en funció dels caps o cues de la columna. La part superior de la columna (etapes 13 a 0) té una temperatura més baixa, ja que els components més volàtils requereixen menys temperatura per a evaporar-se, mentre que els menys volàtils (EB i DEB) a aquesta temperatura condensen i baixen a etapes inferiors. La part inferior de la columna (etapes 13 a 26), en canvi, té una clara temperatura més elevada, perquè així els components més volàtils s'evaporen i pugen a etapes superiors, mentre que els menys volàtils continuen en fase líquida.

11.8.1.1 Internals de la columna C-401

Per tal de garantir el bon funcionament de la columna i evitar fenòmens indesitjats com pot ser el *weeping* es realitza un estudi del comportament dels fluids a l'interior de la columna, el tipus i forma dels plats i el diàmetre i longitud que permeten evitar aquests problemes.

Per a portar a cap l'estudi s'utilitza el *software* simulador *Aspen HYSYS*.

Primerament, es realitza un ajust per a evitar el *weeping* produït a la torre. Es realitza un increment del diàmetre de la torre perquè aquesta pugui operar sense que es produeixi aquest fenomen. Es pot veure a la **Figura 11.17** com l'operació de la torre està dins del rang de bon funcionament de la columna.

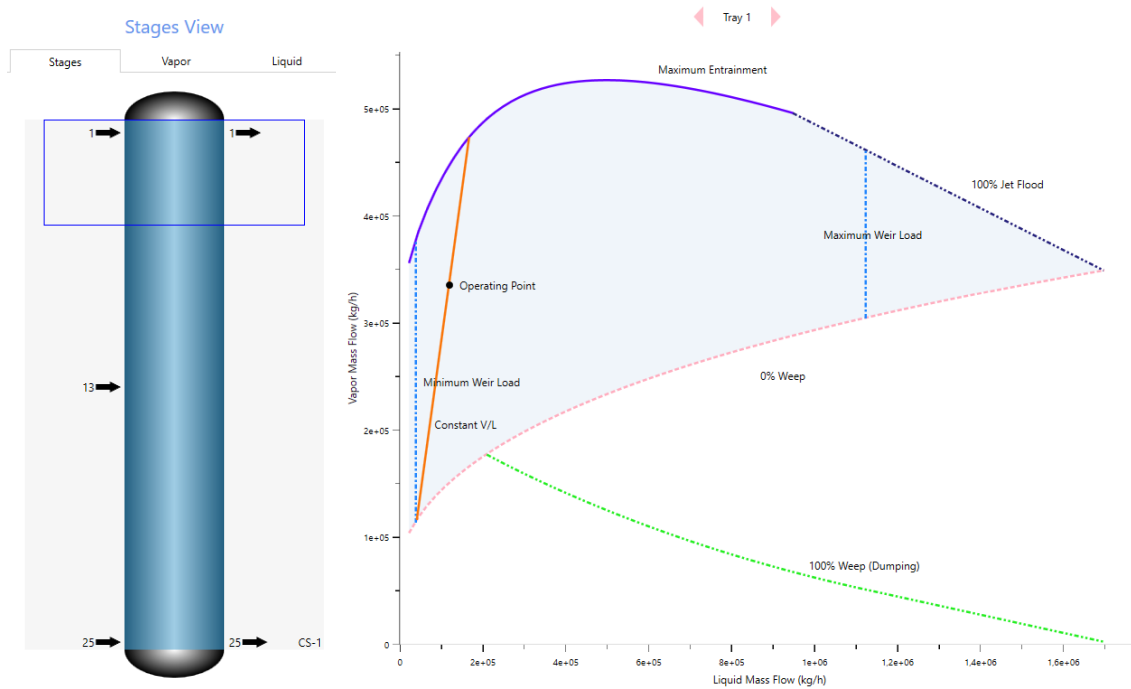


Figura 11.17. Internals de la columna de destil·lació C-401.

Els plats utilitzats a la columna de destil·lació C-401 són plats perforats, ja que la torre no té problemes de *weeping* ni de separació, de tal manera que no cal posar plats de vàlvules. Els plats perforats tenen forats per on puja el gas i baixa el líquid; a més són més barats que la resta de plats, permetent un estalvi de costos.

A la **Figura 11.18** es presenten els resultats donats pel simulador *Aspen HYSYS* respecte a la configuració dels plats.

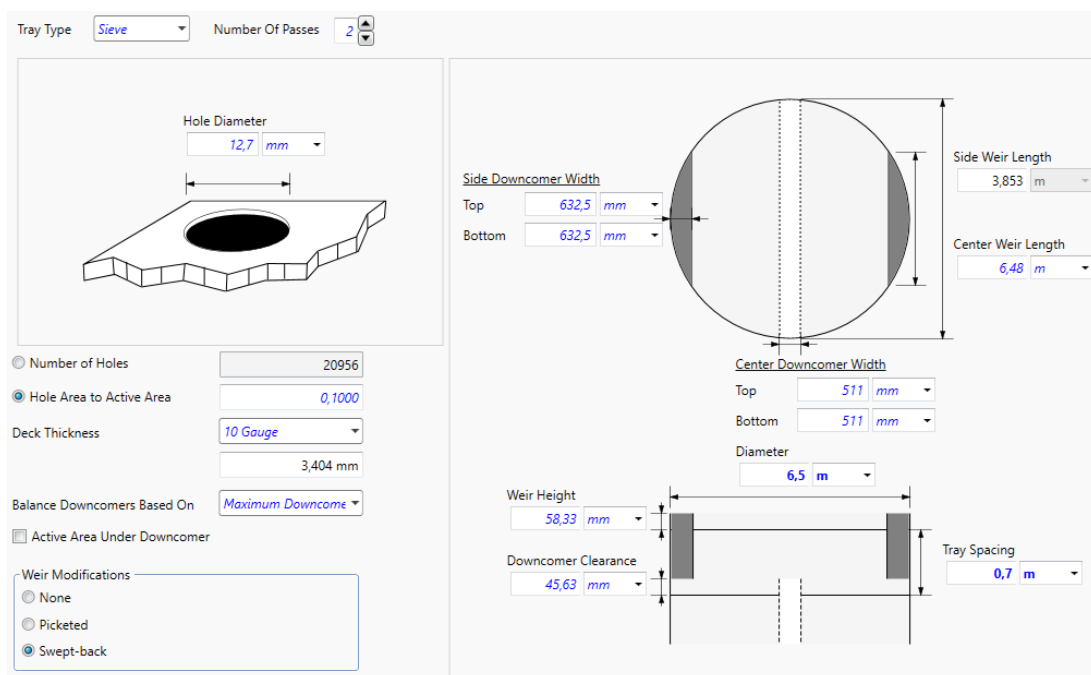


Figura 11.18. Configuració dels plats de la columna de destil·lació C-401 al simulador *Aspen HYSYS*.

Com a paràmetre a destacar de la *Error! No se encuentra el origen de la referencia.*, es pot dir que el diàmetre dels forats perforats dels plats és de 12,7 mm, que l'àrea dels forats perforats és de 0,1, que hi ha 20956 forats perforats i que el plat té 2 passos pel líquid.

L'altura d'una etapa d'equilibri a la torre C-401 té un valor de 0,70 m. Per tant, l'alçada de la torre és de 17,5 m.

11.8.1.2 Disseny constructiu de la torre de rectificació C-401

Per a dissenyar de manera correcta la columna de destil·lació, es divideix el cos en tres parts. La carcassa, el fons i el capçal.

El material constructiu del separador és acer 316L per a evitar qualsevol possible problema de corrosió donat l'ambient i la ubicació de la planta, ja que cap component del procés és corrosiu.

Per a determinar la pressió de disseny del separador segons el codi *ASME secció 8 divisió 1*, la pressió de disseny haurà de ser superior a la màxima pressió d'operació sota les circumstàncies més extremes. Per tant, i com a mesura de seguretat, s'aplica una diferència respecte a la pressió de treball del separador del 20%. S'utilitza l'equació 6 utilitzada prèviament per a determinar el gruix de la carcassa.

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad (6)$$

L'esforç de l'acer 316L (S) és de $1,15 \cdot 10^5$ kPa. El factor d'eficàcia de la soldadura mesura la qualitat de la soldadura de les plaques d'acer. Com es tracta de soldadura entre dues plaques metàl·liques i no una peça massissa, el factor de qualitat té un valor de 0,85.

El càlcul es realitza de la següent manera:

$$t = \frac{220 \cdot 1,2 \cdot 3250}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 220 \cdot 1,2} = 8,79 \text{ mm}$$

La carcassa té un gruix mínim de 8,79 mm.

Per motius de seguretat, el gruix de la carcassa s'incrementa fins a 10 mm.

Per a dissenyar el fons i el capçal del separador s'ha escollit un disseny tipus Klopper, ja que aquest té una forma que ocupa menys espai.

Segons el codi *ASME*, per a determinar el gruix dels capçals s'utilitza la fórmula 6 emprada prèviament. La pressió seleccionada pel gruix de la torre és la màxima pressió de treball, que es troba a l'aliment.

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot D}{S \cdot E - 0,1 \cdot P} \quad (7)$$

De tal manera que el gruix del capçal mínim es determina com:

$$t = \frac{0,885 \cdot 220 \cdot 6500}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 220} = 12,95 \text{ mm}$$

El gruix mínim del capçal ha de ser de 12,95 mm. Per motius de seguretat, s'incrementa el valor fins a 15 mm per assegurar la seguretat de la planta. Per tant, el gruix del fons i del capçal per la columna de destil·lació C-401 té un valor de 15 mm. Com la carcassa té un gruix més prim que el capçal i el fons, per motius constructius se selecciona el gruix més gran i es realitza tot l'equip amb aquest dimensionament. Per tant, la carcassa, el capçal i el fons tenen un gruix de 15 mm.

Per a determinar la pressió de disseny s'utilitza l'equació 6, on amb el gruix final de l'equip, es determina la pressió que pot tolerar aquesta.

$$15 = \frac{0,885 \cdot P \cdot 6500}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot P} \rightarrow P = 255 \text{ kPa}$$

La pressió de disseny de la columna de destil·lació C-401 és de 255 kPa.

El diàmetre extern de la carcassa de la columna es determina amb l'equació 8, utilitzada prèviament.

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t \quad (8)$$

El diàmetre extern de la carcassa es determina com:

$$D_{ext} = 6,50 + 2 \cdot 0,015 = 6,53 \text{ m}$$

El diàmetre exterior de la columna de destil·lació C-401 és de 6,53 m.

Per a determinar el pes de la columna de rectificació primerament es determina el pes buit. Per a aquest càlcul únicament es considera el gruix de la carcassa, el capçal i el fons, no es considera el reboiler i el condensador. A aquest valor se li aplica un 10% del pes total per tal de considerar les brides, vàlvules, soldadures, etc.

El volum dels cos es determina amb l'expressió 9, utilitzada prèviament.

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2 \cdot L - \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2 \cdot L \quad (9)$$

El volum del cos per al separador es determina com:

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot 6,53^2 \cdot 17,5 - \frac{\pi}{4} \cdot 6,50^2 \cdot 17,5 = 0,41 \text{ m}^3$$

El volum d'acer 316L del cos que té la columna de destil·lació C-401 és de 0,41 m³. El pes del capçal i del fons es determina amb una calculadora de fons Klopper. Per al separador el pes del capçal és de 5069 kg.

El pes del cos es determina amb l'equació 10, utilitzada prèviament.

$$P_{buit} = (V_{cos} \cdot \rho_{316L} + 2 \cdot P_{fons}) \cdot 1,1 \quad (10)$$

El pes es determina com:

$$P_{buit} = (0,41 \cdot 8000 + 2 \cdot 5069) \cdot 1,1 = 14780 \text{ kg}$$

Per a la columna de destil·lació C-401 el pes buida és de 14.780 kg.

11.8.1.3 Reboiler i condensador de la C-401

Per als bescanviadors amb únicament canvi de fase també s'empra el programari *Aspen HYSYS* amb la modalitat *Heat Exganche Design V10*. Els bescanviadors amb canvi de fase són els condensadors i reboilers de les columnes de destil·lació. Únicament presenten un canvi de fase per a passar de vapor a líquid o de líquid a vapor. La temperatura dels fluids és constant i l'única calor que es bescanvia entre els fluids és la calor latent. Aquesta calor es determina segons l'equació 20.

$$\lambda = \frac{Q}{m} \quad (20)$$

On la diferència entre els condensadors i reboilers és la Q, és a dir, calor subministrada o calor extreta. Per al cas dels condensadors l'objectiu és extraure calor per a passar el fluid auxiliar de líquid a vapor i simultàniament passar el fluid de procés de vapor a líquid. També el fluid de procés pot mantenir la seva fase, per retornar-lo a la columna, és a dir, el fluid de procés perd calor. Per als reboilers cal una aportació d'energia per passar el fluid de procés de líquid a vapor i retornar-lo a la columna, per tant, el fluid auxiliar aporta energia per a dur a terme el canvi de fase. Primer cal analitzar el perfil de temperatures, pressió i cabals de líquid i vapor al llarg de la columna. A la **Taula 11.36** es mostren aquests paràmetres.

Taula 11.36. Perfil de temperatures, pressió i cabals de líquid i vapor al llarg de la columna C-401.

Steady State Profiles					
	Stage	Pressure [kPa]	Temp [C]	Optional Estimates	
				Net Liquid [kgmole/h]	Net Vapour [kgmole/h]
Condenser	0	110,0	-6,143	1124	3,221e-005
1_Main Tower	1	110,0	80,93	1516	3934
2_Main Tower	2	111,3	81,58	1512	4326
3_Main Tower	3	112,5	82,14	1503	4321
4_Main Tower	4	113,8	82,91	1487	4313
5_Main Tower	5	115,0	84,06	1461	4297
6_Main Tower	6	116,3	85,84	1421	4271
7_Main Tower	7	117,5	88,42	1372	4231
8_Main Tower	8	118,8	91,62	1324	4182
9_Main Tower	9	120,0	94,86	1286	4133
10_Main Tower	10	121,3	97,55	1261	4096
11_Main Tower	11	122,5	99,50	1246	4071
12_Main Tower	12	123,8	100,8	1236	4056
13_Main Tower	13	125,0	101,8	4524	4046
14_Main Tower	14	126,3	120,1	4411	4112
15_Main Tower	15	127,5	135,0	4504	3999
16_Main Tower	16	128,8	142,1	4589	4092
17_Main Tower	17	130,0	144,8	4627	4177
18_Main Tower	18	131,3	145,9	4642	4215
19_Main Tower	19	132,5	146,5	4650	4230
20_Main Tower	20	133,8	147,0	4655	4238
21_Main Tower	21	135,0	147,3	4659	4243
22_Main Tower	22	136,3	147,7	4663	4247
23_Main Tower	23	137,5	148,1	4665	4251
24_Main Tower	24	138,8	148,5	4665	4253
25_Main Tower	25	140,0	149,1	4660	4253
Reboiler	26	140,0	149,8	412,0	4248

Es determina per la **Taula 11.36** que al condensador es genera una petita quantitat de vapor, però com que és mínima aquesta quantitat es pot considerar com a un condensador total. Pel que fa al reboiler es determina que la composició que roman en fase és de 0,08 que per al seu disseny es pot considerar menyspreable. Seguidament, s'analitza l'entorn de la columna a la pestanya *Column enviroment* que es troba a sota d'aquests perfils de la columna, un cop dins de l'entorn de la columna, tal com es mostra a la **Taula 11.36** es poden determinar els paràmetres exactes per al disseny del reboiler i condensador.

A la **Figura 11.19** es mostra l'entorn de la columna on es poden determinar els paràmetres exactes per al disseny del condensador i reboiler.

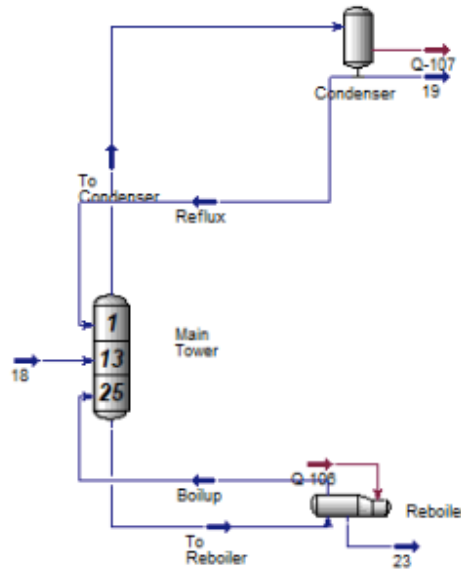


Figura 11.19. Entorn de la columna.

A continuació s'explica detalladament el procés de disseny per a ambdós equips.

Condensador

Un cop dins de l'entorn de la columna en la secció *Work sheet* es determina la temperatura d'entrada i sortida del condensador, la fracció de vapor, la pressió de treball, composicions d'entrada al condensador i el cabal màssic d'entrada per al fluid de procés.

A la **Figura 11.20** es mostren els paràmetres de disseny per al condensador total.

Name	To Condenser	19	Reflux	Q-107
Vapour	1,0000	0,0000	0,0000	<empty>
Temperature [C]	80,93	-6,141	-6,141	<empty>
Pressure [kPa]	110,0	110,0	110,0	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	3934	2810	1124	<empty>
Mass Flow [kg/h]	3,041e+005	2,172e+005	8,689e+004	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	347,7	248,3	99,34	<empty>
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	8,527e+004	4,386e+004	4,386e+004	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-33,47	-185,0	-185,0	<empty>
Heat Flow [kJ/h]	3,354e+008	1,233e+008	4,930e+007	1,629e+008

Figura 11.20. Paràmetres de disseny per al condensador total de la columna C-401.

Per al disseny del condensador que té una configuració de carcassa i tubs i s'observa a la **Figura 11.20** que té una temperatura d'entrada de 80,93 °C i la sortida a -6,41 °C operant a pressió constant de 110 kPa. Determinats aquests paràmetres s'introdueixen en la versió del *HYSYS Aspen Exchange V10*.

Per al fluid que extrau energia, que en aquest cas és aigua, entra a -40 °C i surt a -10 °C. S'introdueixen totes les dades al *Process Data*, al i com es mostra a la **Taula 11.37**.

Taula 11.37. Condicions d'entrada i sortida per a ambdós fluids.

Process Data		Hot Side fluid procés		Cold Side aigua	
Fluid name		In	Out	In	Out
Mass flow rate	kg/h	304100			
Temperature	°C	80,93	-6,41	-40	-10
Vapor mass fraction		1	0	0	0
Pressure (absolute)	kPa	110	110	101,3	90,287
Pressure at liquid surface in column	kPa				
Heat exchanged	kW				
Adjust if over-specified		Heat load		Heat load	
Estimated pressure drop	bar	0		0,11013	
Allowable pressure drop	bar	0,10342		0,20684	
Fouling resistance	m ² -K/W	2E-05		0,00018	

Seguidament, s'introdueixen les composicions per al fluid de procés que es mostren a **Figura 11.21**.

	To Condenser	19	Reflux
Methane	0,00297	0,00297	0,00297
Ethane	0,01175	0,01175	0,01175
Benzene	0,98370	0,98370	0,98370
Ethylene	0,00074	0,00074	0,00074
E-Benzene	0,00028	0,00028	0,00028
Propene	0,00053	0,00053	0,00053
Toluene	0,00002	0,00002	0,00002
14-EBenzene	0,00000	0,00000	0,00000
Oxygen	0,00000	0,00000	0,00000
Nitrogen	0,00000	0,00000	0,00000
H2O	0,00000	0,00000	0,00000
CO	0,00000	0,00000	0,00000
CO2	0,00000	0,00000	0,00000

Figura 11.21. Composicions d'entrada al condensador per al fluid de procés.

Un cop introduïdes aquestes composicions al programari *Heat Exchange* per al fluid de procés, s'introdueixen també les composicions per l'aigua com a fluid fred.

Cal observar dels resultats primordialment si el canvi de fase que s'ha especificat en la pestanya de *Process Data* s'ha complert. Si no, cal canviar les condicions del fluid auxiliar, que en aquest cas és el d'aigua que prové del chiller, ja que s'ha de refredar a una temperatura inferior als -35 °C.

Taula 11.38. Resultats condensador C-401.

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: 940 - 3048	mm	Type: BEM Horizontal	Connected in: 4 parallel 1 series
7	Surf/unit(eff.)	850,2	m ²	Shells/unit 4 Surf/shell(eff.) 212,6 m ²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT			
9	Fluid allocation	Shell Side		Tube Side
10	Fluid name	aigua		fluid procés
11	Fluid quantity, Total	1333724		304100
12	Vapor (In/Out)	kg/h	0	0
13	Liquid	kg/h	1333724	1333724
14	Noncondensable	kg/h	0	0
15				
16	Temperature (In/Out)	°C	-40	-10
17	Bubble / Dew point	°C	100,09 / 100,09	96,21 / 96,21
18	Density Vapor/Liquid	kg/m ³	/ 1014,75	/ 1007,35
19	Viscosity	mPa-s	/ 3,522	/ 1,8613
20	Molecular wt, Vap			75,7
21	Molecular wt, NC			23,99
22	Specific heat	kJ/(kg-K)	/ 4,209	/ 4,201
23	Thermal conductivity	W/(m-K)	/ 0,5163	/ 0,5552
24	Latent heat	kJ/kg		394,7
25	Pressure (abs)	bar	1,013	0,87785
26	Velocity (Mean/Max)	m/s	0,55 / 0,64	2,95 / 70,57
27	Pressure drop, allow./calc.	bar	0,20684	0,13515
28	Fouling resistance (min)	m ² -K/W	0,00018	2E-05 3E-05 Ao based

S'observa per a la **Taula 11.38**, que el canvi de fase s'ha complert i el fluid auxiliar ha mantingut la seva fase. Respecte al fluid de procés s'ha mantingut una petita part com a vapor, però és d'esperar que com es mostra en el perfil de cabals al llarg de la torre C-401 hi ha una petita part que roman en fase vapor.

Reboiler

Primerament, cal definir en la normativa TEMA del programa que es tracta d'un reboiler, per tant, cal fixar que és un *Kettler*, canviant la E per la K, tal com es mostra en la **Figura 11.22**.

Configuration

TEMA Type: B - K - U -

Tube layout option: New (optimum) layout

Location of hot fluid: Tube side

Tube OD / Pitch: in 0,75 / 0,9375

Tube pattern: 30-Triangular

Tubes are in baffle window: Set default

Baffle type: Unbaffled

Baffle cut orientation: Set default

Default exchanger material: Carbon Steel 1

Figura 11.22. Normativa BKM.

Per al disseny del reboiler cal seguir el mateix procediment que per al condensador. Cal analitzar les composicions d'entrada, temperatures d'entrada i sortida, pressió i cabal màssic d'entrada a l'equip que es mostra en la **Figura 11.23**.

Name	To Reboiler	23	Boilup
Vapour	0,0000	0,0000	1,0000
Temperature [C]	149,1	149,8	149,8
Pressure [kPa]	140,0	140,0	140,0
Molar Flow [kgmole/h]	4659	412,0	4247
Mass Flow [kg/h]	4,964e+005	4,416e+004	4,522e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	570,6	50,77	519,8
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	1,341e+004	1,232e+004	4,819e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-10,35	-7,414	71,50
Heat Flow [kJ/h]	6,247e+007	5,076e+006	2,047e+008

Figura 11.23. Paràmetres de disseny per al reboiler de la columna C- 401.

S'introdueixen els valors en el *Process Data* i també del fluid auxiliar, que en aquest cas es tracta de vapor d'aigua, ja que cal una aportació energètica per a passar el fluid de líquid a vapor. Per als resultats que cal obtenir el fluid auxiliar no canvia de fase donat que només passa de 300 °C a 200 °C.

Seguidament, s'introdueixen les composicions del fluid de procés com a fluid fred i el vapor d'aigua com a fluid calent.

A la **Figura 11.24** es mostren les composicions del fluid de procés que entra al reboiler.

	To Reboiler	23	Boilup
Methane	0,0000	0,0000	0,0000
Ethane	0,0000	0,0000	0,0000
Benzene	0,0000	0,0000	0,0000
Ethylene	0,0000	0,0000	0,0000
E-Benzene	0,9871	0,9640	0,9894
Propene	0,0000	0,0000	0,0000
Toluene	0,0000	0,0000	0,0000
14-EBenzene	0,0129	0,0360	0,0106
Oxygen	0,0000	0,0000	0,0000
Nitrogen	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,0000	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,0000	0,0000	0,0000

Figura 11.24. Composicions d'entrada al reboiler per al fluid de procés.

Un cop introduïdes aquestes composicions al programa de *Heat Exchange* es fa córrer i s'obtenen els següents resultats.

Taula 11.39. Resultats reboiler C-401.

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:	1753 , 3505 - 2438,4 mm	Type:	BKU Horizontal	Connected in: 4 parallel 1 series
7	Surf/unit(eff.)	3190,9 m ²	Shells/unit	4	Surf/shell(eff.) 797,7 m ²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT				
9	Fluid allocation	Shell Side		Tube Side	
10	Fluid name	fluid procés		vapor h20	
11	Fluid quantity, Total	496400		772614	
12	Vapor (In/Out)	kg/h	0	496400	772614 / 772614
13	Liquid	kg/h	496400	0	0
14	Noncondensable	kg/s	0	0	0
15					
16	Temperature (In/Out)	°C	148,21	149,33	300 / 200
17	Bubble / Dew point	°C	/ 147,01	/	/ /
18	Density Vapor/Liquid	kg/m ³	4,24 / 748,7	3,96 /	3,08 / 3,65 /
19	Viscosity	mPa·s	0,0096 / 0,2062	0,0096 /	0,0203 / 0,0161 /
20	Molecular wt, Vap		106,25	106,45	18,01 / 18,01
21	Molecular wt, NC				
22	Specific heat	kJ/(kg·K)	1,662 / 1,994	1,667 /	2,102 / 2,303 /
23	Thermal conductivity	W/(m·K)	0,0192 / 0,0944	0,0193 /	0,0445 / 0,0348 /
24	Latent heat	kJ/kg	334,2	334,5	
25	Pressure (abs)	kPa	140	130,823	800 / 774,469
26	Velocity (Mean/Max)	m/s	7,25 / 14,37		40 / 43,74
27	Pressure drop, allow/calc.	bar	0,27579	0,09177	0,25855 / 0,25531
28	Fouling resistance (min)	m ² ·K/W	2E-05		0,00018 / 0,00023 / Ao based

S'observa que el canvi de fase s'ha assolit amb totalitat. Tot i que el cabal que entra en estat líquid provinent de la columna ha canviat de fase a estat vapor, a la **Taula 11.39** es mostra com hi ha una quantitat petita de líquid negligible, ja que no afecta el disseny.

11.8.2 Columna de rectificació C-402

La columna de destil·lació C-402 té l'objectiu de separar l'EB del DEB. Aquesta separació ha de ser molt acurada, ja que és l'última etapa de purificació del producte i aquest ha de complir les següents composicions:

- EB: més del 99,5 wt%.
- Benzè: 0,05 - 0,3 wt%.
- Toluè: 0,1 - 0,3 wt%.
- DEB: 0,001 wt%.

El disseny de la columna de destil·lació C-402 ha estat desenvolupada amb la intenció de complir aquests requisits.

Per a dissenyar la columna s'ha utilitzat el *software* simulador *Aspen HYSYS*. Primerament, s'ha realitzat una columna *shortcut* per a veure les característiques principals de la torre i obtenir una primera aproximació del nombre d'etapes necessàries per aconseguir la separació desitjada i la temperatura i pressió d'operació de la torre.

A la columna *shortcut* el component *light key* és l'EB, ja que la seva separació és per caps. D'altra banda, el component *heavy key* és el DEB. A la columna *shortcut* es demana una composició en caps de 0% de DEB per a complir amb els requisits especificats anteriorment. Es presenten les característiques d'operació de la columna *shortcut* a la **Taula 11.40**.


Taula 11.40 Característiques de la columna shortcut de la torre de rectificació C-402 .

	Caps	Cues
Component clau	Etilbenzè	Dietilbenzè
Pressió (kPa)	110	140
Temperatures (°)	136,2	197,3
Relació de reflux mínima	0,458	
Relació de reflux externa recomanada	0,660	
Número mínims de plats	21,41	
Número de plats recomanats	46,89	
Etapa d'entrada de l'aliment optima	4,26	

Amb les dades obtingudes a la columna *shortcut* es comença un procés d'iteració amb les característiques de la columna i el simulador *Aspen HYSYS*, per tal d'obtenir les condicions de procés desitjades. La característica del procés que s'itera és la quantitat de líquid obtingut per caps. Aquest valor es fixa per a donar el cabal especificat pel projecte de 1.000 T/dia d'EB. Per motius d'optimització, finalment s'obté una producció una mica major, de 1.012 T/dia.

S'aconsegueix el funcionament desitjat a la columna de destil·lació C-402. Es presenta a la **Taula 11.41** les característiques principals de la torre.

Taula 11.41. Característiques principals columna de destil·lació C-402.

	Aliment	Caps	Cues		
Temperatura (°C)	149,7	139,3	197,3		
Pressió (kPa)	140	110	140		
Cabal molar (kmol/h)	411,99	397,17	14,83		
Cabal màssic (kg/h)	44155,93	42165,87	1990,09		
Flux d'energia (kW)	5075723	4704838	369806		
Número d'etapes	45				
Relació de reflux	0,661				
Posició entrada de l'aliment	22				
Cabals molars					Recuperació a caps
Metà	0,00	0,00	0,00		
Età	0,00	0,00	0,00		
Benzè	0,00	0,00	0,00		
Etilè	0,00	0,00	0,00		
Etilbenzè	397,17	397,17	0,00	100 %	
Propilè	0,00	0,00	0,00		
Toluè	0,00	0,00	0,00		
Dietilbenzè	14,83	0,00	14,83	0 %	

A la **Taula 11.41** es poden veure les característiques de la columna de destil·lació. Es pot observar com la recuperació per caps d'EB és del 100%. A la columna de destil·lació C-402 es produeix una separació total de l'EB i el DEB.

En conclusió, el corrent de productes que s'obté per caps compleix les especificacions de producte de l'EB.

A la **Figura 11.25** es presenta la fracció molar d'EB i DEB a la columna de destil·lació C-402 en funció de l'etapa d'equilibri de la torre. L'etapa 0 correspon al condensador, mentre que la 46 al reboiler.

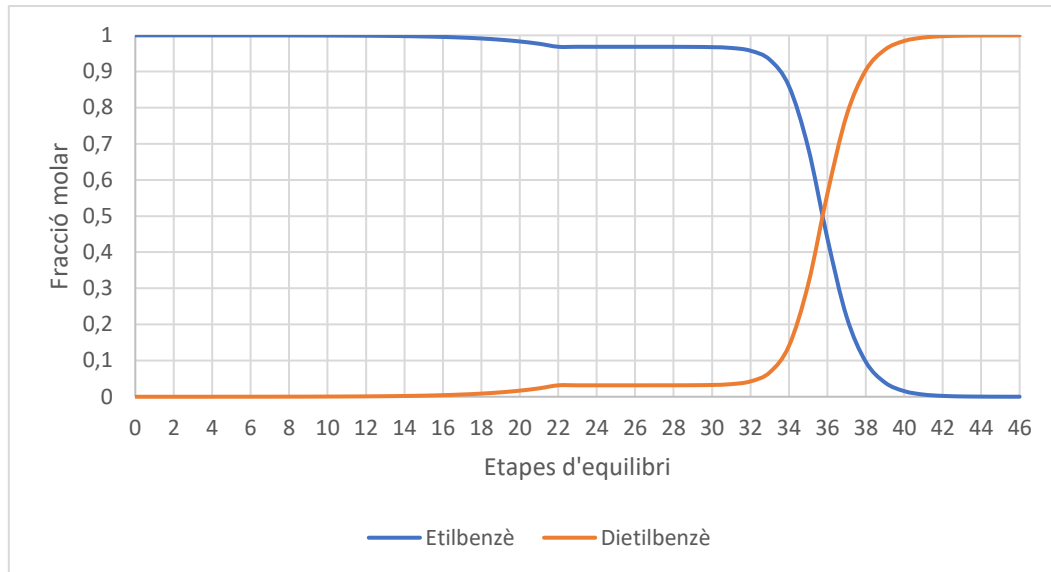


Figura 11.25. Fracció molar de EB i DEB a la columna de destil·lació C-402.

S'observa a la **Figura 11.25** com la composició d'EB és més elevada a la part superior de la columna (de l'etapa 35 a la 0) i la de DEB predomina a la part inferior de la columna (de la 35 a la 46).

Es presenta el perfil de temperatura a la columna de destil·lació C-402 a la **Figura 11.26**, on l'etapa d'equilibri 0 correspon al condensador i la 46 al reboiler.

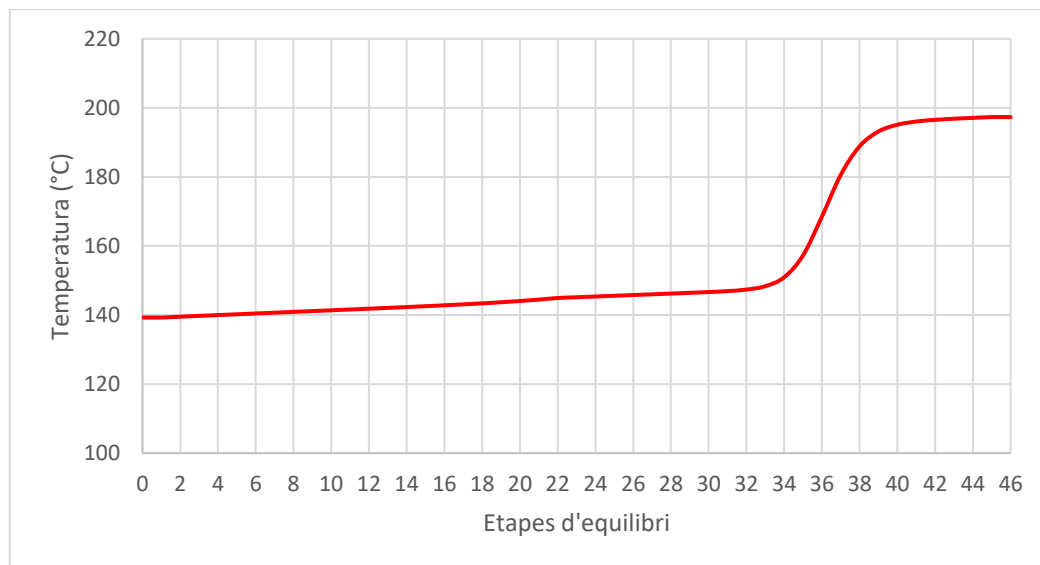


Figura 11.26. Evolució de la temperatura a la columna de destil·lació C-402.

Es pot observar a la **Figura 11.26** com hi ha un increment de la temperatura a l'etapa 35. Aquest increment es correspon a la zona on hi ha una clara separació entre l'EB i el DEB. Per augmentar la composició de DEB la temperatura augmenta per a evaporar l'EB.

11.8.2.1 Internals de la columna C-402

Per tal de garantir el bon funcionament de la columna i evitar fenòmens indesitjats, com pot ser el *weeping*, es realitza un estudi del comportament dels fluids a l'interior de la columna, el tipus i forma dels plats i el diàmetre i longitud que permeten evitar aquests problemes.

Per a fer l'estudi s'utilitza el *software* simulador *Aspen HYSYS*.

Primerament, es realitza un ajust per a evitar el *weeping* produït a la torre. Es du a terme un increment del diàmetre de la torre perquè aquesta pugui operar sense que es produeixi aquest fenomen. Es pot veure a la **Figura 11.27** com l'operació de la torre està dins del rang de bon funcionament de la columna.

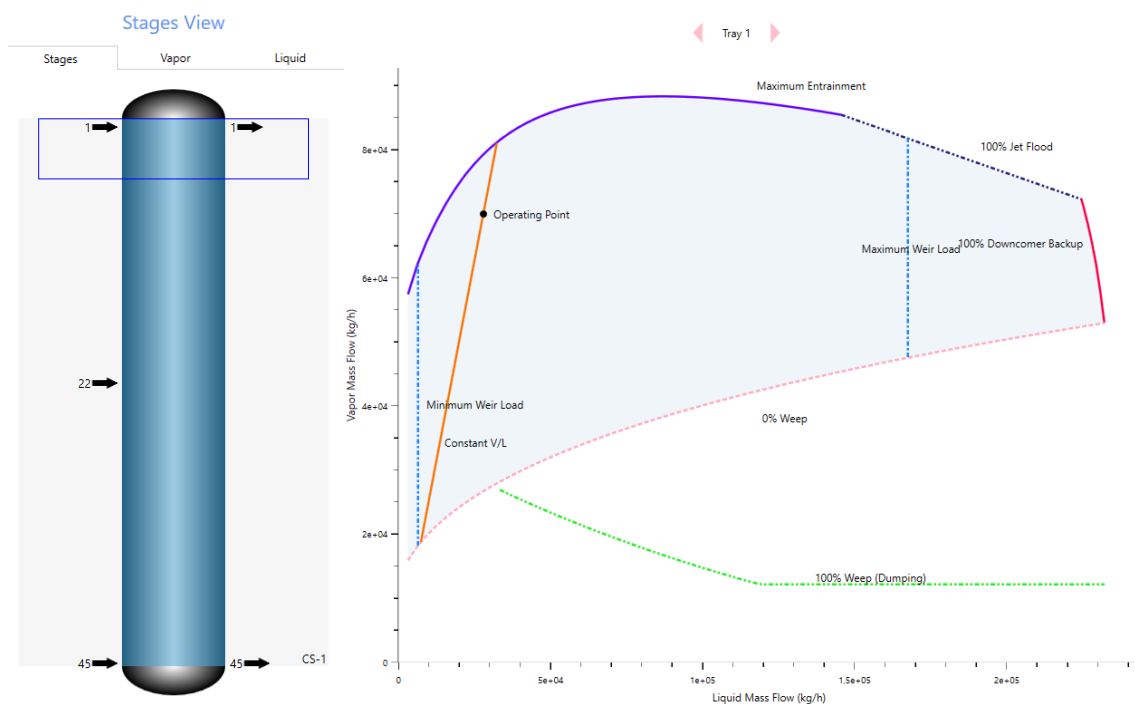


Figura 11.27. Internals de la columna de destil·lació C-402.

Els plats utilitzats a la columna de destil·lació C-402 són plats perforats, ja que la torre no té problemes de *weeping* ni de separació, de tal manera que no cal posar plats de vàlvules. Els plats perforats tenen forats per on puja el gas i baixa el líquid; a més són més barats que la resta de plats, permetent un estalvi de costos.

A la **Figura 11.28** es presenten els resultats donats pel simulador *Aspen HYSYS* respecte a la configuració dels plats.

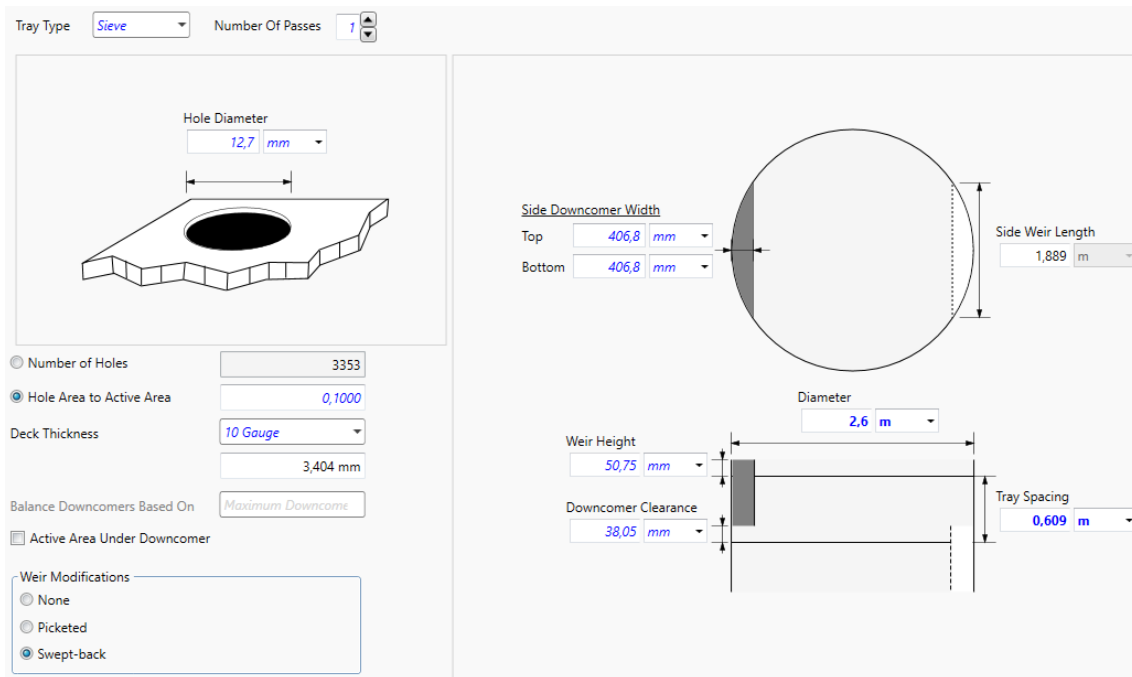


Figura 11.28. Configuració dels plats de la columna de destil·lació C-402 al simulador Aspen HYSYS.

Com a paràmetre a destacar de **Figura 11.28**, es pot dir que el diàmetre dels forats perforats dels plats és de 12,7 mm, que l'àrea dels forats perforats és de 0,1, que hi ha 3353 forats perforats i que el plat té 1 pas pel líquid.

L'altura d'una etapa d'equilibri a la torre C-402 té un valor de 0,609 m. Per tant, l'alçada de la torre és de 27,4 m.

11.8.2.2 Disseny constructiu de la torre de rectificació C-402

Per a dissenyar de manera correcta la columna de destil·lació, es divideix el cos en tres parts. La carcassa, el fons i el capçal.

El material constructiu del separador és acer 316L per a evitar qualsevol possible problema de corrosió donat l'ambient i la ubicació de la planta, ja que cap component del procés és corrosiu.

Per a determinar la pressió de disseny del separador segons el codi *ASME secció 8 divisió 1*, la pressió de disseny haurà de ser superior a la màxima pressió d'operació sota les circumstàncies més extremes. Per tant, i com a mesura de seguretat, s'aplica una diferència respecte a la pressió de treball del separador del 20 %. S'utilitza l'equació 6 utilitzada prèviament per a determinar el gruix de la carcassa.

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad (6)$$

L'esforç de l'acer 316L (S) és de $1,15 \cdot 10^5$ kPa. El factor d'eficàcia de la soldadura mesura la qualitat de la soldadura de les plaques d'acer. Com es tracta de soldadura entre dues plaques metàl·liques i no una peça massissa, el factor de qualitat té un valor de 0,85.

El càlcul es realitza de la següent manera:

$$t = \frac{140 \cdot 1,2 \cdot 1300}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 140 \cdot 1,2} = 2,24 \text{ mm}$$

La carcassa té un gruix mínim de 2,24 mm.

Per motius de seguretat, el gruix de la carcassa s'incrementa fins a 5 mm.

Per a dissenyar el fons i el capçal del separador s'ha escollit un disseny tipus Klopper, ja que aquest té una forma que ocupa menys espai.

Segons el codi *ASME*, per a determinar el gruix dels capçals s'utilitza la fórmula 7, feta servir prèviament. La pressió seleccionada pel gruix de la torre és la màxima pressió de treball, que es troba l'aliment.

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot D}{S \cdot E - 0,1 \cdot P} \quad (7)$$

De tal manera que el gruix del capçal mínim es determina com:

$$t = \frac{0,885 \cdot 140 \cdot 2600}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 140} = 3,30 \text{ mm}$$

El gruix mínim del capçal ha de ser de 3,30 mm. Per motius de seguretat, s'incrementa el valor fins a 5 mm per mantenir la seguretat de la planta. Per tant, el gruix del fons i del capçal per la columna de destil·lació C-402 té un valor de 5 mm. Com a resultat, la carcassa, el capçal i el fons tenen un gruix de 5 mm.

Per a determinar la pressió de disseny s'utilitza l'equació 7, on amb el gruix final de l'equip, es determina la pressió que pot tolerar aquesta.

$$5 = \frac{0,885 \cdot P \cdot 2600}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot P} \rightarrow P = 212 \text{ kPa}$$

La pressió de disseny de la columna de destil·lació C-402 és de 212 kPa.

El diàmetre extern de la carcassa de la columna es determina amb l'equació 8, utilitzada prèviament.

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t \quad (8)$$

El diàmetre extern de la carcassa es determina com:

$$D_{ext} = 2,60 + 2 \cdot 0,005 = 2,61 \text{ m}$$

El diàmetre exterior de la columna de destil·lació C-402 és de 2,61 m.

Per a determinar el pes de la columna de rectificació, primerament es determina el pes buit. Per a aquest càlcul únicament es considera el gruix de la carcassa, el capçal i el fons, no es considera el reboiler i el condensador. A aquest valor se li aplica un 10 % del pes total per tal de considerar les brides, vàlvules, soldadures, etc.

El volum del cos es determina amb l'expressió 9, emprada amb anterioritat.

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2 \cdot L - \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2 \cdot L \quad (9)$$

El volum del cos per al separador es determina com:

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot 2,61^2 \cdot 27,4 - \frac{\pi}{4} \cdot 2,60^2 \cdot 27,4 = 1,12 \text{ m}^3$$

El volum d'acer 316L del cos que té la columna de destil·lació C-402 és d'1,12 m³. El pes del capçal i del fons es determina amb una calculadora de fons Klopper. Per al separador el pes del capçal és de 269 kg.

El pes del cos es determina amb l'equació 9, utilitzada prèviament.

$$P_{buit} = (V_{cos} \cdot \rho_{316L} + 2 \cdot P_{fons}) \cdot 1,1 \quad (10)$$

El pes es determina com:

$$P_{buit} = (1,12 \cdot 8000 + 2 \cdot 269) \cdot 1,1 = 10.449 \text{ kg}$$

Per a la columna de destil·lació C-402, el pes buida és de 10.449 kg.

11.8.2.3 Reboiler i condensador

Per al disseny del reboiler i condensador cal tenir present la teoria de la secció **11.8.1.3 Reboiler i condensador de la C-401** que explica quin és el fenomen present per a aquest tipus d'intercanvi de calor, que segueix el mateix procediment de disseny de la torre C-401. Per al disseny cal analitzar el perfil dels diferents paràmetres al llarg de la columna C-402 on es mostra a la **Taula 11.42** i a la **Taula 11.43**.

A la **Taula 11.42** es mostren els perfils de cabals de líquid i vapor, temperatures i pressió incloent el condensador.

Taula 11.42. Perfils dels diversos paràmetres a la columna C-402.

Steady State Profiles						
Optional Estimates						
	Stage	Pressure [kPa]	Temp [C]	Net Liquid [kgmole/h]	Net Vapour [kgmole/h]	
Condenser	0	110,0	139,3	262,4	5,409e-007	
1_Main Tower	1	110,0	139,3	261,7	659,6	
2_Main Tower	2	110,7	139,5	261,4	658,9	
3_Main Tower	3	111,4	139,7	261,1	658,6	
4_Main Tower	4	112,0	140,0	260,7	658,2	
5_Main Tower	5	112,7	140,2	260,4	657,9	
6_Main Tower	6	113,4	140,4	260,1	657,6	
7_Main Tower	7	114,1	140,7	259,7	657,2	
8_Main Tower	8	114,8	140,9	259,4	656,9	
9_Main Tower	9	115,5	141,1	259,0	656,6	
10_Main Tower	10	116,1	141,4	258,7	656,2	
11_Main Tower	11	116,8	141,6	258,3	655,9	
12_Main Tower	12	117,5	141,8	258,0	655,5	
13_Main Tower	13	118,2	142,1	257,6	655,1	
14_Main Tower	14	118,9	142,3	257,2	654,8	
15_Main Tower	15	119,5	142,6	256,7	654,3	
16_Main Tower	16	120,2	142,8	256,2	653,9	
17_Main Tower	17	120,9	143,1	255,6	653,4	
18_Main Tower	18	121,6	143,4	254,9	652,8	
19_Main Tower	19	122,3	143,7	254,1	652,1	
20_Main Tower	20	123,0	144,1	253,1	651,3	
21_Main Tower	21	123,6	144,5	251,9	650,3	
22_Main Tower	22	124,3	144,9	650,6	649,1	
23_Main Tower	23	125,0	145,1	650,9	635,8	
24_Main Tower	24	125,7	145,4	651,1	636,0	
25_Main Tower	25	126,4	145,6	651,4	636,3	
26_Main Tower	26	127,0	145,8	651,6	636,5	
27_Main Tower	27	127,7	146,0	651,8	636,8	
28_Main Tower	28	128,4	146,2	652,0	637,0	

S'observa que del condensador s'obté un cabal completament en estat líquid, tot i que hi ha present una petita part de vapor negligible, per tant, es tracta d'un condensador total.

A la **Taula 11.43** es mostren els perfils de cabals de líquid i vapor, temperatures i pressió incloent el reboiler.

Taula 11.43. Perfils de temperatura, pressió i cabals de líquid i vapor a la columna C-402.

	Stage	Optional Estimates			
		Pressure [kPa]	Temp [C]	Net Liquid [kgmole/h]	Net Vapour [kgmole/h]
18_Main Tower	18	121,6	143,4	254,9	652,8
19_Main Tower	19	122,3	143,7	254,1	652,1
20_Main Tower	20	123,0	144,1	253,1	651,3
21_Main Tower	21	123,6	144,5	251,9	650,3
22_Main Tower	22	124,3	144,9	650,6	649,1
23_Main Tower	23	125,0	145,1	650,9	635,8
24_Main Tower	24	125,7	145,4	651,1	636,0
25_Main Tower	25	126,4	145,6	651,4	636,3
26_Main Tower	26	127,0	145,8	651,6	636,5
27_Main Tower	27	127,7	146,0	651,8	636,8
28_Main Tower	28	128,4	146,2	652,0	637,0
29_Main Tower	29	129,1	146,4	652,2	637,2
30_Main Tower	30	129,8	146,6	652,2	637,4
31_Main Tower	31	130,5	146,9	651,6	637,4
32_Main Tower	32	131,1	147,4	649,1	636,8
33_Main Tower	33	131,8	148,4	641,1	634,3
34_Main Tower	34	132,5	151,2	621,3	626,3
35_Main Tower	35	133,2	157,8	589,9	606,4
36_Main Tower	36	133,9	169,3	567,9	575,0
37_Main Tower	37	134,5	181,2	567,2	553,0
38_Main Tower	38	135,2	189,2	575,1	552,4
39_Main Tower	39	135,9	193,3	581,0	560,2
40_Main Tower	40	136,6	195,2	584,3	566,1
41_Main Tower	41	137,3	196,0	585,8	569,5
42_Main Tower	42	138,0	196,5	586,7	571,0
43_Main Tower	43	138,6	196,8	587,2	571,8
44_Main Tower	44	139,3	197,1	587,6	572,4
45_Main Tower	45	140,0	197,3	588,8	572,8
Reboiler	46	140,0	197,3	14,83	574,0

S'observa que per a la columna C-402 hi ha una petita part que roman en estat líquid, succeeix com en el condensador, aquesta fracció líquida que es manté es pot considerar menyspreable, tot i que quan es fa el disseny pot aparèixer una petita part de líquid. Per altra banda, amb el reboiler succeeix el mateix, hi ha una petita part que roman en estat líquid que es pot menysprear per al seu disseny.

Condensador

En aquesta secció s'explica com s'ha dissenyat el condensador de la columna C-402.

A la **Figura 11.29** es mostra els paràmetres del fluid de procés que cal introduir al condensador.

Name	To Condenser	24	Reflux
Vapour	1,0000	0,0000	0,0000
Temperature [C]	139,3	139,3	139,3
Pressure [kPa]	110,0	110,0	110,0
Molar Flow [kgmole/h]	659,6	397,2	262,4
Mass Flow [kg/h]	7,003e+004	4,217e+004	2,706e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	80,49	48,46	32,02
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	4,691e+004	1,185e+004	1,185e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	67,71	-17,30	-17,30
Heat Flow [kJ/h]	3,094e+007	4,705e+006	3,109e+006

Figura 11.29. Condicions d'entrada del fluid de procés al condensador de C-402.

S'observa que la temperatura del condensador es troba a 139,3 °C operant a una pressió de 110 kPa. Aquest condensador total té una configuració de carcassa i tubs. Seguidament, s'introdueixen les composicions que es mostren a continuació.

A la **Figura 11.30** es mostren les composicions d'entrada del fluid de procés al condensador.

	To Condenser	24	Reflux
Methane	0,00000	0,00000	0,00000
Ethane	0,00000	0,00000	0,00000
Benzene	0,00000	0,00000	0,00000
Ethylene	0,00000	0,00000	0,00000
E-Benzene	1,00000	1,00000	1,00000
Propene	0,00000	0,00000	0,00000
Toluene	0,00000	0,00000	0,00000
14-EBenzene	0,00000	0,00000	0,00000
Oxygen	0,00000	0,00000	0,00000
Nitrogen	0,00000	0,00000	0,00000
H2O	0,00000	0,00000	0,00000
CO	0,00000	0,00000	0,00000
CO2	0,00000	0,00000	0,00000

Figura 11.30. Composicions d'entrada del fluid de procés al condensador C-402.

Un cop introduïdes aquestes composicions com a fluid calent s'introdueixen també les composicions del fluid fred, com a aigua. Tots aquests paràmetres s'han d'introduir en el programa *Heat Exchange V10*.

A continuació, a la **Taula 11.44** es mostra una recopilació dels resultats.

Taula 11.44. Recopilació dels resultats del condensador de la torre C-102.

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: 787 - 3048	mm	Type: BEM	Horizontal
			Connected in: 1	parallel 1 series
7	Surf/unit(eff.)	155,2	m ²	Shells/unit 1
			Surf/shell(eff.)	155,2 m ²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT			
9	Fluid allocation	Shell Side		Tube Side
10	Fluid name	aigua		fluid procés
11	Fluid quantity, Total	56682		70030
12	Vapor (In/Out)	0	0	70030 1394
13	Liquid	56682	56682	0 68636
14	Noncondensable	0	0	0 0
15				
16	Temperature (In/Out)	°C	30 130	139,3 135,95
17	Bubble / Dew point	°C	/ /	139,02 / 139,02 135,94 / 135,94
18	Density Vapor/Liquid	kg/m ³	/ 997,02 / 997,02	3,4 / 3,13 / 760,5
19	Viscosity	mPa-s	/ 0,9141 / 0,1109	0,0094 / 0,0093 / 0,2256
20	Molecular wt, Vap			106,16 106,16
21	Molecular wt, NC			
22	Specific heat	kJ/(kg-K)	/ 4,202 / 4,202	1,63 / 1,618 / 1,956
23	Thermal conductivity	W/(m-K)	/ 0,5662 / 0,5662	0,0185 / 0,0182 / 0,0981
24	Latent heat	kJ/kg		339,7 340,1
25	Pressure (abs)	bar	1,013 1,0012	1,1 1,00364
26	Velocity (Mean/Max)	m/s	0,12 / 0,13	1,91 / 37,62
27	Pressure drop, allow./calc.	bar	0,20684 0,0118	0,10342 0,09636
28	Fouling resistance (min)	m ² -K/W	0,00018	2E-05 3E-05 Ao based

S'observa que hi ha una petita part que ha quedat com a fase vapor, però és d'esperar, ja que a la **Taula 11.44** on es mostren el perfil de cabals d'aigua i vapor al llarg de la columna hi ha una petita part que roman en estat vapor.

Reboiler

Per al reboiler cal seguir el mateix procediment que per al disseny del reboiler que es troba a la columna C-401. Extraient tots els paràmetres de la pestanya *Column Enviroment*. Es fa córrer el programa i s'obtenen els següents resultats.

A la **Taula 11.45** es mostren els resultats obtinguts per al disseny del reboiler de la columna C-402.

Taula 11.45. Recopilació dels resultats del reboiler de la torre C-402.

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 :	1270 , 2539 , 1828,8 mm	Type:	BKU Horizontal	Connected in: 1 parallel 1 series
7	Surf/unit(eff.)	303,7 m ²	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.) 303,7 m ²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT				
9	Fluid allocation	Shell Side		Tube Side	
10	Fluid name	fluid procés		vapor h20	
11	Fluid quantity, Total	79030		105680	
12	Vapor (In/Out)	kg/h	0	79030	105680
13	Liquid	kg/h	79030	0	0
14	Noncondensable	kg/h	0	0	0
15					
16	Temperature (In/Out)	°C	193,8	195,22	350 250
17	Bubble / Dew point	°C	/ 192,49	/	/ /
18	Density Vapor/Liquid	kg/m ³	4,84 / 720,01	4,55 /	2,78 / 3,21 /
19	Viscosity	mPa·s	0,0089 / 0,2151	0,0089 /	0,0223 / 0,0181 /
20	Molecular wt, Vap		134,19	134,19	18,01 18,01
21	Molecular wt, NC				
22	Specific heat	kJ/(kg·K)	1,955 / 2,416	1,959 /	2,034 / 1,989 /
23	Thermal conductivity	W/(m·K)	0,0224 / 0,0949	0,0225 /	0,0486 / 0,0381 /
24	Latent heat	kJ/kg	301,2	301,2	
25	Pressure (abs)	bar	1,4	1,31998	8 7,74731
26	Velocity (Mean/Max)	m/s	7,49 / 14,84		48,13 / 51,82
27	Pressure drop, allow./calc.	bar	0,27579	0,08002	0,25855 0,25269
28	Fouling resistance (min)	m ² ·K/W	2E-05		0,00018 0,00023 Δo based

Com s'observa a la **Taula 11.45** el canvi de fase s'ha assolit totalment i el fluid auxiliar manté la seva fase, ja que s'usa vapor d'aigua a 350°C i baixa als 250 °C per dur a terme l'escalfament.

11.9 Disseny dels tancs pulmó.

A la planta productiva EBYL el procés de producció d'EB es fa en fase gas. Tot i això, hi ha molts corrents líquids, ja que la reacció es produeix en fase gas, però també hi ha d'haver un bescanvi líquid-gas per a separar els components. Això condiona a operar amb bombes. Aquestes bombes han de rebre únicament líquid, pel fet que si entra gas a les bombes aquestes poden cavitatar i fer-se malbé. Els principals problemes de la cavitació són:

- **Pèrdua de rendiment:** redueix el flux de líquid i l'eficiència de la bomba.
- **Desgast de la bomba:** danya els impulsors, difusors i revestiment de la bomba.
- **Vibracions i sorolls:** pot generar vibracions molt fortes que afecten el seu funcionament.

Per a evitar tots aquests inconvenients, s'utilitzen tancs pulmó. Els tancs pulmó es col·loquen abans de les bombes per a assegurar-se que no hi entra cap vapor i que el cabal proporcionat per la bomba és constant, tot i les variacions del cabal d'arribada al tanc pulmó.

11.9.1 Tanc pulmó TP-201

La funció del tanc TP-201 és mantenir constant el cabal de recirculació de benzè als reactors i assegurar-se que no hi entra cap classe de gas a la bomba P-201.

Per a estimar el volum s'utilitza una referència bibliogràfica [1]. Aquest té un volum de 7 m^3 per a un cabal de $229,2 \text{ kmol/h}$. En el cas de la planta de producció EBYL, el cabal d'aquesta línia de procés és de $3281,64 \text{ kmol/h}$. Es realitza una aproximació lineal per a estimar el volum del tanc pulmó TP-201.

$$\frac{7 \text{ m}^3}{229,2 \text{ kmol/h}} = \frac{X \text{ m}^3}{3281,64 \text{ kmol/h}} \rightarrow X = 100 \text{ m}^3$$

Per al tanc pulmó TP-201 el volum és de 100 m^3 .

La relació L/D bibliogràfica del tanc pulmó TP-201 és de 5 [1]. Llavors, utilitzant l'equació 9 s'obté el diàmetre del tanc.

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L \rightarrow \frac{V}{D} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{L}{D} \quad (9)$$

$$\frac{100}{D} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 5 \rightarrow D = 2,94 \text{ m}$$

El diàmetre del tanc pulmó TP-201 és de $2,94 \text{ m}$. Amb aquest diàmetre i l'equació 9, s'obté una longitud de $14,73 \text{ m}$.

Per a dimensionar de manera correcta el tanc pulmó TP-201, es divideix el cos en tres parts. La carcassa, el fons i el capçal.

El material constructiu del tanc és acer 316L per a evitar qualsevol possible problema de corrosió degut a l'ambient i la ubicació de la planta, ja que cap component del procés és corrosiu.

Per a determinar la pressió de disseny del separador segons el codi *ASME secció 8 divisió 1*, la pressió de disseny haurà de ser superior a la màxima pressió d'operació sota les circumstàncies més extremes. Per tant i com a mesura de seguretat, s'aplica una diferència respecte a la pressió de treball del separador del 20 %. S'utilitza l'equació 6 utilitzada prèviament per a determinar el gruix de la carcassa.

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad (6)$$

L'esforç del acer 316L (S) és de $1,15 \cdot 10^5 \text{ kPa}$. El factor d'eficàcia de la soldadura mesura la qualitat de la soldadura de les plaques d'acer. Com es tracta de soldadura entre dues plaques metàl·liques i no una peça massissa, el factor de qualitat té un valor de 0,85.

El càlcul es realitza de la següent manera:

$$t = \frac{110 \cdot 1,2 \cdot 1470}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 110 \cdot 1,2} = 1,98 \text{ mm}$$

La carcassa té un gruix mínim de 1,98 mm.

Per motius de seguretat, el gruix de la carcassa s'incrementa fins a 5 mm.

Per a dissenyar el fons i el capçal del tanc pulmó s'ha escollit un disseny tipus Klopper ja que aquest té una forma que ocupa menys espai.

Segons el codi ASME, per a determinar el gruix dels capçals s'utilitza la formula 7 utilitzada prèviament.

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot D}{S \cdot E - 0,1 \cdot P} \quad (7)$$

De tal manera que el gruix del capçal mínim es determina com:

$$t = \frac{0,885 \cdot 110 \cdot 2940}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 110} = 2,93 \text{ mm}$$

El gruix mínim del capçal ha de ser de 2,93 mm. Per motius de seguretat, s'incrementa el valor fins 5 mm per assegurar la seguretat de la planta. Per tant, el gruix del fons i del capçal per al tanc pulmó TP-201 té un valor de 5 mm. Per tant, la carcassa, el capçal i el fons tenen un gruix de 5 mm.

Per a determinar la pressió de disseny s'utilitza l'equació 7, on amb el gruix final de l'equip, es determina la pressió que pot tolerar aquesta.

$$5 = \frac{0,885 \cdot P \cdot 2940}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot P} \rightarrow P = 187,8 \text{ kPa}$$

La pressió de disseny de tanc pulmó TP-201 és de 187,8 kPa.

El diàmetre extern del tanc és determina amb l'equació 8, utilitzada prèviament.

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t \quad (8)$$

El diàmetre extern de la carcassa es determina com:

$$D_{ext} = 2,94 + 2 \cdot 0,005 = 2,95 \text{ m}$$

El diàmetre exterior del tanc pulmó TP-201 és de 2,95 m.

Per a determinar el pes del tanc primerament es determina el pes buit. Per a aquest càlcul únicament es considera el gruix de la carcassa, el capçal i el fons, no es considera el reboiler i el

condensador. A aquest valor se li aplica un 10 % del pes total per tal de considerar les brides, vàlvules, soldadures, etc.

El volum dels cos es determina amb l'expressió 9, utilitzada prèviament.

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2 \cdot L - \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2 \cdot L \quad (9)$$

El volum del cos es determina com:

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot 2,95^2 \cdot 14,73 - \frac{\pi}{4} \cdot 2,94^2 \cdot 14,73 = 0,68 \text{ m}^3$$

El volum d'acer 316L del cos que té el tanc pulmó és de 0,68 m³. El pes del capçal i del fons es determina amb una calculadora de fons Klopper. Per al separador el pes del capçal és de 342 kg.

El pes del cos es determina amb l'equació 10, utilitzada prèviament.

$$P_{buit} = (V_{cos} \cdot \rho_{316L} + 2 \cdot P_{fons}) \cdot 1,1 \quad (10)$$

El pes es determina com:

$$P_{buit} = (0,68 \cdot 8000 + 2 \cdot 342) \cdot 1,1 = 6.748 \text{ kg}$$

Per al tanc pulmó TP-201 el pes buit és de 6.748 kg.

El pes en operació normal es determina amb l'equació 17, utilitzada prèviament.

$$P_{oper} = P_{buit} + 0,5 \cdot V_{tanc} \cdot \rho_{líquid} \quad (17)$$

El pes del tanc en operació es determina com:

$$P_{oper} = 6.748 + 0,5 \cdot 100 \cdot 876 = 50.548 \text{ kg}$$

El tanc en operació té un pes de 50.548 kg.

11.9.2 Tanc pulmó TP-401

La funció del tanc TP-401 és mantenir constant el cabal de recirculació de condensats a la torre i assegurar-se de que no hi entra cap tipus de gas a la bomba P-401.

Per a estimar el volum s'utilitza una referència bibliogràfica [1]. Aquest té un volum de 7,7 m³ amb una relació de reflux de 0,3874. La relació de reflux és la relació entre el líquid que es retorna i el destil·lat que s'extreu. Per tant, Si el destil·lat bibliogràfic és de 170,2 kmol/h, el líquid retornat es determina com:

$$R = \frac{L}{D} \rightarrow 0,3874 = \frac{L}{170,2} \rightarrow L = 65,93 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

El líquid retornat a la torre és de 65,93 kmol/h. Per tant, el cabal que hi arriba al tanc de condensats haurà de ser la suma del destil·lat i el líquid, amb un valor de 236,13 kmol/h.

Es realitza el mateix càlcul per a la planta de producció EBYL, que té una relació de reflux a la torre C-401 de 0,40. S'obté que el cabal de líquid retornat a la columna és de 1173 kmol/h i que el cabal que hi arriba al tanc de condensats és de 4106,2 kmol/h.

Es realitza una aproximació lineal per a estimar el volum del tanc pulmó TP-401.

$$\frac{7,7 \text{ m}^3}{236,13 \text{ kmol/h}} = \frac{X \text{ m}^3}{4106,2 \text{ kmol/h}} \rightarrow X = 134 \text{ m}^3$$

Per al tanc pulmó TP-401 el volum és de 134 m³.

La relació L/D bibliogràfica del tanc pulmó TP-401 és de 3 [1]. Llavors, utilitzant l'equació 9 s'obté el diàmetre del tanc.

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L \rightarrow \frac{V}{D} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{L}{D} \quad (9)$$

$$\frac{134}{D} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 3 \rightarrow D = 3,85 \text{ m}$$

El diàmetre del tanc pulmó TP-401 és de 3,85 m. Amb aquest diàmetre i l'equació 9, s'obté una longitud d'11,51 m

Per a dimensionar de manera correcta el tanc pulmó TP-401, es divideix el cos en tres parts. La carcassa, el fons i el capçal.

El material constructiu del tanc és acer 316L per a evitar qualsevol possible problema de corrosió donat l'ambient i la ubicació de la planta, ja que cap component del procés és corrosiu.

Per a determinar la pressió de disseny del separador segons el codi *ASME secció 8 divisió 1*, la pressió de disseny haurà de ser superior a la màxima pressió d'operació sota les circumstàncies més extremes. Per tant, i com a mesura de seguretat, s'aplica una diferència respecte a la pressió de treball del separador del 20 %. S'utilitza l'equació 6 feta servir prèviament per a determinar el gruix de la carcassa.

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad (6)$$

L'esforç de l'acer 316L (S) és de 1,15·10⁵ kPa. El factor d'eficàcia de la soldadura mesura la qualitat de la soldadura de les plaques d'acer. Com es tracta de soldadura entre dues plaques metàl·liques i no una peça massissa, el factor de qualitat té un valor de 0,85.

El càlcul es realitza de la següent manera:

$$t = \frac{110 \cdot 1,2 \cdot 1925}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 110 \cdot 1,2} = 2,6 \text{ mm}$$

La carcassa té un gruix mínim de 2,6 mm.

Per motius de seguretat, el gruix de la carcassa s'incrementa fins a 5 mm.

Per a dissenyar el fons i el capçal del tanc pulmó s'ha escollit un disseny tipus Klopper, ja que aquest té una forma que ocupa menys espai.

Segons el codi *ASME*, per a determinar el gruix dels capçals s'utilitza la formula 7 emprada amb anterioritat.

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot D}{S \cdot E - 0,1 \cdot P} \quad (7)$$

De tal manera que el gruix del capçal mínim es determina com:

$$t = \frac{0,885 \cdot 110 \cdot 3850}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 110} = 3,84 \text{ mm}$$

El gruix mínim del capçal ha de ser de 3,84 mm. Per motius de seguretat, s'incrementa el valor fins a 5 mm per assegurar la seguretat de la planta. Per tant, el gruix del fons i del capçal per al tanc pulmó TP-401 té un valor de 5 mm. Com a resultat, la carcassa, el capçal i el fons tenen un gruix de 5 mm.

Per a determinar la pressió de disseny s'utilitza l'equació 7, on amb el gruix final de l'equip, es determina la pressió que pot tolerar aquesta.

$$5 = \frac{0,885 \cdot P \cdot 3850}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot P} \rightarrow P = 137,2 \text{ kPa}$$

La pressió de disseny de tanc pulmó TP-401 és de 237,2 kPa.

El diàmetre extern del tanc és determina amb l'equació 8, utilitzada prèviament.

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t \quad (8)$$

El diàmetre extern de la carcassa es determina com:

$$D_{ext} = 3,85 + 2 \cdot 0,005 = 3,86 \text{ m}$$

El diàmetre exterior del tanc pulmó TP-401 és de 3,86 m.

Per a determinar el pes del tanc, primerament es determina el pes buit. Per a aquest càlcul únicament es considera el gruix de la carcassa, el capçal i el fons. A aquest valor se li aplica un 10 % del pes total per tal de considerar les brides, vàlvules, soldadures, etc.

El volum dels cos es determina amb l'expressió 9, utilitzada prèviament.

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2 \cdot L - \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2 \cdot L \quad (9)$$

El volum del cos es determina com:

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot 3,86^2 \cdot 11,51 - \frac{\pi}{4} \cdot 3,85^2 \cdot 11,51 = 0,697 \text{ m}^3$$

El volum d'acer 316L del cos que té el tanc pulmó és de 0,697 m³. El pes del capçal i del fons es determina amb una calculadora de fons Kloppe. Per al separador el pes del capçal és de 583 kg.

El pes del cos es determina amb l'equació 10, utilitzada prèviament.

$$P_{buit} = (V_{cos} \cdot \rho_{316L} + 2 \cdot P_{fons}) \cdot 1,1 \quad (10)$$

El pes es determina com:

$$P_{buit} = (0,697 \cdot 8000 + 2 \cdot 583) \cdot 1,1 = 6.886 \text{ kg}$$

Per al tanc pulmó TP-401 el pes buit és de 6.886 kg.

El pes en operació normal es determina amb l'equació 12, utilitzada prèviament.

$$P_{oper} = P_{buit} + 0,5 \cdot V_{tanc} \cdot \rho_{líquid} \quad (12)$$

El pes del tanc en operació es determina com:

$$P_{oper} = 6.886 + 0,5 \cdot 134 \cdot 876 = 65.578 \text{ kg}$$

El tanc en operació té un pes de 65.578 kg.

11.9.3 Tanc pulmó TP-402

La funció del tanc TP-402 és mantenir constant el cabal de recirculació de condensats a la torre i assegurar-se que no hi entra cap mena de gas a la bomba P-402.

Per a estimar el volum s'utilitza una referència bibliogràfica [1]. Aquest té un volum de 6,2 m³ amb una relació de reflux de 0,6608. La relació de reflux és la relació entre el líquid que es retorna i el destil·lat que s'extreu. Per tant, si el destil·lat bibliogràfic és de 89,9 kmol/h, el líquid retornat es determina com:

$$R = \frac{L}{D} \rightarrow 0,6608 = \frac{L}{89,9} \rightarrow L = 59,4 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

El líquid retornat a la torre és de 59,4 kmol/h. Per tant, el cabal que hi arriba al tanc de condensats haurà de ser la suma del destil·lat i el líquid, amb un valor de 149,3 kmol/h.

Es realitza el mateix càlcul per a la planta de producció EBYL, que té una relació de reflux a la torre C-401 de 0,661. S'obté que el cabal de líquid retornat a la columna és de 262,4 kmol/h i que el cabal que hi arriba al tanc de condensats és de 669,4 kmol/h.

Es du a terme una aproximació lineal per a estimar el volum del tanc pulmó TP-402.

$$\frac{6,2 \text{ m}^3}{149,3 \text{ kmol/h}} = \frac{X \text{ m}^3}{669,4 \text{ kmol/h}} \rightarrow X = 27,8 \text{ m}^3$$

Per al tanc pulmó TP-402 el volum és de 27,8 m³. Aquest volum s'arrodoneix a 28 m³.

La relació L/D bibliogràfica del tanc pulmó TP-402 és de 3 [1]. Llavors, utilitzant l'equació 9 s'obté el diàmetre del tanc.

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L \rightarrow \frac{V}{D} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{L}{D} \quad (9)$$

$$\frac{28}{D} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 3 \rightarrow D = 2,28 \text{ m}$$

El diàmetre del tanc pulmó TP-402 és de 2,28 m. Amb aquest diàmetre i l'equació 19, s'obté una longitud de 6,85 m

Per a dimensionar de manera correcta el tanc pulmó TP-402, es divideix el cos en tres parts. La carcassa, el fons i el capçal.

El material constructiu del tanc és acer 316L, per a evitar qualsevol possible problema de corrosió donat l'ambient i la ubicació de la planta, ja que cap component del procés és corrosiu.

Per a determinar la pressió de disseny del separador segons el codi *ASME secció 8 divisió 1*, la pressió de disseny haurà de ser superior a la màxima pressió d'operació sota les circumstàncies més extremes. Per tant, i com a mesura de seguretat, s'aplica una diferència respecte a la pressió de treball del separador del 20 %. S'utilitza l'equació 6 utilitzada prèviament per a determinar el gruix de la carcassa.

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad (6)$$

L'esforç de l'acer 316L (S) és de 1,15·10⁵ kPa. El factor d'eficàcia de la soldadura mesura la qualitat de la soldadura de les plaques d'acer. Com es tracta de soldadura entre dues plaques metàl·liques i no una peça massissa, el factor de qualitat té un valor de 0,85.

El càlcul es realitza de la següent manera:

$$t = \frac{110 \cdot 1,2 \cdot 1140}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 110 \cdot 1,2} = 1,54 \text{ mm}$$

La carcassa té un gruix mínim de 1,54 mm.

Per motius de seguretat, el gruix de la carcassa s'incrementa fins a 5 mm.

Per a dissenyar el fons i el capçal del tanc pulmó s'ha escollit un disseny tipus Klopper, ja que aquest té una forma que ocupa menys espai.

Segons el codi ASME, per a determinar el gruix dels capçals s'utilitza la fórmula 7 feta servir amb anterioritat.

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot D}{S \cdot E - 0,1 \cdot P} \quad (7)$$

De tal manera que el gruix del capçal mínim es determina com:

$$t = \frac{0,885 \cdot 110 \cdot 2280}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 110} = 2,27 \text{ mm}$$

El gruix mínim del capçal ha de ser de 2,27 mm. Per motius de seguretat, s'incrementa el valor fins a 5 mm per mantenir la seguretat de la planta. Per tant, el gruix del fons i del capçal per al tanc pulmó TP-402 té un valor de 5 mm. Com a resultat, la carcassa, el capçal i el fons tenen un gruix de 5 mm.

Per a determinar la pressió de disseny s'utilitza l'equació 7, on amb el gruix final de l'equip, es determina la pressió que pot tolerar aquesta.

$$5 = \frac{0,885 \cdot P \cdot 2280}{1,15 \cdot 10^5 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot P} \rightarrow P = 242 \text{ kPa}$$

La pressió de disseny de tanc pulmó TP-402 és de 342 kPa.

El diàmetre extern del tanc es determina amb l'equació 8, utilitzada prèviament.

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t \quad (8)$$

El diàmetre extern de la carcassa es determina com:

$$D_{ext} = 2,28 + 2 \cdot 0,005 = 2,29 \text{ m}$$

El diàmetre exterior del tanc pulmó TP-402 és de 2,29 m.

Per a determinar el pes del tanc, primerament es determina el pes buit. Per a aquest càlcul únicament es considera el gruix de la carcassa, el capçal i el fons. A aquest valor se li aplica un 10 % del pes total per tal de considerar les brides, vàlvules, soldadures, etc.

El volum dels cos es determina amb l'expressió 9, utilitzada prèviament.

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2 \cdot L - \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2 \cdot L \quad (9)$$

El volum del cos es determina com:

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot 2,29^2 \cdot 6,85 - \frac{\pi}{4} \cdot 2,28^2 \cdot 6,85 = 0,246 \text{ m}^3$$

El volum d'acer 316L del cos que té el tanc pulmó és de 0,246 m³. El pes del capçal i del fons es determina amb una calculadora de fons Kloppe. Per al separador el pes del capçal és de 207 kg.

El pes del cos es determina amb l'equació 10, utilitzada prèviament.

$$P_{buit} = (V_{cos} \cdot \rho_{316L} + 2 \cdot P_{fons}) \cdot 1,1 \quad (10)$$

El pes es determina com:

$$P_{buit} = (0,246 \cdot 8000 + 2 \cdot 207) \cdot 1,1 = 2.619 \text{ kg}$$

Per al tanc pulmó TP-402 el pes buit és de 2.619 kg.

El pes en operació normal es determina amb l'equació 11, utilitzada prèviament.

$$P_{oper} = P_{buit} + 0,5 \cdot V_{tanc} \cdot \rho_{líquid} \quad (11)$$

El pes del tanc en operació es determina com:

$$P_{oper} = 2.619 + 0,5 \cdot 28 \cdot 866 = 14.743 \text{ kg}$$

El tanc en operació té un pes de 14.743 kg.

11.10 Disseny de les canonades

11.10.1 Pressió de les canonades

La pressió de les canonades és un factor clau en el seu disseny, ja que les canonades han de poder treballar de forma segura a les condicions de procés. Per veure més informació respecte a la pressió de les canonades, consultar el **Volum 4. Canonades, vàlvules i accessoris; 4.1.5 Pressió de treball i de disseny.**

11.10.1.1 Pressió de disseny

La pressió de disseny és la pressió màxima que pot tolerar una canonada. Com ja s'ha especificat al **Volum 4. Canonades, vàlvules i accessoris**, la pressió d'activació de les vàlvules de seguretat en canonades ha de ser un 10% superior a la pressió de treball. Per a determinar la pressió d'accionament s'utilitza la següent equació 21:

$$P_{act} = 1,1 \cdot P \quad (21)$$

Si es posa com a exemple de càlcul una canonada amb una pressió de 1,1 bar, la pressió d'activació de la vàlvula de seguretat tindria un valor de:

$$P_{act} = 1,1 \cdot 1,1 \text{ bar} = 1,21 \text{ bar}$$

Per tant, la pressió d'activació per a una canonada amb una pressió de treball de 1,1 bar ha de ser de 1,21 bar.

La pressió de disseny de la canonada ha de ser un 20% superior a la pressió de treball. Per a determinar la pressió de disseny s'utilitza la següent equació:

$$P_d = 1,2 \cdot P \quad (22)$$

Si es posa com a exemple de càlcul una canonada amb una pressió d'1,1 bar, la pressió de disseny tindria un valor de:

$$P_d = 1,2 \cdot 1,1 \text{ bar} = 1,32 \text{ bar}$$

Per tant, la pressió de disseny per a una canonada amb una pressió de treball d'1,1 bar ha de ser d'1,32 bar.

Es pot observar com hi ha un marge de seguretat entre la pressió d'activació de la vàlvula de seguretat i la pressió de disseny.

Es realitzen aquests càlculs per a la resta de canonades.

11.9.2 Diàmetre nominal i Schedule

Per a especificar les característiques de les canonades cal determinar el diàmetre nominal i el Schedule. Aquests factors defineixen la velocitat de circulació del fluid i la sobrepressió que pot tolerar la canonada. A la **Taula 11.46** es presenten els diferents diàmetres nominals estandarditzats i Schedules. Com s'utilitza acer inoxidable per a les canonades només es poden seleccionar Schedule tipus S, com el 5S, 10S, 40S i 80S.

Taula 11.46. Diàmetres de canonades i Schedules estandarditzats.

Nominal Pipe Size		Outside Diameter (mm)	Nominal Wall Thickness Schedule																	
NPS	DN		OD	SCH 5s	SCH 10s	SCH 10	SCH 20	SCH 30	SCH 40s	SCH STD	SCH 40	SCH 60	SCH 80s	SCH XS	SCH 80	SCH 100	SCH 120	SCH 140	SCH 160	SCH XXS
1/8	6	10.3		1.24				1.73	1.73	1.73		2.41	2.41	2.41						
1/4	8	13.7		1.65				2.24	2.24	2.24		3.02	3.02	3.02						
3/8	10	17.1		1.65				2.31	2.31	2.31		3.20	3.20	3.20						
1/2	15	21.3	1.65	2.11				2.77	2.77	2.77		3.73	3.73	3.73					4.78	7.47
3/4	20	26.7	1.65	2.11				2.87	2.87	2.87		3.91	3.91	3.91					5.56	7.82
1	25	33.4	1.65	2.77				3.38	3.38	3.38		4.55	4.55	4.55					6.35	9.09
1 1/4	32	42.2	1.65	2.77				3.56	3.56	3.56		4.85	4.85	4.85					6.35	9.70
1 1/2	40	48.3	1.65	2.77				3.68	3.68	3.68		5.08	5.08	5.08					7.14	10.15
2	50	60.3	1.65	2.77				3.91	3.91	3.91		5.54	5.54	5.54					8.74	11.07
2 1/2	65	73	2.11	3.05				5.16	5.16	5.16		7.01	7.01	7.01					9.53	14.02
3	80	88.9	2.11	3.05				5.49	5.49	5.49		7.62	7.62	7.62					11.13	15.24
3 1/2	90	101.6	2.11	3.05				5.74	5.74	5.74		8.08	8.08	8.08						
4	100	114.3	2.11	3.05				6.02	6.02	6.02		8.56	8.56	8.56			11.13		13.49	17.12
5	125	141.3	2.77	3.40				6.55	6.55	6.55		9.53	9.53	9.53			12.70		15.88	19.05
6	150	168.3	2.77	3.40				7.11	7.11	7.11		10.97	10.97	10.97			14.27		18.26	21.95
8	200	219.1	2.77	3.76		6.35	7.04	8.18	8.18	8.18	10.31	12.70	12.70	12.70	15.09	18.26	20.62	23.01	22.23	
10	250	273.1	3.40	4.19		6.35	7.80	9.27	9.27	9.27	12.70	12.70	12.70	15.09	18.26	21.44	25.40	28.58	25.40	
12	300	323.9	3.96	4.57		6.35	8.38	9.53	9.53	10.31	14.27	12.70	12.70	17.48	21.44	25.40	28.58	33.32	25.40	
14	350	355.6	3.96	4.78	6.35	7.92	9.53		9.53	11.13	15.09		12.70	19.05	23.83	27.79	31.75	35.71		
16	400	406.4	4.19	4.78	6.35	7.92	9.53		9.53	12.70	16.66		12.70	21.44	26.19	30.96	36.53	40.49		
18	450	457.2	4.19	4.78	6.35	7.92	11.13		9.53	14.27	19.05		12.70	23.83	29.36	34.93	39.67	45.24		
20	500	508	4.78	5.54	6.35	9.53	12.70		9.53	15.09	20.62		12.70	26.19	32.54	38.10	44.45	50.01		
22		559	4.78	5.54	6.35	9.53	12.70		9.53		22.23		12.70	28.58	34.93	41.28	47.63	53.98		
24	600	610	5.54	6.35	6.35	9.53	14.27		9.53	17.48	24.61		12.70	30.96	38.89	46.02	52.37	59.54		
26		660			7.92	12.70			9.53				12.70							
28	700	711			7.92	12.70	15.88		9.53				12.70							
30		762	6.35	7.92	7.92	12.70	15.88		9.53				12.70							
32	800	813			7.92	12.70	15.88		9.53	17.48			12.70							
34		884			7.92	12.70	15.88		9.53	17.48			12.70							
36	900	914			7.92	12.70	15.88		9.53	19.05			12.70							

Primerament, es determina la velocitat típica de circulació per a les canonades. A la **Taula 11.46** es presenten les velocitats de circulació típiques en funció de la fase del fluid.

Taula 11.47. Velocitats típiques de circulació per a fluids per canonades.

Fluido	Tipo de Flujo	Velocidad	
		ft/s	m/s
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0.5 – 1	0.15 – 0.30
	Entrada de bomba	1 – 3	0.3 – 0.9
	Salida de bomba	4 – 10	1.2 – 3
	Línea de Conducción	4 – 8	1.2 – 2.4
Líquidos viscosos	Entrada de bomba	0.2 – 0.5	0.06 – 0.15
	Salida de bomba	0.5 – 2	0.15 – 0.6
Vapor de Agua		30 – 50	9 – 15
Aire o gas		30 – 100	9 – 30

D'entre els rangs de velocitats presentats a la **Taula 11.47** se selecciona una velocitat d'1,8 m/s per a corrents líquids i de 20 m/s per a corrents gasosos.

Amb la velocitat típica calculada es determina el diàmetre òptim de canonada. Per a calcular el diàmetre s'utilitza l'equació següent:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} \cdot D^2} \rightarrow D = \sqrt{\frac{Q \cdot 4}{\pi \cdot v}} \cdot \frac{1000 \text{ mm}}{1 \text{ m}} \quad (23)$$

On:

- v és la velocitat de circulació en m/s.
- Q és el cabal de circulació en m³/s.
- D és el diàmetre intern en mm.

Es posa com a exemple de càlcul la canonada 90-SS1-M2-101-LR, per la qual circula un cabal de 36,36 m³/h el qual és totalment líquid.

$$D = \sqrt{\frac{36,36 \cdot 4}{\pi \cdot 1,8}} \cdot \frac{1000 \text{ mm}}{1 \text{ m}} = 84,53 \text{ mm}$$

Es realitza aquest càlcul per a totes les canonades restants.

Un cop es té el diàmetre extern, es comença un procés iteratiu per a determinar el diàmetre nominal i gruix de la canonada. Primerament, se suposa un diàmetre nominal semblant al diàmetre intern per a començar la iteració. Amb el diàmetre nominal suposat, es comença una altra iteració per a determinar el Schedule amb aquest diàmetre nominal.

El Schedule és el gruix de la canonada, per tant, es relaciona directament amb la resistència a la pressió que té la canonada. Com ja s'ha especificat a l'apartat anterior (**11.9.1 Pressió de les canonades**), la pressió de disseny ha de ser un 20% superior a la pressió d'operació. Com a resultat, la pressió que ha de resistir la canonada ha de ser la pressió de disseny.

Per a determinar la pressió que resisteix una canonada en funció del seu gruix, s'utilitza la següent equació 24, obtinguda del *codi ASME B31.3*:

$$P = \frac{2 \cdot t \cdot S \cdot E}{D - 2 \cdot t \cdot Y} \quad (24)$$

On:

- P és la pressió màxima admissible (psi).
- t és el gruix de la canonada (in).
- S és l'esforç de tracció del material de la canonada (psi).
- E és el factor de qualitat de la canonada.
- D és el diàmetre extern de la canonada (in).
- Y és el coeficient del gruix de la paret.

El gruix de la canonada t l'especifica l'Schedule seleccionat. Es comença la iteració amb el mínim Schedule per tal de reduir costos. Si aquest no arriba a la pressió màxima admesa se selecciona el següent de més gran.

L'esforç de tracció de la canonada S bé donat pel material. Al **Volum 4. Canonades, vàlvules i accessoris** s'especifica que per a l'acer inoxidable 304L l'esforç de tracció té un rang de 110-460 MPa. Per seguretat s'agafa el valor més perjudicial, de 110 MPa.

El factor de qualitat de la canonada E el determina el *codi ASME B31.3*. Aquest factor de qualitat va associat a la qualitat de l'acabat de la canonada. A la **Taula 11.48** es presenten els possibles factors de qualitat de les canonades [7].

Taula 11.48. Factors de qualitat de les canonades E .

Especificació	Descripció	E
A312	Canonada forjada	1
	Double butt seam	0,85
	Single butt seam	0,8

A la planta productiva EBYL totes les canonades són A312, que són canonades d'acer inoxidable austenític que han passat un examen radiogràfic del 100%. Per tant, el factor de qualitat E és 1.

El diàmetre extern de la canonada D depèn del diàmetre nominal seleccionat. Els valors s'obtenen de la **Taula 11.46**.

El coeficient del gruix de la paret Y depèn de la temperatura de disseny i del material de construcció. El material utilitzat per a la construcció de les canonades és acer inoxidable 304L, que és un acer austenític. La temperatura màxima de disseny són 510 °C. Per tant, segons la **Taula 11.49**, el factor de qualitat del gruix de les parets és de 0,4.

Taula 11.49. Coeficient del gruix de la paret Y .

Materiales	Temperatura, °C (°F)					≤ 621 (1.150 y mayores)
	≤ 482 (900 y menores)	510 (950)	538 (1.000)	566 (1.050)	593 (1.100)	
Aceros Ferriticos	0,4	0,5	0,7	0,7	0,7	0,7
Aceros Austeniticos	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,7
Otros metales ductiles	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4
Hierro Fundido	0,0

Amb els valors de t , S , E , D i Y es determina la pressió màxima admissible per la canonada. Com a exemple de càlcul s'utilitza la canonada 90-SS1-M2-101-LR. Aquesta té un Schedule de 0,083 in, una resistència a la tracció de 15959 psi, un coeficient de qualitat d'1, un diàmetre extern de 4 in i un coeficient del gruix de la paret de 0,4.

$$P = \frac{2 \cdot 0,083 \cdot 15959 \cdot 1}{4 - 2 \cdot 0,083 \cdot 0,4} = 673,84 \text{ psi} \cdot \frac{1 \text{ bar}}{14,5038 \text{ psi}} = 46,43 \text{ bar}$$

Per a la canonada 90-SS1-M2-101-LR, la pressió màxima admissible és de 46,43 bar.

Per augmentar la seguretat s'aplica un percentatge de desviació del càlcul de la pressió màxima admissible. Se suposa un percentatge del 15%, de tal manera que la pressió màxima admissible real és:

$$P' = \frac{P}{1,15} \quad (25)$$

Si es posa com a exemple de càlcul la canonada 90-SS1-M2-101-LR, la pressió màxima admissible real és de:

$$P' = \frac{46,43}{1,15} = 40,37 \text{ bar}$$

Un cop es té la pressió màxima admissible real de la canonada, es verifica que aquesta pressió és un 20% superior a la pressió de treball.

$$\text{Verificació: } \frac{P'}{P_{oper}} \geq 1,2 \quad (26)$$

Si es posa com a exemple la canonada 90-SS1-M2-101-LR, que té una pressió d'operació d'1,1 bar:

$$\frac{P_{oper}}{P'} = \frac{40,37}{1,1} = 36,7 \geq 1,2$$

Es verifica com per a la canonada 90-SS1-M2-101-LR, la pressió màxima admissible és major del 20% de la pressió d'operació, per tant no cal augmentar el Schedule.

Es realitza aquest càlcul per a totes les canonades restants.

11.10.3 Càlcul del gruix d'aïllant

L'aïllant de les canonades és un paràmetre clau per a millorar l'eficiència energètica de la planta productiva EBYL i reduir la despesa energètica. A més, com ja s'ha especificat al **Volum 4. Canonades, vàlvules i accessoris**, segons el codi *ASME B31.3*, si una canonada industrial compleix els requisits d'aïllant la temperatura de disseny de les canonades pot ser igual a la temperatura de treball.

Per a determinar el gruix d'aïllant que cal utilitzar a les canonades s'utilitza la següent equació:

$$d = \frac{D}{2} \left[\exp \left(\frac{\lambda}{\lambda_{ref}} \cdot \ln \left(\frac{D + 2d_{ref}}{D} \right) - 1 \right) \right] \quad (27)$$

On:

- d = espessor mínim de l'aïllant en mm.
- λ_{ref} = conductivitat tèrmica de referència del aïllant a 50 °C en W/m·K.
- λ = conductivitat tèrmica de l'aïllant a la temperatura de treball de la canonada en W/m·K.
- d_{ref} = espessor mínim de referència de l'aïllant en mm.
- D = diàmetre intern de la canonada aïllant en mm.

Per a realitzar el càlcul s'utilitzen les dades de disseny de les canonades i les característiques i requisits proporcionats pel proveïdor ISOVER.

Per a l'espessor mínim de referència de l'aïllant d_{ref} , s'utilitza la **Taula 11.50**.

Taula 11.50. Espessor mínim recomanat d'aïllant pel proveïdor ISOVER.

Tuberías		°C Temperatura del fluido ≤=										
Diámetro nominal		100	150	200	250	300	350	400	450	500	550	600
Di (")	Di (mm)	Espesor de aislamiento (mm)*										
1	34	40	50	60	80	100	120	120	140	160	200	200
1 1/2	48	50	60	80	80	100	120	140	160	180	200	220
2	60	50	60	80	100	100	120	140	160	190	210	220
2 1/2	73	60	80	100	100	110	130	140	170	190	210	230
3	89	60	80	100	110	110	130	150	180	200	220	240
4	114	80	80	110	110	120	140	160	180	210	240	250
6	168	80	80	110	120	130	150	170	190	230	260	280
8	219	80	100	120	130	130	160	180	200	240	270	290
10	273	100	100	120	130	140	170	190	210	250	290	310
12	324	100	100	120	130	140	170	200	220	260	300	320
14	356	120	120	130	140	140	180	200	230	260	300	320
16	407	120	120	130	140	150	180	200	230	270	310	330
18	457	120	120	130	140	150	180	210	240	280	320	340
20	508	120	120	130	140	150	190	210	240	280	320	350
22	559	120	130	140	150	150	190	220	250	290	330	350
24	609	130	140	140	150	150	190	220	250	290	330	360

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

A la **Taula 11.50** es pot observar el gruix mínim d'aïllant depenent del diàmetre nominal de la canonada i de la temperatura de treball del fluid. A més, es fa una recomanació del material a utilitzar.

Per a determinar la conductivitat tèrmica de l'aïllant a la temperatura de treball λ , es fa ús de la **Taula 11.51**.

Taula 11.51. Conductivitats tèrmiques dels diferents materials aïllants proporcionats per ISOVER.

Producto	Lana de Vidrio	Lana de Roca	Lana ULTIMATE	Conductividad Térmica (λ)											Reacción al fuego	Formato	Rango T° (°C)	
				T°	50	100	150	200	250	300	400	500	550	600				650
AISLAMIENTO TÉRMICO Y CALORIFUGADO PARA TUBERÍAS																		
TECH PIPE Section MT 4.0	+			λ	0,037	0,043	0,052	0,062	0,074	0,089	-	-	-	-	-	A1	Coquilla	-40-400
TECH PIPE Section MT 4.1		+		λ	0,038	0,045	0,054	0,063	0,073	0,084	-	-	-	-	-	A1	Coquilla	hasta 640
U-TECH PIPE Section MT 4.0			+	λ	0,037	0,043	0,052	0,062	0,074	0,089	-	-	-	-	-	A1	Coquilla	hasta 660
TECH Wired Mat MT 3.1		+		λ	0,040	0,047	0,057	0,067	-	0,094	0,134	0,173	0,200	-	-	A1	Manta	hasta 560
TECH Wired Mat MT 4.2		+		λ	0,041	0,047	-	0,065	-	0,090	0,124	0,167	0,217	-	-	A1	Manta	hasta 600
TECH Wired Mat MT 5.1		+		λ	0,039	0,045	0,052	0,061	-	0,081	0,106	0,137	-	0,175	0,195	A1	Manta	hasta 660
TECH Wired Mat MT 6.1		+		λ	0,040	0,045	0,051	0,058	-	0,076	0,098	0,124	-	0,156	0,174	A1	Manta	hasta 680

Si es posa com a exemple de càlcul la canonada 90-SS1-M2-101-LR: Aquesta té un diàmetre interior de la canonada aïllant de 101,6 mm. La temperatura de treball de 25 °C, per tant, el diàmetre mínim de referència és de 80 mm i es recomana utilitzar un aïllant **MT 4.1**. La

conductivitat tèrmica de referència de l'aïllant és de 0,038 W/m·K. La conductivitat tèrmica de l'aïllant a la temperatura de treball és de 0,038 W/m·K.

Per tant, el gruix mínim d'aïllant quedaria com:

$$d = \frac{101,6}{2} \left[\exp \left(\frac{0,038}{0,038} \cdot \ln \left(\frac{101,6 + 2 \cdot 80}{101,6} \right) - 1 \right) \right] = 48,11 \text{ mm}$$

Per a la canonada 90-SS1-M2-101-LR, el gruix mínim d'aïllant necessari per a complir els requeriments seria de 48,11 mm.

Aquest exemple de càlcul es repeteix per a totes les canonades.

11.11. Cubetes de retenció

La grandària d'una cubeta pot tenir un impacte significatiu en un parc de tancs d'una empresa. En un procés de producció en el qual s'utilitzen tancs per a emmagatzemar, la cubeta s'utilitza per a mesurar i transferir els reactius al reactor. Si la cubeta és massa petita, pot haver-hi dificultats per a mesurar i transferir els reactius necessaris en la quantitat adequada, la qual cosa pot afectar negativament la qualitat del producte final i l'eficiència del procés de producció.

D'altra banda, si la cubeta és massa gran en relació amb la grandària del tanc, pot haver-hi un excés d'espai mort, fet que significaria que una quantitat significativa de reactiu pot quedar en la cubeta i no ser transferit al reactor. Això pot provocar problemes de dosatge i pot afectar l'homogeneïtat de la mescla.

En general, és important que la grandària de la cubeta sigui adequada per a la grandària del tanc d'emmagatzematge i per a la quantitat de reactiu que es transferirà. Es recomana que la cubeta tingui una capacitat lleugerament major que la quantitat de reactiu necessària per a assegurar-se que es pugui mesurar i transferir amb precisió. A més, és important assegurar-se que la cubeta estigui dissenyada de tal manera que pugui netejar-se fàcilment per a evitar la contaminació creuada de reactius.

Atès que la ITC-*APQ 1 fa referència a la normativa espanyola per a l'emmagatzematge de productes químics perillosos, és important seguir les directrius i regulacions específiques per a aquesta mena de productes.

S'ha calculat la capacitat de la cubeta seguint les directrius del apartat 3.b del article 20 que dicta: El 10% de la capacitat global del contingut de tots els recipients, considerant que no existeix cap recipient en el seu interior.

- **Benzè:** 14 tancs de 193,87 m³, per tant, la capacitat global seria 2714,18 m³. Sortint una cubeta fixe global de 271,418 m².

- **Etilbenzè:** 18 tancs de 193,87 m³, surt una capacitat global de 3489,66 m³. Cubeta global fixe de 350 m².

11.12 Equips de servei

11.12.1 Aigua descalcificada

Eliminar les sals i els minerals de l'aigua té com a objectiu evitar problemes de corrosió e incrustacions que perjudiquen equips i canonades pels quals circularà aquesta aigua. Per tal de seleccionar el model adequat s'ha tingut en compte el cabal d'aigua a tractar i s'ha fet un llistat dels equips que necessiten aquesta aigua.

Taula 11.52. Equips amb necessitat d'aigua descalcificada.

Equips	Caudal a tractar (kg/h)
Torres de refrigeració	192.081
Consum treballadors	124,5
TOTAL	192.205

El consum personal dels treballadors es calcula suposant que cadascun consumeix 20 L/dia i hi ha 150 treballadors a la planta que treballen 8 hores cadascú. Fet que dona un resultat de 0,83 kg/h, multiplicat pel nombre de treballadors és igual a 124,5 kg/h.

Donades les necessitats s'ha instal·lat un descalcificador de X-Pro2 de la marca Vulcan.

11.12.2 Torre de refrigeració

En el procés de producció de l'etilbenzè és necessari un fluid de refrigeració, com l'aigua, per portar a terme les transferències d'energia necessàries en cada etapa del procés. Aquesta aigua es refreda gràcies a una torre de refrigeració. Consta d'un circuit tancat amb una eficiència molt elevada per reutilitzar.

Per tal de seleccionar una torre de refrigeració s'ha de tenir en compte el cabal d'aigua refrigerant necessari, la temperatura d'entrada i de sortida de l'aigua.

A continuació, a la **Taula 11.53** es mostren els equips que necessiten un cabal d'aigua de refrigeració de les torres.

Taula 11.53. Equips amb necessitat d'aigua de refrigeració.

Equip	Temperatura entrada (°C)	Cabal (kg/h)
E-202	25	532.201
E-204	25	184.611
E-302	25	4.483.080
E-401	25	3.365.049
E-403	25	566.823
E-405	25	472.282
TOTAL	25	9.604.046

S'obté un cabal d'aigua de refrigeració total de 9.604.046 kg/h. Es calcula la potència a dissipar per escollir el model més adequat per el procés. S'utilitza la seguen equació:

$$P = m \cdot Cp \cdot \Delta T \quad (28)$$

On:

- P = Potència de refrigeració necessària (kW)
- m = cabal d'aigua de refrigeració (kg/h)
- Cp = calor específic de l'aigua (kJ/(kg·°C))
- ΔT = diferència de temperatura entrada i sortida (°C)

Es determina la potència a dissipar com:

$$P = 9.604.046 \frac{kg}{h} \cdot \frac{1h}{3600 s} \cdot \frac{4,18 kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot (35^\circ C - 25^\circ C) = 111.513,65 kW$$

La potència a dissipar per les torres de refrigeració és de 111.513,65 kW.

Si es considera un consum d'aigua del 2 % del cabal d'entrada, el aigua que cal aportar a les torres de refrigeració es calcula com:

$$Q_{aigua} = 9.604.046 \cdot 0,02 = 192.080,92 \frac{kg}{h}$$

Per tant, cal aportar 192.080,92 kg/h d'aigua a les torres de refrigeració.

S'utilitzarà una torre de refrigeració de la marca EWK en el model EWK-9000. Aquesta té una potència de dissipació de 14.535 kW. Tenint en compte la potència total requerida seran necessaris 7,67 torres de refrigeració. Donat que aquesta potència a dissipar és sense els bescanviadors d'aprofitament energètic, s'instal·len 7 torres en la planta EBYL. Aquestes torres només funcionaran al màxim durant la posada en marxa fins que s'assoleixi l'estat estacionari i l'aprofitament energètic sigui efectiu.

Aquestes torres només s'usaran durant la posada en marxa. Durant l'operació normal de la planta s'haurà de tractar un menor cabal d'aigua gràcies a l'aprofitament energètic.

11.12.3 Chiller

Pels equips que necessiten aigua de refrigeració a una menor temperatura, s'utilitza un chiller. Per tal de seleccionar-lo, es tenen en compte els mateixos paràmetres que a la torre. Llistat d'equips on és necessari el chiller:

Taula 11.54. Equips amb necessitat d'aigua de Chiller.

Equip	Temperatura entrada (°C)	Cabal (kg/h)
Bescanviador E-303	-40	33.306

S'obté un cabal de líquid refrigerant de 33.306 kg/h. Es calcula la potència tèrmica necessària amb l'equació:

$$P = m \cdot cp \cdot \Delta T \quad (28)$$

On:

- P = Potència de refrigeració necessària (kW)
- m = cabal d'aigua de refrigeració (kg/h)
- Cp = calor específic de l'aigua (kJ/(kg·°C))
- ΔT = diferència de temperatura entrada i sortida (°C)

Es determina la potència a dissipar com:

$$P = 33.306 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \cdot 4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (-10 - (-40)) = 1.160,16 \text{ Kw}$$

La potència a dissipar per el chiller és de 1.160,16 kW.

La potència real es treu de l'equació següent:

$$P = \frac{P_{real}}{\eta} = \frac{1.160,16 \text{ kW}}{0,85} = 1364,89 \text{ kW} \quad (28)$$

Amb la potència real calculada, ja és possible la selecció de chillers al mercat que satisfacin aquests resultats. S'ha escollit el model 19 XR de dues etapes de *Carrier* amb una potència de dissipació de 10.500 kW. Es necessita 1 chiller d'aquest model per satisfer les necessitats de la planta, les característiques d'aquest s'especifiquen al **Volum 2. Equips**.

11.12.4 Caldera de vapor

La caldera de vapor genera el vapor d'aigua necessària per els diferents bescanviadors de calor. Per a seleccionar un model òptim ens fixem en el cabal de vapor necessari total a la planta, la temperatura d'entrada de l'aigua i la temperatura de sortida del vapor.

Els equips que necessiten vapor de la caldera a la planta són:

Taula 11.55. Consum de vapor.

Equip	Temperatura entrada (°C)	Cabal (kg/h)
Reboiler E-402	300	772.614
Reboiler E-404	300	106.293
TOTAL	300	878.907

S'obté un cabal de vapor total de 878.907 kg/h.

Es calcula la potència útil de la caldera com:

$$P_u = m \cdot c_p \cdot \Delta T \quad (28)$$

$$P_u = 878907 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \cdot 2,01 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (300 - 200) = 49.072,31 \text{ kW}$$

S'obté una potència útil a la caldera de 49.072,31 kW.

Per a determinar el consum de fuel gas de les calderes s'utilitza la següent equació:

$$Q_{GN} = \frac{P_u}{PCS \cdot \eta} \quad (29)$$

On:

- **Pu:** potència útil de la caldera en kW.
- **PCS:** poder calorífic superior del fuel gas en kW.
- **η :** rendiment.

$$Q_{GN} = \frac{49.072,31 \frac{kJ}{s}}{10.440 \frac{kcal}{m^3} \cdot \frac{4,187 J}{1cal} \cdot 0,85} = 1,32 \frac{m^3}{s}$$

S'obté un cabal de fuel gas de 1,32 m³/s.

11.12.5 Estació transformadora

Per donar electricitat a tota la planta es calcula els kW necessaris fent un llistat de tots els equips que requereixen d'electricitat per el seu funcionament. Per a les oficines i altres s'estima com un 5 % del total a la planta.

Taula 11.56. Consum elèctric total.

Equips	Potència (kW)
Torres de refrigeració	560,00
Chiller	1364,89
Compressors	628,6
Bombes	1330,00
Descalcificador	0,00375
Oficines i altres (5%)	194,17
TOTAL	4077,17

S'obté un consum elèctric total de 4077,17 kW. Ara que ja es tenen els kW totals del consum elèctric a la planta, es calcula la potència aparent que tindrà l'equip transformador:

Aquesta es calcula amb el rendiment de l'equip, el qual es suposa del 85 %. S'utilitza la següent equació:

$$P_A = P_t \cdot \frac{1 \text{ kVA}}{0,85 \text{ kW}} \quad (30)$$

La potència aparent es determina com:

$$P_A = 4077,17 \cdot \frac{1 \text{ kVA}}{0,85 \text{ kW}} = 4796,67 \text{ kVA}$$

S'obté un valor de 4.796,7 kVA. Per tal de complir els requisits de la planta s'ha escollit un transformador de la marca Scotech, el model S-100 MVA-220 / 35KV [X].

En el cas de que el transformador fallés, hi ha instal·lat un grup electrogen d'emergència per mantenir en funcionament els serveis indispensables a la planta. Els serveis indispensables a la planta són els que estan relacionats amb el refredament dels corrents de procés. Es presenten els consums a la **Taula 11.57**.

Taula 11.57. Potència del grup electrogen.

Equips	Potència (kW)
Torres de refrigeració	560,00
Chiller	1364,89
Compressors	628,6
Bombes	1330,00
Descalcificador	0,00375
Total	3883,5

S'obté una potència de 3.883,5 kW. Ara que ja es tenen els kW totals del consum elèctric del grup electrogen, es calcula la potència aparent que tindrà l'equip amb la equació 30 :

$$P_t = 3883,5 \cdot \frac{1 \text{ kVA}}{0,85 \text{ kW}} = 4568,8 \text{ kVA}$$

Es selecciona un grup electrogen amb una potència superior a 4.568,8 kVA.

S'ha escollit un generador de la marca Siemens amb capacitat de entre 20.000 y 1.000.000 kVA amb una potència de 110000 kVA el model SGen6-100A.

11.13 Disseny del cremador

En la planta EBYL s'incorpora un cremador per a poder assolir la temperatura necessària segons les necessitats del corrent. Com que les temperatures que s'han d'aconseguir oscil·len entre uns 400-500 °C, és ideal incorporar un cremador en comptes d'un bescanviador de calor, ja que, assolir aquestes temperatures en un bescanviador de calor pot resultar complex. El disseny d'aquest equip s'ha dut a terme en el programari Aspen HYSYS. S'ha dissenyat com a un cremador multi entrada i multi sortida, de manera que, per a reduir costos, s'utilitza el mateix equip per a que ambdós corrents entrin en contacte amb els gasos de combustió i assolir l'escalfament que pertoca.

Cal destacar que a la planta de producció EBYL es produeix fuel gas com a producte secundari, que per tant de valoritzar aquesta matèria s'utilitza una part com a combustible en el cremador de la planta i l'altre part surt com a subproducte.

Per al disseny primer cal realitzar una caracterització dels corrents tant de sortida com d'entrada. En aquest cas a l'entrada hi ha un total de quatre corrents, mentre que de sortida hi ha tres. Els corrents d'entrada són els dos de procés que cal escalfar, l'entrada d'aire i el cabal de combustible, mentre que els de sortida són els cabals ja escalfats del procés i els gasos de combustió.

Un cop s'obtenen els cabals caracteritzats cal annexar-los al equip segons la **Figura 11.31**.

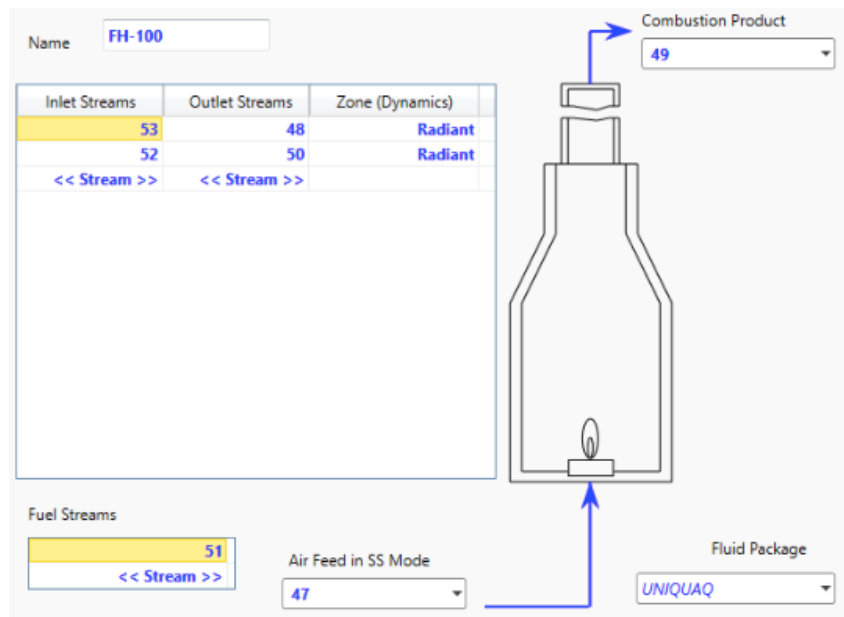
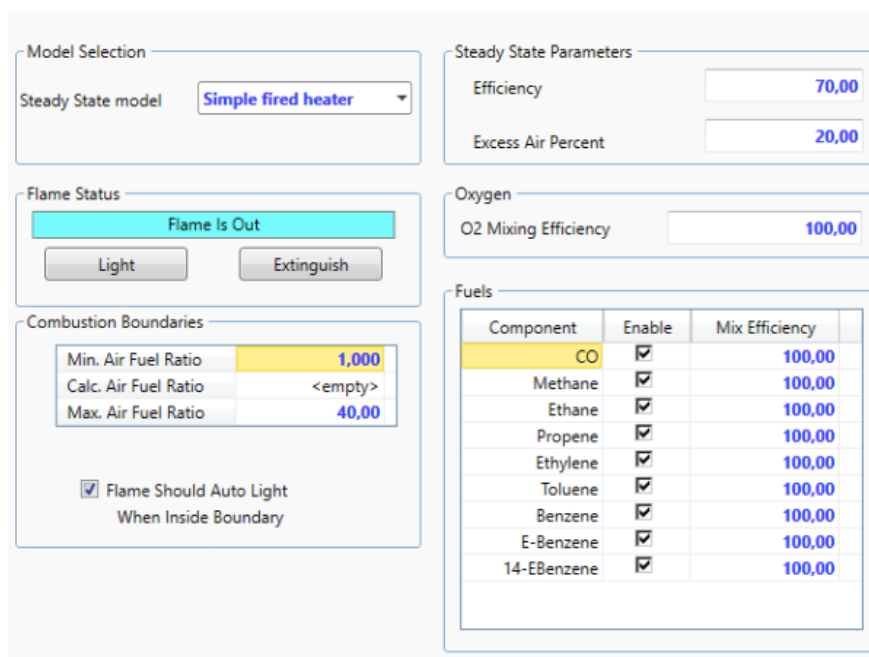


Figura 11.31. Connexions dels cabals d'entrada i sortida a l'equip.

A la **Figura 11.31** es mostren les connexions realitzades de cada cabal de sortida i entrada al equip. El cabal 53 i 52 són els cabals els quals es vol realitzar un salt tèrmic, els cabals 48 i 50 són els cabals de procés ja escalfats. El cabal 49 correspon a la sortida dels gasos de combustió, el 47 correspon a l'entrada d'aire i el 51 és el cabal de combustible.

Seguidament, a la pestanya dels paràmetres cal fixar un excés d'aire i una eficiència a l'equip tal i com es mostra a la **Figura 11.32**.



Model Selection
Steady State model: Simple fired heater

Steady State Parameters
Efficiency: 70,00
Excess Air Percent: 20,00

Flame Status
Flame Is Out
Buttons: Light, Extinguish

Combustion Boundaries
Min. Air Fuel Ratio: 1,000
Calc. Air Fuel Ratio: <empty>
Max. Air Fuel Ratio: 40,00
 Flame Should Auto Light When Inside Boundary

Oxygen
O2 Mixing Efficiency: 100,00

Fuels

Component	Enable	Mix Efficiency
CO	<input checked="" type="checkbox"/>	100,00
Methane	<input checked="" type="checkbox"/>	100,00
Ethane	<input checked="" type="checkbox"/>	100,00
Propene	<input checked="" type="checkbox"/>	100,00
Ethylene	<input checked="" type="checkbox"/>	100,00
Toluene	<input checked="" type="checkbox"/>	100,00
Benzene	<input checked="" type="checkbox"/>	100,00
E-Benzene	<input checked="" type="checkbox"/>	100,00
14-EBenzene	<input checked="" type="checkbox"/>	100,00

Figura 11.32. Paràmetres d'eficiència i excés d'aire.

En aquest cas s'ha fixat una eficiència del 70% i un excés d'aire del 20% per tal de que aquest equip pugi operar. Un cop es fixen aquests dos paràmetres s'obté la quantitat de gasos de combustió que es desprenen, la quantitat de combustible que és necessita i l'aire que cal injectar.

Per a determinar la potència del cremador cal determinar la calor necessària a aportar. Aquesta es equivalent a la potència elèctrica a subministrar. A continuació es mostra a la **Figura 11.33** l'energia necessària a aportar en la posada en marxa.

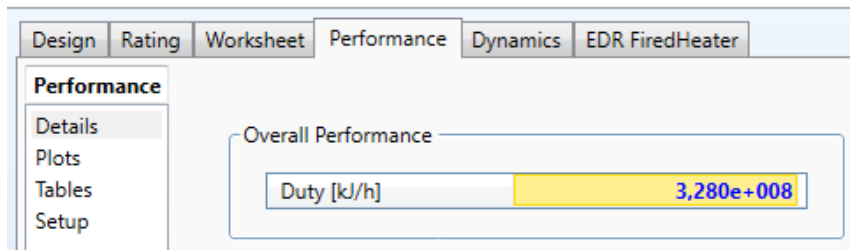


Figura 11.33. Necessitats energètiques en la posada en marxa.

Fent la conversió corresponent s'obté un total de 91.111 kW a subministrar.

Amb l'aprofitament energètic les necessitats d'energia a aportar es redueixen de forma notòria. Es presenten els resultats a la **Figura 11.34**.

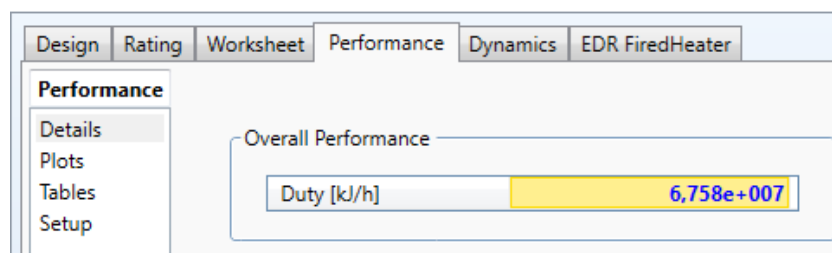


Figura 11.34. Necessitats energètiques en operació normal.

Realitzant el canvi de conversió s'obté que l'energia a aportar al equip és de 18.772 kW.

11.14 Disseny de les bombes

Les bombes de procés són un equip crític al funcionament de la planta. Per tal de verificar el correcte funcionament d'aquestes s'ha realitzat un càlcul del NPSH de les bombes.

Primerament es determina la càrrega total de les bombes segons l'equació següent:

$$h = (z_2 - z_1) + \frac{1}{g} \cdot \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho} + 0,5 \cdot \left(\frac{v_2^2}{\alpha} - \frac{v_1^2}{\alpha} \right) + e_v \right) \quad (31)$$

On:

- **h**: càrrega de la bomba (m)
- **P**: pressió de la bomba (Pa)
- **z**: altura de la canonada(m)
- **v**: velocitat de circulació del fluid (m/s)
- **α**: coeficient de correlació d'energia cinètica.
- **ev**: pèrdua de càrrega per tram recte i accidents (m^2/s^2)

Les pressions, altures i velocitats del fluid són valors especificats en el apartat 4. Canonades, vàlvules i accessoris. Pel que respecta a obtenir el cap de la bomba, el factor α té un valor de 1 per a circulació turbulenta i de 0,5 per a circulació laminar.

Per a determinar les pèrdues de càrrega per tram, primerament s'ha de determinar el Reynolds. S'obté amb la següent equació:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \quad (32)$$

On:

- **Re**: número adimensional de Reynolds.
- **ρ** : densitat del fluid (kg/m^3)
- **μ** : viscositat del fluid (Pa·s)
- **v**: velocitat de circulació del fluid (m/s)

Segons el valor obtingut del Reynolds es pot classificar el fluid com:

Re < 2000: Regim laminar

2000 < Re < 4000: Regim de transició

Re > 4000 Regim turbulent

Si s'utilitza com a exemple de càlcul la bomba P-403, el número de Reynolds es determina com:

$$Re = \frac{887 \cdot 1,41 \cdot 0,0167}{9,5 \cdot 10^{-4}} = 21.712 > 4000 \text{ Règim turbulent}$$

Per tant el règim de circulació de la bomba P-403 és turbulent.

D'aquesta manera, segons el valor del número de Reynolds obtingut es pot classificar la circulació per una canonada com turbulenta o laminar. Aquesta condició determina el valor del factor α .

Un cop obtingut el Reynolds, es pot determinar les pèrdues de càrrega totals mitjançant la següent equació:

$$e_v = e_{v_{tram\ recte}} + e_{v_{accident}} \quad (33)$$

Per a determinar la pèrdua de càrrega en trams rectes s'utilitza la següent expressió:

$$e_{v_{tram\ recte}} = 4f \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2} \quad (34)$$

On:

- **4f**: factor de fricció de Fanning.

Per a determinar les pèrdues de càrrega dins d'un tram recte cal conèixer el factor de fricció de Fanning. Per a determinar-lo s'utilitza l'àbac de Moody. Aquest es una figura que correlaciona el Reynolds i la rugositat relativa amb el factor de fricció de Fanning. Es presenta l'àbac de Moody a la **Figura 11.35**.

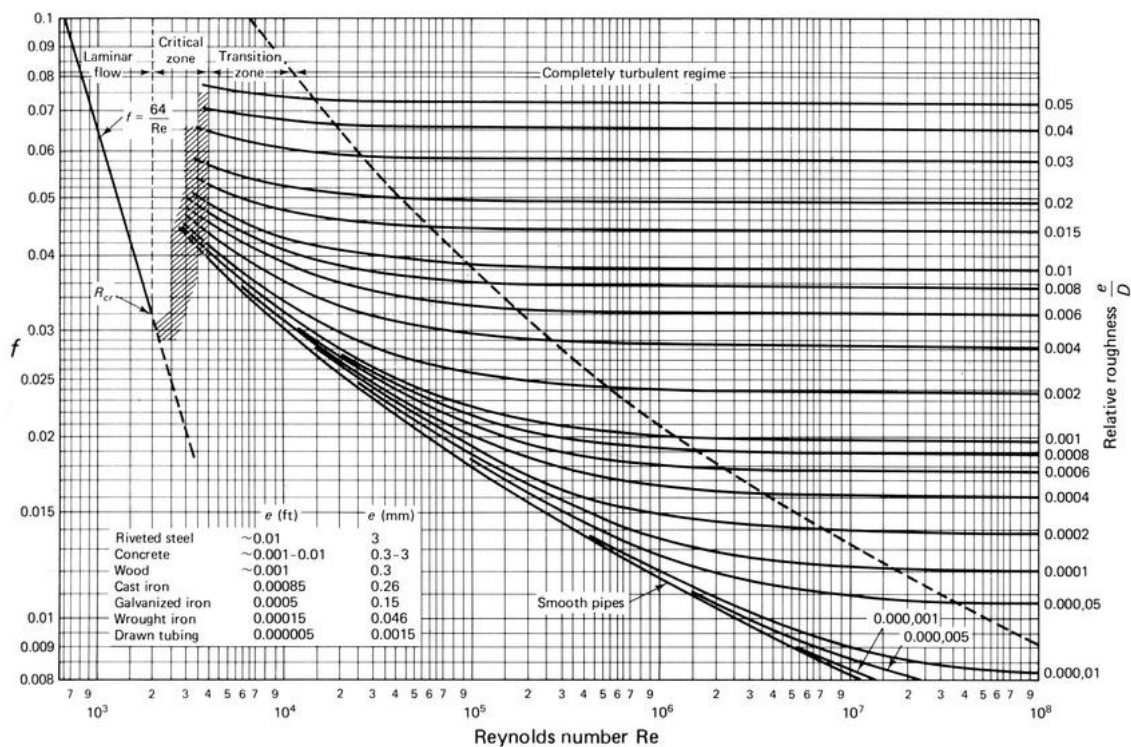


Figura 11.35. Àbac de Moody.

Per a determinar el factor de fricció de Fanning cal conèixer a més del Reynold la rugositat relativa. La rugositat relativa es pot calcular amb la següent equació:

$$rugositat\ relativa = \frac{\varepsilon}{D} \quad (35)$$

On:

- **D:** diàmetre de la canonada (m)
- **ε:** rugositat (m)

La rugositat es un factor que depèn del material de la canonada. En el cas de canonades d'acer soldat la rugositat té un valor de $4,6 \cdot 10^{-5}$ m.

Si es posa com a exemple de càlcul la bomba P-403, la rugositat relativa es determina com:

$$rugositat\ relativa = \frac{4,6 \cdot 10^{-5}}{0,0167} = 0,0027$$

Amb un valor de la rugositat relativa de 0,0027 i el número de Reynolds, es determina el coeficient de fricció de Fanning amb el àbac de Moody. Aquest té un valor de 0,031.

Un cop es coneix la rugositat relativa, es pot determinar el factor de fricció de Fanning, permetent realitzar el càlcul de les pèrdues per fricció en un tram recte.

Si es posa com a exemple la bomba P-403, les pèrdues per fricció per tram recte es determinen com:

$$e_{v_{tram\ recte}} = 0,031 \cdot \frac{10}{0,0167} \cdot \frac{1,41^2}{2} + 0,031 \cdot \frac{90}{0,0167} \cdot \frac{1,41^2}{2} = 184,5\ m^2/s^2$$

Per a determinar les pèrdues per fricció per accidents aquestes es determinen amb la següent equació:

$$e_{v_{accident}} = \sum K \cdot \frac{v^2}{2} \quad (36)$$

On:

- **K:** coeficient d'accident
- **v:** velocitat de circulació del fluid (m/s)

Per a determinar el coeficient d'accidents cal realitzar una suma dels diferents coeficients que té cada accident dins del tram de canonada. Es presenten a la els diferents valors per als accidents a la **Taula 11.58**.

Taula 11.58. Valors del coeficient de pèrdua de càrrega per accidents.

Accident	K	Accident	K
Entrada / Sortida		Vàlvula de bola	
Entrada encanonada	0,78	Oberta	0,05
Entrada Cantells vius	0,5	Vàlvula de papallona	
Entrada arrodonida	0,04	Oberta	0,24
Sortida encanonada	1	Vàlvula de retenció	
Sortida Cantells vius	1	Oberta	70
Sortida arrodonida	1		
Colzes / Unions			
Colze 45° standard	0,35		
Colze 45° gran curvatura	0,2		
Colze 90° standard	0,75		
Colze 90° gran curvatura	0,45		
T standard com a colze	1		
T standard amb bifurcació tancada	0,4		
T standard amb divisió de cabal	1		
Unió roscada	0,04		

Amb els valors de la **Taula 11.58** es pot determinar el coeficient de les pèrdues de càrregues per als diferents trams de canonada. Amb el coeficient, es determina la pèrdua de càrrega per accidents a un tram de canonada.

Si es posa com a exemple la bomba P-403, es determina el coeficient de pèrdues per fricció classificant tots els accidents de aspiració i impulsió. Es mostren els resultats a la **Taula 11.59**.

Taula 11.59. Coeficient de pèrdues per accidents a la bomba P-403.

	Aspiració	Impulsió
Colze	1	1
Unions roscades	9	11
T standard amb divisió de cabal	0	1
Vàlvula bola	1	3
Vàlvula papallona	1	0
K	1,1	2,04

Amb el coeficient calculat, es determina la pèrdua de càrrega per accidents com:

$$e_{v_{accident}} = 1,1 \cdot \frac{1,41^2}{2} + 2,04 \cdot \frac{1,41^2}{2} = 3,12 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

Un cop es té la pèrdua de càrrega per accidents i en tram recte, es pot determinar el cap total de la bomba.

Si es posa com a exemple la bomba P-403, el cap total de la bomba es calcula com:

$$h = 15 - 3 + \frac{1}{9,81} \cdot \left(\frac{2 \cdot 10^6 - 1,4 \cdot 10^5}{876} + 0,5 \cdot \left(\frac{1,41^2}{1} - \frac{1,41^2}{1} \right) + 187,62 \right) = 247,57 \text{ m}$$

Per tant, el cap per a la bomba P-403 és de 247,57 m.

Per a obtenir la potencia total de la bomba, s'aplica la següent equació:

$$\text{Potencia} = h \cdot \rho \cdot Q \cdot g \cdot \frac{1}{\text{Rendiment}} \quad (37)$$

On:

- **h**: cap de la bomba (m)
- **ρ** : densitat del fluid (kg/m^3)
- **Q**: cabal volumètric que circula per la canonada (m^3/s)
- **g**: gravetat ($9,81 \text{ m/s}^2$)

El valor obtingut es divideix entre el rendiment de la bomba, el qual es considera que es de un 75 %.

Si es posa com a exemple la bomba P-403, la potència es determina com:

$$\text{Potencia} = 247,57 \cdot 876 \cdot 6,4 \cdot 10^{-4} \cdot 9,81 \cdot \frac{1}{0,75} = 1812 \text{ W} = 1,812 \text{ kW}$$

La potència de la bomba P-403 ha de ser de 1,812 kW.

11.14.1 Càlcul del NPSH

Per a verificar que les bombes no tenen problemes de cavitació es determina el NPSH disponible i el requerit.

Per a determinar el NPSH disponible s'utilitza la següent equació:

$$NPSH_{disp} = \Delta z + \frac{1}{g} \cdot \left[\left(\frac{P_1 - P_v}{\rho} \right) + \frac{v_1^2}{2 \cdot \alpha} - e_v \right] \quad (38)$$

On:

- **Δz** : diferència de altura (m)
- **ρ** : densitat del fluid (kg/m^3)
- **g**: gravetat ($9,81 \text{ m/s}^2$)
- **P_v** : pressió de vapor del fluid a la temperatura de circulació de la canonada (Pa)
- **P**: pressió de circulació de la canonada (Pa)
- **v**: velocitat de circulació del fluid en la canonada (m/s)
- **e_v** : pèrdues de càrrega al tram de canonada (m^2/s^2)

La altura, velocitat de circulació i pressió a la canonada són valors coneguts determinats prèviament. La densitat i pressió de vapor del fluid a la temperatura de la canonada es determina amb el simulador *Aspen Hysys*. Les pèrdues de càrrega s'han determinat anteriorment.

Si es posa com a exemple de càlcul la bomba P-403, el NPSH disponible es determina com:

$$NPSH_{disp} = 15 - 3 + \frac{1}{9,81} \cdot \left[\left(\frac{1,4 \cdot 10^5 - 9,96 \cdot 10^3}{876} \right) + \frac{1,41^2}{2 \cdot 1} - 187,62 \right] = 25,24 \text{ m}$$

El NPSH disponible per a la bomba P-403 és de 25,24 m.

Per a determinar el NPSH requerit s'utilitza la següent equació:

$$NPSH_{req} = h_a - \frac{P_v}{\rho \cdot g} \quad (39)$$

On:

- h_a : càrrega d'aspiració de la bomba (m)

Per a determinar la càrrega d'aspiració de la bomba s'utilitza la següent expressió:

$$h_a = \Delta z + \frac{1}{g} \cdot \left(\frac{P_1}{\rho} + \frac{v_1^2}{2 \cdot \alpha} - e_{v_{asp}} \right) \quad (40)$$

On:

- $e_{v_{asp}}$: pèrdues de càrrega al tram d'aspiració (m^2/s^2)

Un cop obtingut el valor de les càrregues d'aspiració de la bomba, es determina el NPSH requerit. Si el NPSH requerit es inferior al NPSH disponible les bombes funcionen correctament.

Si es posa com a exemple de càlcul la bomba P-403, la càrrega d'aspiració de la bomba es determina com:

$$h_a = 5 - 3 \cdot \left(\frac{1,4 \cdot 10^5}{876} + \frac{1,41^2}{2 \cdot 1} - 19,54 \right) = 24,4 \text{ m}$$

Amb la càrrega d'aspiració de la bomba P-403, es determina el NPSH requerit amb la següent expressió:

$$NPSH_{req} = 24,4 - \frac{9,96 \cdot 10^3}{876 \cdot 9,81} = 23,24 \text{ m}$$

Finalment s'obté un NPSH requerit de 23,24 m, que es inferior al NPSH disponible de 25,24 m.

A la **Taula 11.60** es presenten els valors obtinguts per als caps, potències i NPSH de les diferents bombes.

Taula 11.60. Caps, potències i NPSH disponible i requerit per a les bombes.

Bomba	H (m)	Cabal (m ³ /h)	P (kW)	NPSH _{disp} (m)	NPSH _{req} (m)
P-101	24,42	36,36	2,83	28,24	25,24
P-102	24,42	36,36	2,83	28,24	25,24
P-103	24,42	36,36	2,83	28,24	25,24
P-104	24,42	36,36	2,83	28,24	25,24
P-105	24,42	36,36	2,83	28,24	25,24
P-106	24,42	36,36	2,83	28,24	25,24
P-107	24,42	36,36	2,83	28,24	25,24
P-201	359,23	290,1	331,73	29,41	26,41
P-202	241,89	304,93	3,988	21,0	19,3
P-401	17,54	5,18	17	22,93	21,4
P-402	18,07	70	4,02	22,69	20,70
P-403	247,56	2,3	1,81	25,24	23,24
P-404	32,9	48,46	5,08	34,47	33,37
P-501	1153,6	48,46	177,9	12,47	10,4
P-606	26,1	9.131	766,44	10,22	8,22
P-607	26,37	33,3	2,75	10,49	9,2

11.15 Consum de fuel gas, aigua i líquid refrigerant

A la planta producció *EBYL* es consumeix en l'operació aigua, gas i líquid refrigerant. Els equips de procés han sigut dissenyats per a funcionar amb la capacitat de operació de la posada en marxa o la aturada de la planta. Un exemple és el consum de fuel gas a la planta. En la posada en marxa, el cremador funciona a màxima potència ja que no hi funciona l'aprofitament energètic, doncs el consum de fuel gas és molt més elevat.

En aquest apartat es calcula el consum de fuel gas, aigua i líquid refrigerant en operació normal.

Per al fuel gas el consum en operació normal es presenta a la **Taula 11.61**.

Taula 11.61. Consum de gas natural en posada en marxa i operació.

Equip	Consum fuel gas total (kg/h)	Consum fuel gas en operació normal (kg/h)
H-201	9.196,7	1.862,6
CV-600	4.482	4.482
Total	13.679	6.344,6

El fuel gas produït al procés és de 11.783,22 kg/h. Durant la posada en marxa cal comprar 1.895,8 kg/h de gas natural. En operació normal no cal comprar gas natural ja que el fuel gas produït al procés és suficient per a subministrar la quantitat requerida a la caldera i el heater.

Per a l'aigua de xarxa el consum en operació normal es presenta a la **Taula 11.62**.

Taula 11.62. Consum d'aigua en operació normal.

Equip	Temperatura aigua (°C)	Consum aigua en operació normal (kg/h)
E-401	25	3.365.049
E-403	25	566.823
E-405	25	472.282
Total	25	4.404.154

Es calcula la potència a dissipar per escollir el model més adequat per el procés:

$$P = 4.404.154 \frac{kg}{h} \cdot \frac{1h}{3600s} \cdot \frac{4,18 kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot (35^\circ C - 25^\circ C) = 51.137,12 kW$$

Si es considera un consum d'aigua del 2 % del cabal d'entrada, el aigua que cal aportar a les torres de refrigeració és calcula com:

$$Q_{aigua} = 4.404.154 \cdot 0,02 = 88.083,08 \frac{kg}{h}$$

Per tant, cal aportar 88.083,08 kg/h d'aigua a les torres de refrigeració en operació normal.

El consum de líquid refrigerant es calcula considerant un consum de líquid refrigerant del 1 % del cabal d'entrada. El líquid refrigerant que cal aportar al chiller és calcula com:

$$Q_{líquid\ refrigerant} = 33.306 \cdot 0,01 = 333 \frac{kg}{h}$$

Per tant, cal aportar 333 kg/h de líquid refrigerant al chiller.

11.16 Bibliografia i Webgrafia

- [1] Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., & Shaeiwitz, J. A. (2008). *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*. Pearson Education.
- [2] Abichandani et al., (1997), *Ethylbenzene production process with ex situ selectivated zeolite catalyst*, 5.689.025, *United States Patent*, US005689025A
- [3] Fondeyur. (2019, 19 diciembre). Fondo Klopper DIN 28011 - Fondeyur. <https://fondeyur.com/fondos/fondo-klopper-din-28011/>
- [4] Energy API: American Petroleum Institute. (2012), *Welded Tanks for Oil Storage Eleventh Edition*. <https://law.resource.org/pub/us/cfr/ibr/002/api.650.2007.pdf>
- [5] Towler, G., & Sinnott, R. K. (2019). *Diseño en ingeniería química: Serie Ingeniería Química Coulson & Richardson*. Reverte.
- [6] Donald Peckner and I. M. Bernstein, McGraw-Hill Book Company, New York, NY, (1977). *Handbook of Stainless Steels*. A la **Taula 11.48** es presenten els possibles factors de qualitat de les canonades.
- [7] S.S:E. Pipefittings Limited, (2011), *Piping Components*, <https://www.ssepipefittings.co.uk/images/SSE%20brochure.pdf>
- [8] Saint-Gobain ISOVER Ibèrica, S.L. (2023). *Aislamiento de Tuberías: Soluciones de Aislamiento con Lana Mineral*.
- [9] Delegación General Mediterránea de Saint-Gobain. (2023). *Soluciones de Aislamiento para Aplicaciones Industriales*.
- [10] Delegación General Mediterránea de Saint-Gobain. (2023). *Soluciones de Aislamiento para Aplicaciones Industriales*. (s.f.). *Guía de Buenas Prácticas en el Aislamiento Industrial*. https://diof0bc2097ng.cloudfront.net/sites/www.voltimum.es/files/pdflibrary/guia_d_e_buenas_practicas_en_el_aislamiento_industrial_fenercom_2017.pdf
- [11] Saint-Gobain ISOVER Ibèrica, S.L. (2023). <https://www.isover.es/6-tuberias>
- [12] S.S.E. Pipefittings LTD. (2011). *Piping Components*. <https://www.ssepipefittings.co.uk/images/SSE%20brochure.pdf>

- [13]Tabla de Dimensiones de Tubos de Acero (Medidas para Tubos Cedula 40, 80). (s. f.). OctalAcero. <https://www.octalacero.com/dimensiones-de-tubos-cedula-40-80>
- [14]DeZURIK, (s.f.), *Comparison of 316 and 316L stainless steel alloys*, <https://www.provan.ca/images/pdf/Alloy-SST-316-vs-316L-Guide.pdf>
- [15](s.f.) *Operaciones de flujo de fluidos: Tema 6. Flujo externo*, https://rua.ua.es/dspace/bitstream/10045/20297/1/tema_6.pdf
- [16]ZSM-5 Catalyst. (s. f.). <https://www.acsmaterial.com/zsm-5-catalyst.html>
- [17]User, S. (s. f.). Herramientas - CAISA Metal Solutions. <http://www.caisasl.com/es/herramientas>
- [18]Wiley-Vch. (2003). Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 40 Volume Set. Wiley-VCH.
- [19]The American Society of Mechanical Engineers (2008). ASME B31.3.
- [20]The American Society of Mechanical Engineers (2019). 2019 ASME Boiler & Pressure Vessel Code Section VIII: Rules for construction of Pressure Vessels.
- [21]BOE-A-2017-8755. (2017). Real Decreto 656/2017, de 23 de junio, por el que se aprueba el Reglamento de Almacenamiento de Productos Químicos y sus Instrucciones Técnicas Complementarias MIE APQ 0 a 10. <https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2017-8755>
- [22]Sacome. (2019, 30 septiembre). Intercambiadores de calor de doble tubo | Tubo en tubo | SACOME. SACOME. <https://www.sacome.com/intercambiadores-calor-doble-tubo/>
- [23]¿Qué es el contraflujo? ¿Por qué es más eficiente para los intercambiadores de calor? - EJ Bowman. (2022, 15 abril). EJ Bowman. <https://ej-bowman.com/es/centro-de-conocimiento/que-es-el-contraflujo-por-que-es-mas-eficiente-para-los-intercambiadores-de-calor/>
- [24]Placa Lisa de Acero Inoxidable - Integrinox Monterrey. (s. f.). <https://integrinox.com/acero-inoxidable/placa.php>
- [25]Análisis del compartamiento de cabezales con distintas geometrías en recipientes a presión – Estructplan. (s. f.-b). <https://estructplan.com.ar/analisis-del-compartamiento-de-cabezales-con-distintas-geometrias-en-recipientes-a-presion/>