



Projecte Final de Carrera
**PLANTA DE PRODUCCIÓ
DE CARBARIL**

**Marc Camps Rafé
Carlos León Galzas
Raquel Morera Barragán
Javier Reina Grimaldos
James Steele Cater**

UAB

Universitat Autònoma
de Barcelona

GRUP 9

Tutora: M^{re} Eugènia Suárez Ojeda

11. Manual de càlculs

ÍNDEX

11.1. Tancs d'emmagatzematge de fluids	5
11.1.1. Tancs d'emmagatzematge de monometilamina (T-101A a T-101C).....	5
11.1.2. Tancs d'emmagatzematge de cloroform (T-102A i T-102D)	15
11.1.3. Tancs d'emmagatzematge de toluè (T-103A a T-103C).....	21
11.1.4. Tancs d'emmagatzematge de foscè (T-104A i T104B)	24
11.1.5. Tancs de HCl (T-105A a T-105C).....	33
11.1.6. Tancs de MCC i Cloroform (T-301A i T-301B).....	37
11.1.7. Tancs de MIC (T-501A i T-501B)	41
11.2. Tancs pulmó.....	50
11.2.1. Tanc pulmó de la torre de destil·lació TD-301 (TP-301)	50
11.2.2. Tanc pulmó de la torre de destil·lació TD-302 (TP-302)	53
11.2.3. Tanc pulmó de la torre de destil·lació TD-303 (TP-303)	55
11.2.4. Tanc pulmó de la torre de d'absorció TA-301 (TP-304).....	58
11.2.5. Tancs pulmó de la torre de destil·lació TD-401 (TP-401A i TP-401B)	60
11.2.6. Tanc pulmó de la torre de destil·lació TD-402 (TP-402)	63
11.2.7. Tanc pulmó de la torre de destil·lació TD-501 (TP-501)	66
11.3. Tancs de mescla sòlid-líquid	70
11.3.1. Tanc de mescla de Cloroform (M-301)	70
11.3.2. Tanc de mescla de MIC (M-501)	77
11.3.3-Tancs de mescla de Toluè i AN (M-502A i M-502B)	81
11.3.4-Tanc de mescla de Toluè, AN i MIC (M-503)	85
11.3.5-Tanc de mescla del cristal·litzador CR-501 (M-504)	89
11.3.6-Tanc de mescla del cristal·litzador CR-502 (M-505)	94
11.3.7-Tancs de mescla de NaOH (M-506A i M-506B)	97
11.3.8-Tanc de mescla de NH_4Cl (M-507)	101
11.4. Sitges	104
11.4.1. Sitges d'emmagatzematge d'AN (TS-201A i TS-201B)	104
11.4.2. Sitges d'emmagatzematge de Carbaril (TS-202A i TS-202B).....	106

11. Manual de càlculs

11.4.3. Sitges d'emmagatzematge de NaOH (TS-203A i TS-203B)	107
11.4.4. Sitja d'emmagatzematge de NH_4Cl (TS-204)	109
11.5. Reactor de formació de MCC (R-301)	112
11.5.1. Característiques dels cabals d'entrada i sortida	113
11.5.2. Balanç d'energia del reactor.....	113
11.5.3. Disseny mecànic del reactor	116
11.5.4. RCFP tubular	117
11.5.5. Intercanviador del RCFP tubular	124
11.6. Reactor de formació de MIC (R-401).....	133
11.7. Reactor de formació de Carbaril (R-501)	141
11.7.1. Introducció	141
Elements complementaris.....	141
11.7.2. Balanç de matèria	142
11.7.3. Característiques del reactor	142
11.7.4. Càlculs de disseny	146
11.7.5. Bescanvi de calor.....	149
11.7.6. Pèrdues de pressió	150
11.7.7. Disseny mecànic del reactor	153
11.7.8. Aïllament exterior de la carcassa	154
11.8. Torre d'absorció	157
11.8.1. Introducció	157
11.8.2. Disseny de la torre d'absorció amb el HYSYS.....	159
11.8.3. Càlcul de l'eficiència teòrica i alçada real	165
11.8.4. Càlcul del gruix d'aïllament	166
11.8.5. Disseny mecànic de la torre d'absorció	168
11.9. Torres de destil·lació	169
11.9.1. Introducció	169
Característiques del condensador	173
Diàmetre de la columna	175
11.9.2. Torre TD-301	181
Càlcul de l'eficiència teòrica i alçada real.....	188
Càlcul del gruix d'aïllament	188
Disseny mecànic de la torre TD-301	190

11. Manual de càlculs

11.9.3. Torre TD-302	190
Càlcul de l'eficiència teòrica i alçada real.....	195
Càlcul del gruix d'aïllament	195
Disseny mecànic de la torre TD-302	196
11.9.4. Torre TD-303	197
Càlcul de l'eficiència teòrica i alçada real.....	202
Càlcul del gruix d'aïllament	202
Disseny mecànic de la torre TD-303.....	203
11.9.5. Torre TD-401	204
Càlcul de l'eficiència teòrica i alçada real.....	209
Càlcul del gruix d'aïllament	209
Disseny mecànic de la torre TD-401	210
11.9.6. Torre TD-402	211
Càlcul de l'eficiència teòrica i alçada real.....	215
Càlcul del gruix d'aïllament	215
Disseny mecànic de la torre TD-402.....	216
11.9.7. Torre TD-501	217
Càlcul de l'eficiència teòrica i alçada real.....	222
Càlcul del gruix d'aïllament	222
Disseny mecànic de la torre TD-501	223
11.10. Bescanviadors de calor	224
11.10.1. Introducció	224
11.11. Cristal·lització	276
11.11.1. Introducció	276
11.11.2. BALANÇ DE MATÈRIA.....	279
11.11.3. Disseny mecànic.....	283
11.11.4. Aïllament.....	286
11.11.5. Agitació	287
11.12. Centrífuga	288
11.12.1. Balanç de matèria	288
11.12.2. Elecció de la centrífuga.....	290
11.13. Assecador	294
11.13.1. Balanç global	296

11. Manual de càlculs

11.14. Cicló	298
11.15. Serveis	300
11.15.1. Electricitat	300
11.14.2. Oli tèrmic.....	301
11.15.3. Vapor	304
11.15.4. Gas natural	305
11.15.5. Fluid refrigerant.....	306
11.15.6. Nitrogen	308
11.15.7 Aire comprimit.....	311
11.15.8. Aire calent.....	312

11. Manual de càlculs

11.1. Tancs d'emmagatzematge de fluids

S'ha considerat com a tancs d'emmagatzematge de fluid tots aquells tanc dissenyats amb la idea que puguin emmagatzemar un fluid immòbil durant una certa quantitat de temps, diferenciant-los així dels tancs pulmó que s'han dissenyat com a tancs de pas per a facilitar l'arrancada de certs equips. En aquests tancs d'emmagatzematge s'inclouen els de MMA, cloroform, toluè, fosgè i HCl, a més també s'han considerat els tancs per casos d'emergència de MIC i de MCC amb cloroform.

11.1.1. Tancs d'emmagatzematge de monometilamina (T-101A a T-101C)

L'emmagatzematge de la MMA es realitza en fase líquida i temperatura ambient. Donat que el seu punt d'ebullició és de -6.1°C , es treballa a pressió. Per treballar a pressió dins del tanc s'utilitza N_2 , ja que és un compost inert.

Per normativa, el tancs d'emmagatzematge de MMA no han de superar mai els 52°C .

El consum diari de MMA és de 5,62 Tn/dia, el que equival a un cabal líquid de $8,72\text{m}^3/\text{dia}$ a pressió de 4 bars i temperatura ambient, condicions a les quals es realitza l'emmagatzematge.

S'ha decidit emmagatzemar la MMA necessària per a 10 dies d'operació, és a dir, $87,2\text{ m}^3$.

Considerant que el volum d'un camió cisterna és de 30 m^3 , es necessitarà la arribada a planta de 3 camions cisterna cada 10 dies.

Per motius de seguretat i possibles contratemps es treballa amb un percentatge de ocupació dels tanca inferior al 80%.

S'ha decidit treballar amb 3 tancs d'emmagatzematge de MMA, per tant, seria necessari un volum mínim de $29,07\text{ m}^3$ per tanc, si aquests treballessin al 100% de la seva capacitat.

Els tanc es troben en posició verticals i són de cos cilíndric i amb els dos fons toriesfèrics.

11. Manual de càlculs

A continuació es realitza el càlcul del volum dels tancs desglossant cadascuna de les seves parts.

$$V_{\text{cilindre}} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L \quad (\text{Eq 11.1.1})$$

On:

D és el diàmetre del cilindre [m].

L és la longitud del cilindre [m].

Per determinar D i L s'ha fixat que la relació L/D es trobes entre 1,5 i 2.

S'ha establert un diàmetre de 3 metres i una longitud de 5 metres. Per tant:

$$V_{\text{cilindre}} = \frac{\pi}{4} \cdot (3\text{m})^2 \cdot 5\text{m} = 35,34 \text{ m}^3$$

$$\frac{L}{D} = \frac{5}{3} = 1,66$$

$$V_{\text{fons toriesfèric}} = 0,0809 \cdot D_t^3 \quad (\text{Eq 11.1.2})$$

On:

D_t és el diàmetre de la base del fons toriesfèric [m].

D_t és igual al diàmetre del cos cilíndric, per tant, és igual a 3 metres.

$$V_{\text{fons toriesfèric}} = 0,0809 \cdot (3\text{m})^3 = 2,18 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{total 1 tanc}} = V_{\text{cilindre}} + 2 \cdot V_{\text{fons toriesfèric}} \quad (\text{Eq 11.1.3})$$

$$V_{\text{total 1 tanc}} = 38,88 \text{ m}^3 + 2 \cdot 2,18 \text{ m}^3 = 39,71 \text{ m}^3$$

$$\% \text{ Volum ocupat} = \frac{V_{\text{necessari 1 tanc}}}{V_{\text{total 1 tanc}}} \quad (\text{Eq 11.1.4})$$

$$\% \text{ Volum ocupat} = \frac{29,07 \text{ m}^3}{39,71 \text{ m}^3} = 73\%$$

11. Manual de càlculs

Disseny mecànic del tanc

Pel disseny mecànic s'ha seguit la normativa ASME per a tancs a pressió. S'ha decidit treballar amb l'inoxidable AISI 304L.

Per el càlcul del gruix dels tancs, cal determinar prèviament les condicions de disseny: pressió i temperatura. Per els tancs de MMA s'ha establert una pressió de disseny interna de 6 bars, 50% superior a la pressió d'operació i una temperatura de 50°C, el doble de la temperatura d'operació.

El espessor pel cos cilíndric calculat a partir de la pressió interna es calcula amb la següent equació:

$$t = \frac{P_d \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_d} \quad (\text{Eq 11.1.5})$$

On:

t és l'espessor mínim per suportar la pressió [mm].

P_d és la pressió de disseny [psi].

R és el radi del cilindre [mm].

S és el valor màxim de estrès permissíble, propi del material [psi].

E és el valor de la eficiència de soldadura.

El valor S depèn de la temperatura, a més del material, i per al AISI304L a la temperatura de disseny, és de 15700 psi segons dades del codi ASME.

Per determinar la eficiència de soldadura, s'ha considerat una soldadura doble i un radiografiat parcial, obtenint una eficiència de soldadura del 85%.

$$t = \frac{87 \text{ psi} \cdot 1500 \text{ mm}}{15700 \text{ psi} \cdot 0.85 - 0,6 \cdot 87 \text{ psi}} = 9,82 \text{ mm}$$

A aquest espessor se l'hi ha de sumar un espessor de corrosió, el qual s'ha considerat de 1 mm, i l'espessor de tolerància de fabricació, el qual s'obté multiplicant l'espessor de paret obtingut per una tolerància de fabricació, considerada d'un 10%.

11. Manual de càlculs

$$t_{real} = t + C.A + (t \cdot tol_{fab}) \quad (Eq\ 11.1.6)$$

On:

t_{real} és l'espessor real necessari [mm]

C.A. és l'espessor de corrosió [mm]

tol_{fab} és la tolerància de fabricació

$$t_{real} = 9,82\ mm + 1\ mm + (9,82\ mm \cdot 0,1) = 11,8\ mm$$

Finalment s'arrodoneix el valor obtingut a la alça. Per tant, el gruix del cilindre és de 12mm.

Amb aquest gruix, restant-li l'espessor de corrosió i el de tolerància de fabricació, es pot determinar la pressió que podrà suportar el cos, aïllant la P en la equació 11.1.5.

$$P_a = \frac{S \cdot E \cdot t}{R + 0,6 \cdot t} \quad (Eq\ 11.1.7)$$

On:

P_a és el valor de la màxima pressió que pot suportar el cos [psi].

t és l'espessor real de cos un cop restada la tolerància de fabricació i l'espessor de corrosió [mm]

$$P_a = \frac{15700\ psi \cdot 0,85 \cdot 10\ mm}{1500\ mm + 0,6 \cdot 10\ mm} = 88,6\ psi = 6,1\ bar$$

Al igual que pel cos, s'ha calculat el gruix dels fons necessari segons la pressió interna. En aquest cas en que els fons són toriesfèrics, el gruix es calcula segons la equació 11.1.8.

$$t = \frac{P_d \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_d} \quad (Eq\ 11.1.8)$$

On:

L és igual al radi intern, com es pot veure a la figura 11.1.1 [mm].

11. Manual de càlculs

M és un paràmetre que depèn de la relació L/r, on r és el radi lateral.

El paràmetre M es troba a partir de la taula 11.1.1.

Taula 11.1.1.- Taula del valor de M en funció de la relació L/r.

VALUES OF FACTOR "M"																
L/r	1.00	1.25	1.50	1.75	2.00	2.25	2.50	2.75	3.00	3.25	3.50	4.00	4.50	5.00	5.50	6.00
M	1.00	1.03	1.06	1.08	1.10	1.13	1.15	1.17	1.18	1.20	1.22	1.25	1.28	1.31	1.34	1.36
L/r	7.00	7.50	8.00	8.50	9.00	9.50	10.0	10.5	11.0	11.5	12.0	13.0	14.0	15.0	16.0	16.5 *
M	1.41	1.44	1.46	1.48	1.50	1.52	1.54	1.56	1.58	1.60	1.62	1.65	1.69	1.72	1.75	1.77

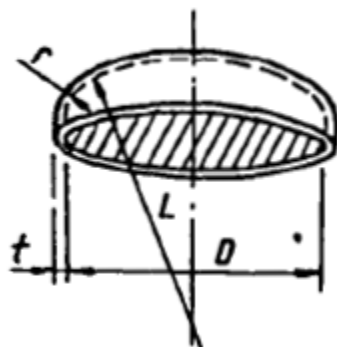


Figura 11.1.1.- Esquema d'un capçal torisfèric.

S'ha fixat un L/r de 16, per tant, el valor de M és igual a 1.75.

$$t = \frac{87 \text{ psi} \cdot 3200 \text{ mm} \cdot 1.75}{2 \cdot 15700 \text{ psi} \cdot 0.85 - 0.2 \cdot 87 \text{ psi}} = 18,3 \text{ mm}$$

Un cop sumats l'espessor de corrosió i el de fabricació, s'obté que el espessor real necessari del fons és de 21,1 mm, aproximat a 22 mm.

Amb aquest gruix de 22 mm, restant-li l'espessor de corrosió i de fabricació, es calcula la pressió que podrà suportar el fons, segons la equació 11.1.9.

11. Manual de càlculs

$$P_a = \frac{2 \cdot S \cdot E \cdot t}{L \cdot M + 0,2 \cdot t} \quad (\text{Eq 11.1.9})$$

$$P_a = \frac{2 \cdot 15700 \text{ psi} \cdot 0,85 \cdot 19,1 \text{ mm}}{5500 \text{ mm} \cdot 1,75 + 0,2 \cdot 19,1 \text{ mm}} = 90,9 \text{ psi} = 6,3 \text{ bar}$$

Càlcul del pes del equip

Un cop determinats els gruixos del equip es calcula el seu pes quan aquest està buit. Aquest pes correspon únicament al material del equip, i com a tal, és molt important per a la estimació econòmica d'aquest.

Per calcular aquest pes del equip buit, s'ha calculat el volum del equip extern, és a dir, amb els gruixos de les diferents parts, i s'ha restat a aquest volum el volum del equip intern, prèviament calculat. Multiplicant el volum de material per la densitat d'aquest s'obté el pes de l'equip buit.

$$V_{\text{exterior cos}} = \frac{\pi}{4} \cdot (D + t_{\text{cos}})^2 \cdot L \quad (\text{Eq 11.1.10})$$

$$V_{\text{exterior cos}} = \frac{\pi}{4} \cdot (3 \text{ m} + 0,012 \text{ m})^2 \cdot 5,5 \text{ m} = 35,63 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{exterior fons}} = 0,0809 \cdot (D_t + t_{\text{fons}})^3 \quad (\text{Eq 11.1.11})$$

$$V_{\text{exterior fons}} = 0,0809 \cdot (3 \text{ m} + 0,022 \text{ m})^3 = 4,47 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{equip buit}} = V_{\text{exterior cos}} + V_{\text{exterior fons}} - V_{\text{intern tanc}} \quad (\text{Eq 11.1.12})$$

$$V_{\text{equip buit}} = 35,63 \text{ m}^3 + 4,47 \text{ m}^3 - 39,71 \text{ m}^3 = 0,38 \text{ m}^3$$

$$\text{Pes}_{\text{equip buit}} = V_{\text{equip buit}} \cdot \rho_{\text{AISI 304L}} \quad (\text{Eq 11.1.13})$$

$$\text{Pes}_{\text{equip buit}} = 0,38 \text{ m}^3 \cdot 7900 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 3003 \text{ kg}$$

Un cop determinat el pes del equip buit s'ha calculat el pes d'aquest ple d'aigua i ple del fluid d'operació. En els dos casos el pes es calcula amb el volum de fluid

11. Manual de càlculs

d'operació, no amb la màxima capacitat de l'equip. Per fer aquest càlcul es suma el pes del volum de fluid al del equip buit.

La densitat dels fluids s'ha considerat a les condicions d'operació.

$$Pes_{\text{volum aigua}} = V_{\text{fluid}} \cdot \rho_{\text{aigua}} \quad (\text{Eq 11.1.14})$$

$$Pes_{\text{volum aigua}} = 29,07 \text{ m}^3 \cdot 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 29072 \text{ kg}$$

$$Pes_{\text{equip aigua}} = Pes_{\text{equip buit}} + Pes_{\text{volum aigua}} \quad (\text{Eq 11.1.15})$$

$$Pes_{\text{equip aigua}} = 3003 \text{ kg} + 29072 \text{ kg} = 32075 \text{ kg}$$

$$Pes_{\text{volum operació}} = V_{\text{fluid}} \cdot \rho_{\text{fluid operació}} \quad (\text{Eq 11.1.16})$$

$$Pes_{\text{volum operació}} = 29,07 \text{ m}^3 \cdot 638 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 18556 \text{ kg}$$

$$Pes_{\text{volum operació}} = Pes_{\text{equip buit}} + Pes_{\text{volum operació}} \quad (\text{Eq 11.1.17})$$

$$Pes_{\text{volum operació}} = 3003 \text{ kg} + 1856 \text{ kg} = 22403 \text{ kg}$$

Càlcul del cabal de venteig d'emergència

Per normativa MIE APQ-1, tots els tancs han de tenir algun tipus de sistema d'alleujament normal i un sistema en cas d'emergència que permeti la ràpida sortida del fluid del tanc per evitar un augment excessiu de la pressió i els possibles mals que això pugui comportar al tanc i a la seguretat de la planta en sí.

En els tancs d'emmagatzematge de MMA el sistema de venteig és una canonada que serveix per alliberar nitrogen quan s'omple el tanc o quan es supera la pressió de disseny.

Per tancs a pressió el cabal de venteig d'emergència necessari es pot calcular segons l'equació 11.1.18.

11. Manual de càlculs

$$kg/h \text{ de vapor de líquid} = Q/L \quad (\text{Eq 11.1.18})$$

On:

Q és el calor rebut segons la equació 11.1.19 [kJ/h].

L és el calor latent de vaporització [kJ/kg].

$$Q = 139,7 \cdot F \cdot A^{0,82} \cdot 10^3 \quad (\text{Eq 11.1.19})$$

On:

F és un factor de reducció adimensional.

A és la superfície humida del equip [m²].

Per les nostres condicions de treball, s'ha considerat el factor de reducció F igual a la unitat.

La superfície humida del equip s'ha considerat igual a la superfície interna del cos cilíndric.

$$A = \Pi \cdot D \cdot L \quad (\text{Eq 11.1.20})$$

$$A = \Pi \cdot 3 \text{ m} \cdot 5 \text{ m} = 47 \text{ m}^2$$

$$Q = 139,7 \cdot 1 \cdot (47 \text{ m}^2)^{0,82} \cdot 10^3 = 3290441 \text{ KJ/h}$$

$$\frac{kg}{h} \text{ de vapor de líquid} = \frac{3290441 \frac{KJ}{h}}{837,1 \frac{KJ}{kg}} = 3931 \text{ kg/h}$$

Per passar a m³/h es divideix el cabal màssic obtingut per la densitat del vapor del fluid.

Per el càlcul, s'ha considerat la densitat del MMA gas a una temperatura de 29,1, temperatura d'ebullició a la pressió d'operació de 4 bars.

$$\frac{m^3}{h} \text{ de vapor} = \frac{\frac{kg}{h} \text{ de vapor de líquid}}{\rho_{vapor}} \quad (\text{Eq 11.1.21})$$

11. Manual de càlculs

$$\frac{m^3}{h} \text{ de vapor} = \frac{3931 \text{ kg/h}}{5,225 \text{ kg/m}^3} = 752,3 \text{ m}^3/\text{h}$$

Càlcul de la cubeta de retenció

Els tres tancs d'emmagatzematge de MMA estan disposats en fila i estaran envoltats per una cubeta de retenció. Les dimensions d'aquesta cubeta s'han determinat segons la normativa MIE APQ-1. Aquesta normativa fixa una distància mínima en projecció horitzontal entre la paret del recipient i la bora interior inferior de la cubeta, de com a mínim 1 metre. A més, la cubeta ha de tindre una pendent de forma que el fluid de possibles vessaments es desplaci ràpidament cap a una zona de la cubeta lo més allunyada possible de la projecció dels recipients, de les canonades i dels òrgans de comandament de la xarxa d'incendis.

A més hi ha diferents regles a complir depenent del tipus de fluid emmagatzemat. Segons la normativa MIE APQ-1, la MMA és un fluid tipus A2. Per aquest tipus de fluid la distància entre els dipòsits d'emmagatzematge és una quarta part de la suma dels diàmetres dels tancs, amb una distància mínima de 2 metres. En el cas dels tancs de MMA, la quarta part de la suma del diàmetres de 2 tancs és inferior als 2 metres, per tant, s'agafa la distància mínima.

Segons la normativa MIE APQ-1, per fluids tipus A2 la cubeta ha de tenir la capacitat suficient per emmagatzemar com a mínim el volum del tanc més gran que contingui o el 10% de la suma del volum de tots els tancs. En aquest cas la opció més desfavorable és la de contenir el volum d'un tanc, per tant, la cubeta haurà de tenir una capacitat mínima de 29 m³.

El tres tancs es troben en fila però es deixarà l'espai per una segona fila per una possible ampliació de la producció i, per tant, es construirà una cubeta de retenció rectangular.

$$X = D \cdot N^{\circ}tf + Dt \cdot (N^{\circ}tf - 1) + 2 \cdot Dp \quad (\text{Eq 11.1.22})$$

On:

X és la longitud del costat més llarg de la cubeta[m].

D és el diàmetre d'un tanc [m].

N^o tf és el número de tancs per fila.

Dt és la distància entre tancs [m].

11. Manual de càlculs

D_p és la distància mínima d'un tanc a la paret de la cubeta [m].

$$X = 3\text{ m} \cdot 3 + 2\text{ m} \cdot (3 - 1) + 2 \cdot 1\text{ m} = 15\text{ m}$$

$$Z = D \cdot N^{\circ}tc + Dt \cdot (N^{\circ}tc - 1) + 2 \cdot D_p \quad (\text{Eq 11.1.23})$$

On:

Z és la longitud del costat curt de la cubeta [m].

$N^{\circ}tc$ és el número de tancs per columna.

$$Z = 3\text{ m} \cdot 2 + 2\text{ m} \cdot (2 - 1) + 2 \cdot 1\text{ m} = 10\text{ m}$$

Amb aquestes dimensions es calcula l'àrea de la cubeta segons l'equació 11.1.24.

$$A_{cubeta} = X \cdot Z \quad (\text{Eq 11.1.24})$$

$$A_{cubeta} = 15\text{ m} \cdot 10\text{ m} = 150\text{ m}^2$$

Coneixent el volum mínim necessari de la cubeta i la seva àrea, es pot calcular la alçada mínima de les parets.

$$Y_{min} = \frac{V_{cubeta}}{A_{cubeta}} \quad (\text{Eq 11.1.25})$$

On:

Y_{min} és l'alçada mínima de les parets de la cubeta [m].

$$Y_{min} = \frac{29\text{ m}^3}{150\text{ m}^2} = 0,19\text{ m}$$

S'ha decidit treballar amb una alçada de paret de cubeta de 0,30 m i, per tant, la cubeta té una capacitat de 45 m³.

11. Manual de càlculs

11.1.2. Tancs d'emmagatzematge de cloroform (T-102A i T-102D)

El cloroform s'emmagatzema en estat líquid a temperatura i pressió atmosfèrica. La temperatura d'ebullició del cloroform és 61,2 °C, pel que, encara que la temperatura a l'estiu sigui elevada, no hi ha perill d'ebullició del cloroform.

El cloroform no inflamable, per tant, no entra a la normativa APQ-1. No obstant, és un fluid tòxic i corrosiu i amb calor pot descomposar en fòsgè, clorur d'hidrogen, clor i hidròxid de carboni, que són compostos molt tòxics, per tant, entra en la normativa APQ-7.

Es considera que es té un circuit tancat de cloroform, ja que tot el que s'utilitza es recirculat, no obstant, és segur que hi hauran pèrdues. Per el fet de tenir aquest circuit tancat, el volum d'emmagatzematge no es calcula respecte el necessari quan s'està treballant en estat estacionari, sinó, respecte a la quantitat necessària a l'arrancada del procés. Per tant, és necessita un volum mínim d'emmagatzematge de cloroform amb capacitat per 200 kmol. Que corresponen al cloroform que circula diàriament per la planta, considerant la gran quantitat que hi haurà constantment dins dels reactors de formació de MIC. Aquests 200 kmol ocuparan 387 m³ emmagatzemats a condicions atmosfèriques.

Tot i aquest circuit tancat, és inevitable tenir pèrdues al llarg de la operació de la planta, per tant, serà necessari un reompliment parcial dels tancs d'emmagatzematge de cloroform, però degut a que no es poden conèixer les pèrdues que es tindran, no es pot determinar la periodicitat d'aquest reompliment.

L'emmagatzematge es realitzarà en quatre tancs de cos cilíndric, fons superior de secció cònica i fons inferior pla.

A al figura 11.1.3 es pot observar representació d'un capçal cònic.

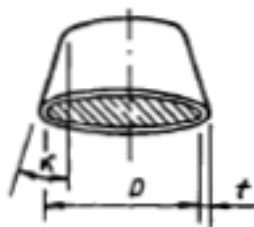


Figura 11.1.3.- Esquema d'un capçal de secció cònica.

11. Manual de càlculs

El volum del cos cilíndric es calcula mitjançant l'equació 11.1.1. i el volum de la secció cònica, mitjançant l'equació 11.1.26

Taula 11.1.2. Dimensions del cos cilíndric dels tancs d'emmagatzematge de cloroform.

Diàmetre del cilindre (D)	4,5 m
Longitud del cilindre (L)	7 m
Volum cilindre ($V_{\text{cos cilíndric}}$)	111,3 m ³

$$V_{\text{con}} = \Pi \cdot h \cdot \frac{D^2 + d \cdot D + d^2}{12} \quad (\text{Eq 11.1.26})$$

On:

h és l'alçada del con [mm].

D és el diàmetre de la base del con, igual al diàmetre intern del cos cilíndric [mm].

d és el diàmetre de la part superior del con [mm].

L'alçada del con es calcula com:

$$h = \frac{(D-d)}{2 \cdot \tan(\alpha)} \quad (\text{Eq 11.1.27})$$

On:

α és l'angle que forma la pendent del con amb la vertical.

S'ha fixat un valor de $d=0,3$ i una angle $\alpha= 60^\circ$.

$$h = \frac{(4500 \text{ mm} - 300 \text{ mm})}{2 \cdot \tan(60^\circ)} = 1212 \text{ mm}$$

$$V_{\text{con}} = \Pi \cdot 1,212 \text{ m} \cdot \frac{(4,5 \text{ m})^2 + (0,3 \text{ m} \cdot 4,5 \text{ m}) + (0,3 \text{ m})^2}{12} = 6,9 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{total 1 tanc}} = V_{\text{cilindre}} + V_{\text{con}} \quad (\text{Eq 11.1.28})$$

11. Manual de càlculs

$$V_{total\ 1\ tanc} = 111,3m^3 + 6,9 m^3 = 118,2 m^3$$

Com amb els tancs de MMA, mitjançant la equació 11.1.1.4 es calcula el % de ocupació dels tancs.

$$\% Volum ocupat = \frac{96,6 m^3}{118,2 m^3} = 82\%$$

Disseny mecànic

El disseny del gruix del cos s'ha realitzat igual que en el apartat 11.1.1. Les dades obtingudes es troben a la taula 11.1.3. Els tancs estan fets de l'acer inoxidable AISI 304L.

Taula 11.1.3.- Dades del disseny mecànic dels tancs.

Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	25
Temperatura Disseny (°C)	50
Pressió Operació (bar)	1,18
Pressió Disseny (bar)	2
P externa (bar)	1
Dades Generals	
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Per a la Pressió interna	
t (mm)	4,9
t _{tol fab} (mm)	0,49
t _{real} (mm)	7
Pa (bar)	2,2

A continuació es calcula l'espessor necessari per al fons cònic, de manera similar a com es calcula pel fons toriesfèric.

Pel càlcul gruix necessari s'utilitza la equació 11.1.29, i seguidament la equació 11.1.30 per a la pressió admissible amb l'espessor real utilitzat.

11. Manual de càlculs

$$t = \frac{P_d \cdot D}{2 \cdot \cos(\alpha) \cdot (S \cdot E - 0,6 \cdot P_d)} \quad (\text{Eq 11.1.29})$$

$$t = \frac{29 \text{ psi} \cdot 4500 \text{ mm}}{2 \cdot \cos(60^\circ) \cdot (15700 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 29 \text{ psi})} = 9,79 \text{ mm}$$

Una vegada sumat l'espessor de corrosió i la tolerància de fabricació, s'obté un espessor necessari real igual a 11,8 mm, per tant, s'utilitzarà un espessor de 12 mm.

Restant-li a aquest espessor el de corrosió i la tolerància de fabricació, s'obté un espessor de 10 mm, amb la qual es calcula la pressió admissible del fons.

$$P_a = \frac{2 \cdot S \cdot E \cdot t \cdot \cos(\alpha)}{D + 1,2 \cdot t \cdot \cos(\alpha)} \quad (\text{Eq 11.1.30})$$

$$P_a = \frac{2 \cdot 15700 \text{ psi} \cdot 0,85 \cdot 10 \text{ mm} \cdot \cos(60^\circ)}{4500 \text{ mm} + 1,2 \cdot 10 \text{ mm} \cdot \cos(60^\circ)} = 29,6 \text{ psi} = 2,04 \text{ bar}$$

Càlcul del pes del equip

El càlcul del pes de l'equip es realitza de la mateix forma que pels tancs de l'apartat 11.1.1 però tenint en compte que els fons són diferents. Les dades principals del càlcul es troben a la taula 11.1.5

$$V_{\text{exterior fons cònic}} = \Pi \cdot (h + t) \cdot \frac{(D+t)^2 + (d+t) \cdot (D+t) + (d+t)^2}{12} \quad (\text{Eq 11.1.31})$$

$$V_{\text{fons pla}} = \frac{\Pi}{4} \cdot D \cdot t \quad (\text{Eq 11.1.32})$$

Taula 11.1.5.- Dades del càlcul del pes d'un equip.

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} (\text{m}^3)$	0,35
$V_{\text{material fons cònic}} (\text{m}^3)$	0,12
$V_{\text{material fons pla}} (\text{m}^3)$	0,19
$V_{\text{material}} (\text{m}^3)$	0,66
$\rho_{\text{acer}} (\text{kg/m}^3)$	7900
Pes equip (kg)	5223

11. Manual de càlculs

Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} \text{ (kg/m}^3\text{)}$	1000
Pes aigua (kg)	96857
Pes equip (kg)	102080
Pes amb fluid operació	
$\rho_{\text{fluid}} \text{ (kg/m}^3\text{)}$	1483
Pes fluid (kg)	143639
Pes equip (kg)	148862

Càlcul del cabal de venteig d'emergència

Per emmagatzematge atmosfèric o baixa pressió es pot calcular el cabal necessari de venteig directament en m^3/h mitjançant la equació 11.1.33.

$$\text{Cabal venteig d'aire (m}^3/\text{h)} = \frac{4,414 \cdot Q}{L \cdot (M)^{1/2}} \quad (\text{Eq 11.1.33})$$

On:

M és el pes molecular del fluid [g/mol].

Q és el calor rebut [kJ/h].

L és el calor latent de vaporització [kJ/kg].

Q es calcula amb l'equació 11.1.19.

$$A = \Pi \cdot 4,5 \text{ m} \cdot 7 \text{ m} = 99 \text{ m}^2$$

$$Q = 139,7 \cdot 1 \cdot (99 \text{ m}^2)^{0,82} \cdot 10^3 = 6046081 \text{ KJ/h}$$

$$\text{Cabal venteig (m}^3/\text{h)} = \frac{4,414 \cdot 6046081 \text{ KJ/h}}{249 \text{ KJ/kg} \cdot (119,38 \text{ kg/kmol})^{1/2}} = 9943 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 2,76 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

11. Manual de càlculs

Càlcul de la cubeta de retenció

Per els tancs de cloroform s'ha dimensionat una cubeta amb capacitat per a 6 tancs, 2 més dels es tenen, per a possibles ampliacions de la producció.

Les equacions són les mateixes que les utilitzades per la cubeta de MMA però en aquest cas la distància entre tancs és només de 1 metre. Una altre diferència és el fet que al volum de la cubeta cal restar-li el que ocupen els tancs, degut a que aquests es troben a terra, a diferencia dels de MMA que tenen uns suports.

Taula 11.1.6.- Dimensionament de la cubeta de retenció.

X (m)	17,5
Z (m)	13
Àrea (m ²)	240,5
V _{necessari} (m ³)	96,9
Y _{min} (m)	0,6
Y _{real} (m)	0,8
V _{cubeta} (m ³)	128,8

11. Manual de càlculs

11.1.3. Tancs d'emmagatzematge de toluè (T-103A a T-103C)

El toluè s'emmagatzema en estat líquid. Donat que el seu punt d'ebullició és a 111°C, l'emmagatzematge es realitza a temperatura i pressió ambient.

El toluè és un compost inflamable amb una temperatura d'inflamació de 4°C. Això fa que correspongui a un fluid tipus B1 en la classificació de la normativa ME APQ-1.

Dimensionament i disseny mecànic

Durant el procés de producció és recirculat tot el toluè que surt en fase gas dels cristal·litzadors i tot el que es separa a la centrifuga. No obstant al assecador es perden 953 kg de toluè per hora, el que equival a 26,4 m³ al dia a temperatura ambient i pressió atmosfèrica. Per altre banda, per l'arranada de la planta seran necessaris 134 m³ de toluè, per tant, l'emmagatzematge de toluè haurà de tenir com a mínim aquesta capacitat. S'ha decidit treballar amb la capacitat d'emmagatzematge necessària per tenir una autonomia de toluè de 7 dies, per tant es tindrà una capacitat d'emmagatzematge de 184 m³ sense contar el sobredimensionament del tancs. D'aquesta manera també s'assegura tenir una capacitat suficient en cas que a l'arrancada es necessites més toluè del previst.

Per els tancs de toluè s'ha optat la construcció de dos tancs amb cos cilíndric, fons superior de secció cònica i fons inferior pla.

El dimensionament i el disseny mecànic del equip es realitzen igual al dels tancs de cloroform. A la taula 11.1.7 es poden trobar les dades del disseny. Els tancs estaran fets d'acer inoxidable AISI 304L.

Taula 11.1.7.- Dades del dimensionament i disseny mecànic dels tancs.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	4
L (m)	6
V _{cilindre} (m ³)	75,4
d (m)	0,3
h (m)	1,06
α	60°

11. Manual de càlculs

$V_{con} (m^3)$	4,83
$V_{total\ 1\ tanc} (m^3)$	80,2
% Volum ocupat	83%
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	25
Temperatura Disseny (°C)	50
Pressió Operació (bar)	1,6
Pressió Disseny (bar)	2,5
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	5,44
$t_{tol\ fab}$ (mm)	0,54
t_{real} (mm)	7
Pa (bar)	2,5
Disseny per Pressió Interna del Fons Cònic	
t (mm)	10,9
$t_{tol\ fab}$ (mm)	1,09
t_{real} (mm)	13
Pa (bar)	2,51

Pes del equip

La taula 11.1.8 resum les dades utilitzades pel càlcul del pes dels tancs de toluè i els resultats obtinguts

Taula 11.1.8.- Dades del pes dels equips.

Pes buit	
$V_{material\ cilindre} (m^3)$	0,26
$V_{material\ fons\ cònic} (m^3)$	0,1
$V_{material\ fons\ pla} (m^3)$	0,16

11. Manual de càlculs

$V_{\text{material}} (\text{m}^3)$	0,53
$\rho_{\text{acer}} (\text{kg/m}^3)$	7900
Pes equip (kg)	4218
Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} (\text{kg/m}^3)$	1000
Pes aigua (kg)	66758
Pes equip (kg)	70976
Pes amb fluid operació	
$\rho_{\text{fluid}} (\text{kg/m}^3)$	867
Pes fluid (kg)	57879
Pes equip (kg)	62097

Venteig d'emergència

L'emmagatzematge de toluè es realitza a pressió atmosfèrica i, per tant, el cabal de venteig es calcula com en els tancs de cloroform del apartat 11.1.2.

A la taula 11.1.9 es troben les dades del càlcul del venteig d'emergència.

Taula 11.1.9.- Dades del venteig necessari pels tancs de toluè.

F	1
M (kg/kmol)	92,14
L (kJ/kg)	360,3
A (m^2)	75,4
Q (kJ/h)	4837629
Cabal venteig (m^3/h)	6258
Cabal venteig (m^3/s)	1,74

Càlcul de la cubeta de retenció

Com ja s'ha comentat, el toluè és un fluid de classe B1. Segons la normativa MIE APQ-1, és necessari construir una cubeta de retenció on les parets dels tancs es trobin almenys a un metre de les parets de la cubeta i amb una distància mínima entre tancs de 1,5 metres.

11. Manual de càlculs

S'ha dimensionat una cubeta rectangular per capacitat per a sis tancs de toluè, per a possibles ampliacions.

Per fluids de classe B1 la cubeta de retenció ha de tenir una capacitat per emmagatzemar el 100% del tanc amb major volum, o el 10% de la suma de volums de tots els tanc. En aquest cas, per tant, serà necessari que la cubeta tingui una capacitat de 66,75 m³.

Al igual que pels tancs de cloroform, al volum de la cubeta se l'hi ha de restar el ocupat per els tancs que conté.

A al taula 11.1.10 les dimensions de la cubeta.

Taula 11.1.10.- Dades del dimensionament de la cubeta de retenció.

X (m)	17
Z (m)	11,5
Àrea (m ²)	195,5
V _{necessari} (m ³)	61,55
Y _{min} (m)	0,4
Y _{real} (m)	0,6
V _{cubeta} (m ³)	94,7

11.1.4. Tancs d'emmagatzematge de foscè (T-104A i T104B)

El foscè és, juntament amb el MMA, un del reactius necessaris per a la formació de MCC. Aquest foscè arribarà a la planta directament a través de canonades connectades a una planta de producció de foscè situada al costat de la nostra planta. Per aquest motiu s'ha estimat que no és necessari tenir tancs d'emmagatzematge amb capacitat per més de 2 dies d'operació.

11. Manual de càlculs

El foscè s'emmagatzemarà en estat líquid pressuritzat a 2,5 bars i a temperatura de 5°C. No obstant, s'ha estimat que el foscè arribarà als tancs d'emmagatzematge a 25°C.

El foscè és un fluid corrosiu per el que el material dels tancs escollit és l'acer inoxidable AISI 316L i haurà de seguir la normativa APQ-6. A més és molt tòxic, per el que també ha de seguir la normativa APQ-7. Per altre banda, el foscè és un fluid no inflamable.

Degut a la perillositat del compost, es construirà una nau que envolti totalment els tancs d'emmagatzematge.

A la taula 11.1.11 els cabals necessaris diàriament de foscè.

Taula 11.1.11.-Cabals de foscè diari.

Cabal màssic (Tn/dia)	22,4
Cabal molar (kmol/dia)	226,2
Cabal volumètric (m ³ /dia)	12,33

Com es vol tenir tindre capacitat per emmagatzemar foscè per 2 dies d'operació, és necessari un volum mínim d'emmagatzematge de 26,66 m³.

L'emmagatzematge es realitzarà en 2 tancs verticals de cos cilíndric i fons toriesfèric.

La principal diferència en el disseny mecànic respecte els tancs de MMA es troba en el material dels tancs. Per els tancs de foscè s'ha decidit utilitzar AISI 316L, en comptes de AISI 304L.

Dimensionament i disseny mecànic

El dimensionament i el disseny dels tancs de foscè es realitza igual que els de MMA del apartat 11.1.1. A la taula 11.1.12 es recullen les dades essencials del disseny.

Taula 11.1.12.- Dades del dimensionament i disseny mecànic dels tancs.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	2,5
L (m)	4
V _{cilindre} (m ³)	19,6
r (m)	0,1625

11. Manual de càlculs

L _{radi} (m)	2,6
V _{fons toriesfèric} (m ³)	2,5
V _{total 1 tanc} (m ³)	22,2
% Volum ocupat	60,2%
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	5
Temperatura Disseny (°C)	50
Pressió Operació (bar)	2,5
Pressió Disseny (bar)	4
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	5,44
t _{tol fab} (mm)	0,54
t _{real} (mm)	7
Pa (bar)	4,0
Disseny per Pressió Interna del Fons Toriesfèric	
M	1,75
t (mm)	9,89
t _{tol fab} (mm)	0,99
t _{real} (mm)	12
Pa (bar)	4,04

Refrigeració

Per a poder emmagatzemar el foscge a 5°C es necessita tenir un sistema de refrigeració del tanc.

Primer s'ha determinat la calor que s'ha d'extreure al fluid per poder mantenir la temperatura a 5°C, a partir del balanç energètic. Aquesta calor prové tant de l'entrada del foscge a 25°C, com a la calor que es bescanvia amb l'exterior. Pel bescanvi amb l'exterior s'ha considerat el que es dona a través de les parets del tanc i el que es donà en entre les parets i l'aire que envolta el tanc.

$$Q = \frac{T_{ext} - T_{fluid}}{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_{acer} \cdot L} \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{h_{ext} \cdot S_{ext} \cdot L}} + F \cdot C_{pmitja} (T_{entrada} - T_{fluid}) \quad (\text{Eq 11.1.34})$$

11. Manual de càlculs

On:

Q és l'energia calorífica cal bescanviar [W].

r_1 és el radi intern del tanc [m].

r_2 és el radi extern del tanc [m].

h_{ext} és el coeficient de convecció tèrmica del aire [W/m °C].

S_{ext} és la secció externa del tanc, igual a $2 \cdot \pi \cdot r_2$ [m²].

λ_{acer} és el coeficient de conductivitat tèrmica de l'acer [W/m °C].

T_{ext} és la temperatura exterior del aire [°C].

T_{fluid} és la temperatura del fluid dins del tanc [°C].

T_{entrada} és la temperatura a la que el foscge entra al tanc [°C].

$C_{p_{\text{mitja}}}$ és la mitjana logarítmica entre a C_p del fluid a la T_{entrada} i T_{fluid} . [kJ/kmol °C].

F és el cabal de foscge que entra i surt del tanc [kmol/s]

A la taula 11.1.13 es troben les dades utilitzades per la resolució de l'equació 11.1.34 i el resultat obtingut.

Taula 11.1.13.- Dades del disseny del sistema de refrigeració.

T_{ext} (°C)	30
T_{entrada} (°C)	25
T_{fluid} (°C)	5
$C_{p_{\text{mitja}}}$ (kJ/kmol °C)	99,67
F (kmol/s)	0,001
λ_{acer} (W/m °C)	15
h_{ext} (W/m °C)	30
r_1 (m)	1,25
r_2 (m)	1,262
Q (W)	25316

11. Manual de càlculs

Per el sistema de refrigeració s'ha decidit treballar amb una mitja canya per on passarà el fluid refrigerant. Aquest fluid és el refrigerant CR, el qual és utilitzat com a fluid refrigerant a tota la planta. Per la construcció de la mitja canya s'ha escollit l'acer inoxidable AISI 304L.

Es calcula l'àrea mínima de bescanvi necessària mitjançant l'equació 11.1.35.

$$Q = U \cdot A_{min} \cdot \Delta T_{ml} \quad (\text{Eq 11.1.35})$$

On:

U és un coeficient de bescanvi propi del fluid implicats i del tipus d'estructura de bescanvi [$\text{W}/\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$].

A_{min} és l'àrea mínima de bescanvi necessària [m^2].

ΔT_{ml} és l'increment de temperatura mitjana logarítmica entre el fluid del tanc i el refrigerant. [$^\circ\text{C}$].

$$\Delta T_{ml} = \frac{T_{R2} - T_{R1}}{\ln((T_{R2} - T_f) / (T_{R1} - T_f))} \quad (\text{Eq 11.1.36})$$

On:

T_{R1} és la temperatura d'entrada del fluid refrigerant [$^\circ\text{C}$].

T_{R2} és la temperatura de sortida del fluid refrigerant [$^\circ\text{C}$].

T_f és la temperatura del fluid dins el tanc [$^\circ\text{C}$].

Per fer una primera estimació s'ha fixat la variació de la temperatura del fluid refrigerant en 1°C .

$$\Delta T_{ml} = \frac{(5^\circ\text{C} - (-5^\circ\text{C})) - (5^\circ\text{C} - (-4^\circ\text{C}))}{\ln((5^\circ\text{C} - 5^\circ\text{C}) / ((5^\circ\text{C}) - (-4^\circ\text{C})))} = 9,49^\circ\text{C}$$

El coeficient U per a una mitja canya i amb el fluid refrigerant i fosc, s'ha fixat de valor igual a $300 \text{ W}/\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Posteriorment s'ha aïllat el valor de l'àrea mínima a l'equació 11.1.35

$$A_{min} = \frac{25316 \text{ W}}{9,49^\circ\text{C} \cdot 300 \text{ W}/\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} = 8,89 \text{ m}^2$$

11. Manual de càlculs

S'ha fixat una àrea de bescanvi de 20 m^2 que seran coberts per una mitja canya de diàmetre intern de 10 cm , per tant, es calcula la longitud de la mitja canya a partir de l'equació 11.1.37 i el número de voltes que donarà al reactor a partir de l'equació 11.1.38.

$$L = \frac{A_{min}}{\pi \cdot D_r} \quad (\text{Eq 11.1.37})$$

On:

L és la longitud de la mitja canya [m].

D_r és el diàmetre intern de la mitja canya [m].

$$L = \frac{20 \text{ m}^2}{\pi \cdot 0,1 \text{ m}} = 63,7 \text{ m}$$

$$N^\circ \text{ voltes} = \frac{L}{\pi \cdot D_e} \quad (\text{Eq 11.1.38})$$

On:

D_e és el diàmetre extern del tanc comptant el gruix de les parets d'acer [m].

$$N^\circ \text{ voltes} = \frac{63,7 \text{ m}}{\pi \cdot 2,512 \text{ m}} = 8 \text{ voltes}$$

A partir de l'equació 11.1.40 es determina el mínim cabal de fluid refrigerant necessari per bescanviar l'energia calorífica necessària.

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (\text{Eq 11.1.40})$$

On:

m és el cabal màssic de fluid refrigerant [kg/s].

C_p és la calor latent del fluid refrigerant [J/(kg·°C)].

ΔT és la variació de temperatura del fluid refrigerant [°C].

$$m = \frac{25316 \text{ W}}{2396 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (-4 - (-5))^\circ\text{C}} = 3 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/s}$$

11. Manual de càlculs

El valor de cabal necessari és molt baix, per el que es té un ampli marge d'operació. Per tant, es regularà el flux de refrigerant en funció de les necessitats de cada moment.

Aïllament

Per intentar evitar que el fluid s'escalfi degut a la diferència de temperatura amb l'ambient, s'ha decidit aïllar tèrmicament els tancs d'emmagatzematge de fosc. El gruix necessari del aïllant s'ha determinat a partir del desenvolupament de la equació 11.1.41. Aquesta equació és una extensió del primer factor de l'equació 11.1.34, utilitzada per el càlcul del sistema de refrigeració, però tenint en compte la capa d'aïllament. En aquesta cas es diferencien tres zones on es dona bescanvi de calor: la calor que passa a través del gruix d'acer del equip; la calor que es bescanvia a través de la capa d'aïllant; i la calor que es bescanvia amb l'aire que envolt el tanc.

Com a material aïllant s'ha optat per llana de roca per les seves bones propietats aïllants i a que no és un material inflamable.

$$P = \frac{T_{ext} - T_{fluid}}{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_{acer} \cdot L} \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_{aïllant} \cdot L} \ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right) + \frac{1}{h_{ext} \cdot S_{ext} \cdot L}} \quad (\text{Eq 11.1.41})$$

On:

P és l'energia calorífica que s'intercanvia entre el sistema i l'exterior [W].

$\lambda_{aïllant}$ és el coeficient de conductivitat tèrmica de l'aïllant [W/m °C].

r_3 és el radi extern del tanc més el gruix d'aïllant [m].

S_{ext} és la secció externa del tanc, igual a $2 \cdot \pi \cdot r_3$ [m²].

11. Manual de càlculs

Taula 11.1.14.- Dades del disseny del sistema d'aïllament.

Dades Generals	
$T_{\text{ext}} (^{\circ}\text{C})$	35
$\lambda_{\text{acer}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	15
$\lambda_{\text{aïllant}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	0,04
$h_{\text{ext}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	30
$r_1 (\text{m})$	1,25
$r_2 (\text{m})$	1,262
$t_{\text{aïllant}} (\text{mm})$	50
$r_3 (\text{m})$	1,312
$P (\text{W})$	756
$T_{\text{paret tanc}} (^{\circ}\text{C})$	5,76

S'ha comprovat que amb un gruix d'aïllant de 5cm el bescanvi de calor amb l'exterior es redueix significativament i, per tant, no farà falta que el sistema de refrigeració treballi a la seva màxima capacitat per a poder mantenir la temperatura de 5°C.

Pes del equip

En aquest cas al pes del tanc se li ha de sumar el pes de la mitja canya i el de la capa d'aïllant.

Al igual que amb la resta del equip, s'ha determinat el volum de material de la mitja canya restant-li al seu volum extern el volum intern. Es considera que el gruix de la paret de la mitja canya és de 5 mm.

$$V_{\text{exten}} = \Pi \cdot \left(\frac{D_r + t}{4}\right)^2 \cdot L \quad (\text{Eq 11.1.42})$$

$$V_{\text{exten}} = \Pi \cdot \left(\frac{0,1 \text{ m} + 0,005 \text{ m}}{4}\right)^2 \cdot 63,7 \text{ m} = 0,138 \text{ m}^3$$

11. Manual de càlculs

$$V_{intern} = \Pi \cdot \left(\frac{D_r}{4}\right)^2 \cdot L \quad (\text{Eq 11.1.43})$$

$$V_{intern} = \Pi \cdot \left(\frac{0,1 \text{ m}}{4}\right)^2 \cdot 63,7 \text{ m} = 0,125 \text{ m}^3$$

Per tant, el volum d'acer és igual a $0,013 \text{ m}^3$, que representaran un pes de 101 kg.

De la mateixa forma es calcula el volum i el pes del aïllant. A la taula 11.1.15 es resumeixen les dades del càlcul del pes del equip.

Taula 11.1.15.- Dades del càlcul del pes dels tancs de foscè.

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} (\text{m}^3)$	0,11
$V_{\text{material fons cònic}} (\text{m}^3)$	0,037
$V_{\text{material}} (\text{m}^3)$	0,147
$\rho_{\text{AISI316L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
$V_{\text{material refrigeració}} (\text{m}^3)$	0,013
$\rho_{\text{AISI304L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
$V_{\text{material aïllant}} (\text{m}^3)$	1,62
$\rho_{\text{aïllant}} (\text{kg/m}^3)$	40
Pes equip (kg)	1325
Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} (\text{kg/m}^3)$	1000
Pes aigua (kg)	13345
Pes equip (kg)	14670
Pes amb fluid operació	
$\rho_{\text{foscè}} (\text{kg/m}^3)$	1364
Pes foscè (kg)	17892
$\rho_{\text{CR}} (\text{kg/m}^3)$	853
Pes CR (kg)	11
Pes equip (kg)	19227

11. Manual de càlculs

Venteig d'emergència

El venteig dels tancs de foscà es realitza amb les formules per tancs a pressió. Les dades del cabal de venteig es mostren a la taula 11.1.16.

Taula 11.1.16.- Dades del venteig d'emergència dels tancs de foscà.

F	1
M (kg/kmol)	98,92
L (kJ/kg)	246,8
A (m ²)	31,4
Q (kJ/h)	2359714
Cabal venteig (m ³ /h)	9561
Cabal venteig (m ³ /h)	1206

11.1.5. Tancs de HCl (T-105A a T-105C)

L'emmagatzematge de HCl és realitza com a àcid clorhídric, barrejant el HCl anhidre amb aigua, mitjançant la difusió del gas dins d'un tanc ple d'aigua.

Dimensionament i disseny mecànic

Emmagatzematge es realitza a temperatura ambient i pressió atmosfèrica.

S'ha decidit treballar amb 3 tancs verticals amb cos cilíndric i fons toricsfèrics.

S'ha decidit que els tancs tinguin capacitat per emmagatzemar l'HCl que es genera durant 7 dies d'operació. Cada dia es generen 362 kmols de HCl, el que equival a 13196 kg/dia. Considerant que es barrejarà el clorur d'hidrogen anhidre amb aigua al 36% en pes, es generaran 23,5 m³/dia d'àcid clorhídric.

Considerant camions cisterna amb capacitat de 30 m³, serà necessari que arribin a la planta 6 camions cada setmana per emportar-se l'HCl generat.

11. Manual de càlculs

Degut a l'àcid clorhídric és molt corrosiu, els tancs es construïran amb acer al carboni AISI 515 Gr 70 vitrificat en el seu interior. El disseny mecànic, però, s'ha realitzat com si el tanc fos només d'acer al carboni, sense tenir en compte la capa de vitrificat, per falta d'informació sobre el disseny mecànic d'aquest tipus de tancs.

A la taula 11.1.17 es mostren les dades bàsiques del disseny dels tancs.

Taula 11.1.17.- Dades del dimensionament i el disseny mecànic del tancs de HCl.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	4
L (m)	6
$V_{\text{cilindre}} \text{ (m}^3\text{)}$	75,4
r (m)	2,69
$L_{\text{radi}} \text{ (m)}$	4,3
$V_{\text{fons toriesfèric}} \text{ (m}^3\text{)}$	10,35
$V_{\text{total 1 tanc}} \text{ (m}^3\text{)}$	85,75
% Volum ocupat	63,8%
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	25
Temperatura Disseny (°C)	50
Pressió Operació (bar)	1,38
Pressió Disseny (bar)	2
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
S (psi)	17500
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	3,9
$t_{\text{tol fab}}$ (mm)	0,39
t_{real} (mm)	6
Pa (bar)	2,32
Disseny per Pressió Interna del Fons Toriesfèric	
M	1,75
t (mm)	7,34
$t_{\text{tol fab}}$ (mm)	0,73
t_{real} (mm)	10
Pa (bar)	2,23

11. Manual de càlculs

Pes del equip

Per el càlcul del pes del equip s'ha comptabilitzat el pes del acer de construcció del tanc. A la taula 11.1.18 es presenta un recull de les dades utilitzades juntament amb els resultats obtinguts.

Taula 11.1.18.- Dades bàsiques del càlcul del pes de l'equip.

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} (\text{m}^3)$	0,38
$V_{\text{material fons toriesfèrics}} (\text{m}^3)$	0,078
$V_{\text{material}} (\text{m}^3)$	0,455
$\rho_{\text{acer}} (\text{kg/m}^3)$	7900
Pes equip (kg)	3574
Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} (\text{kg/m}^3)$	1000
Pes aigua (kg)	54738
Pes equip (kg)	58312
Pes amb fluid operació	
$\rho_{\text{fluid}} (\text{kg/m}^3)$	1184
Pes fluid (kg)	64810
Pes equip (kg)	68384

Venteig

Com els tancs es troben a pressió atmosfèrica el cabal de venteig es pot calcular segons l'equació 11.1.9.

Taula 11.1.19.- Dades bàsiques del càlcul del cabal de venteig de l'equip.

F	1
M (kg/kmol)	31,06
L (kJ/kg)	837,1
A (m^2)	75,4
Q (kJ/h)	5051335
Cabal venteig (m^3/h)	4844
Cabal venteig (m^3/h)	1,35

11. Manual de càlculs

Càlcul de la cubeta de retenció

Per els tancs d'àcid clorhídric s'ha dimensionat una cubeta amb capacitat per encabir 6 tancs d'emmagatzematge, per tant, amb la capacitat suficient per a poder doblar la producció.

Els tancs estaran col·locats en dues columnes de 3, amb separació entre ells de 1m al igual que entre els tancs i les parets de la cubeta.

A la taula 11.1.20 es troben les dades del dimensionament de la cubeta.

Taula 11.1.20.- Dades del dimensionament de la cubeta de retenció.

X (m)	16
Z (m)	11
Àrea (m ²)	176
V _{necessari} (m ³)	96,9
Y _{min} (m)	0,48
Y _{real} (m)	0,6
V _{cubeta} (m ³)	105,6

11. Manual de càlculs

11.1.6. Tancs de MCC i Cloroform (T-301A i T-301B)

Aquests tancs s'utilitzaran com a tanc pulmó abans de l'entrada dels reactors de de formació de MIC (R-401A a R-401C), però, alhora estan pensats per en cas de parada temporal de la producció, poder emmagatzemar certa quantitat de MCC i cloroform. Alhora, aquest tancs seran d'utilitat per a l'arrancada de la planta, considerant que els reactors posteriors necessitaran 21 hores fins arribar a l'estat estacionari.

Aquests tanc es trobaran a la temperatura de sortida de la torre de destil·lació anterior a ells (TD-301), és a dir, a 60 °C i a pressió atmosfèrica. En aquestes condicions tant el MCC com el cloroform són líquids.

Dimensionament i disseny mecànic

S'ha decidit construir dos tancs de cos cilíndric i ambdós fons toriesfèrics. Els tancs seran d'acer inoxidable AISI 304L.

La capacitat conjunta dels 2 tancs correspon al cabal que entra als reactors durant 10 hores d'operació, és a dir, 92 m³.

El dimensionament i el disseny mecànic es realitzen igual que el de la resta de tancs amb el mateix tipus d'estructura. A la taula 11.1.21 es mostra un resum de les dades calculades.

Taula 11.1.21.- Dades del dimensionament i disseny mecànic dels equips.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	3,5
L (m)	5
V _{cilindre} (m ³)	48,1
r (m)	0,225
L _{radi} (m)	3,6
V _{fons toriesfèric} (m ³)	6,94
V _{total 1 tanc} (m ³)	55,04
% Volum ocupat	83,6

11. Manual de càlculs

Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	60
Temperatura Disseny (°C)	90
Pressió Operació (bar)	1,6
Pressió Disseny (bar)	2,5
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	4,76
t _{tol fab} (mm)	0,48
t _{real} (mm)	7
Pa (bar)	2,86
Disseny per Pressió Interna del Fons Toriesfèric	
M	1,75
t (mm)	8,56
t _{tol fab} (mm)	0,86
t _{real} (mm)	11
Pa (bar)	2,65

Aïllament

Degut a l'elevada temperatura del fluid emmagatzemat, s'ha decidit aïllar els tancs tèrmicament amb una capa de llana de roca. Les formules utilitzades pel càlcul del gruix d'aïllant han estat les mateixes que en el cas dels tancs de fosc, però en aquest cas s'ha prioritzat que la temperatura de la paret de la capa d'aïllant no suposés un perill per a la seguretat de les persones que treballen al voltant, és a dir, que aquesta sigui inferior a 30°C.

A la taula 11.1.22 es resumeixen les dades del càlcul del aïllant i es mostra el gruix utilitzat i la temperatura de la paret del aïllant.

11. Manual de càlculs

Taula 11.1.22.- Dades del càlcul del aïllament.

Dades Generals	
$T_{\text{fluid}} (^{\circ}\text{C})$	60
$T_{\text{ext}} (^{\circ}\text{C})$	27
$\lambda_{\text{acer}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	15
$\lambda_{\text{aïllant}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	0,04
$h_{\text{ext}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	30
$r_1 (\text{m})$	1,75
$r_2 (\text{m})$	1,761
$t_{\text{aïllant}} (\text{mm})$	50
$r_3 (\text{m})$	1,811
$P (\text{W})$	1442
$T_{\text{paret aïllant}} (^{\circ}\text{C})$	27,8

Pes del equip

En aquest cas el pes del equip inclou el tanc en sí juntament amb el pes del aïllant. La densitat del fluid a emmagatzemar és el de la mescla de MCC i cloroform.

Taula 11.1.23.- Dades generals del pes del equip.

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} (\text{m}^3)$	0,19
$V_{\text{material fons toriesfèrics}} (\text{m}^3)$	0,066
$V_{\text{material}} (\text{m}^3)$	0,258
$\rho_{\text{AISI316L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
$V_{\text{material aïllant}} (\text{m}^3)$	2,81
$\rho_{\text{aïllant}} (\text{kg/m}^3)$	40
Pes equip (kg)	2152
Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} (\text{kg/m}^3)$	1000
Pes aigua (kg)	46000
Pes equip (kg)	48152
Pes amb fluid operació	
$\rho_{\text{fluid}} (\text{kg/m}^3)$	1384
Pes fluid (kg)	63664
Pes equip (kg)	65816

11. Manual de càlculs

Venteig d'emergència

El venteig s'ha dissenyat amb les fórmules per a tancs a pressió atmosfèrica segons la normativa MIE APQ-1.

Taula 11.1.24.- Dades generals del venteig del equip.

F	1
M (kg/kmol)	117,9
L (kJ/kg)	249
A (m ²)	55
Q (kJ/h)	3733795
Cabal venteig (m ³ /h)	6041
Cabal venteig (m ³ /s)	1,68

Càlcul de la cubeta de retenció

S'ha dimensionat una cubeta amb capacitat per encabir 4 tancs d'emmagatzematge, capacitat suficient per a poder ampliar la producció al doble.

Els tancs estaran col·locats formant un quadrat de dues files per dues columnes, amb separació entre els tancs de 1m al igual que entre els tancs i les parets de la cubeta.

A la taula 11.1.25 es troben les dades del dimensionament de la cubeta.

Taula 11.1.25.- Dades del dimensionament de la cubeta de retenció.

X (m)	10
Z (m)	10
Àrea (m ²)	100
V _{necessari} (m ³)	46
Y _{min} (m)	0,46
Y _{real} (m)	0,6
V _{cubeta} (m ³)	60

11. Manual de càlculs

11.1.7. Tancs de MIC (T-501A i T-501B)

L'emmagatzematge de MIC és un dels punts clau del disseny de la planta, degut a la seva perillositat e historial. L'emmagatzematge es realitzarà en estat líquid a pressió de 2 bar i amb refrigeració, a 0°C. Tant el sistema de pressurització com el de refrigeració estan dissenyats per poder mantenir el MIC en estat líquids de forma independent entre ells, és a dir, si un dels dos sistemes falla, el MI continuarà estant en estat líquid.

Els tancs de MIC no estan pensats per ús habitual, sinó per a parades d'emergència i s'han dissenyat basant-se en el cabal de sortida de la columna de destil·lació TD-402. Els tancs tindran la capacitat per emmagatzemar el cabal que surt durant dos dies de la columna abans citada, és a dir, 24,96 m³.

Els tancs de MIC són tancs soterrats, col·locats en posició horitzontal, de cos cilíndric i capçals torisfèrics. El material de construcció dels tancs és AISI 316L.

Ja que els tancs es troben soterrats, els tancs estaran sotmesos a una pressió externa degut al pes de la sorra. Aquesta pressió s'ha determinat a partir de l'alçada de la capa de sorra i la seva densitat. Seguint la normativa UNE109502 IN els tancs soterrats estan envoltants per una cubeta de ciment i tenen una capa de sorra sobre el tanc de 0,5m per tancs de capacitat superior a 20.000L. La densitat de la qual s'ha establert igual a 1690 kg/m³. Per sobre de la capa de sorra també hi ha una capa d'asfalt, no obstant, aquesta es troba sustentada per les parets de la cubeta i, per tant, no exerceix pressió sobre el tanc. S'ha obtingut que la pressió que exerceix aquesta sorra es de 0,08 bars. La normativa marca que com a màxim la pressió pot ser de 0,35 bars, per tant, com a pressió de disseny externa, s'ha fixat una pressió de 1,35 bar.

El gruix de les parets dels tancs per pressió interna es calcula igual que a la resta de tancs. A la taula 11.1.26 es troben les dades del dimensionament i el càlcul del gruix necessari per pressió interna.

11. Manual de càlculs

Taula 11.1.26.- Dades generals del pes del equip.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	2,5
L (m)	4
V _{cilindre} (m ³)	19,63
r (m)	0,1625
L _{radi} (m)	2,6
V _{fons toriesfèric} (m ³)	1,26
V _{total 1 tanc} (m ³)	22,16
% Volum ocupat	56%
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	0
Temperatura Disseny (°C)	50
Pressió Operació (bar)	2
Pressió Disseny (bar)	3
P externa (bar)	1,35
Dades Generals del Disseny Mecànic	
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	4,08
t _{tol fab} (mm)	0,4
t _{real} (mm)	6
Pa (bar)	3,3
Disseny per Pressió Interna del Fons Toriesfèric	
M	1,75
t (mm)	7,42
t _{tol fab} (mm)	0,74
t _{real} (mm)	10
Pa (bar)	3,23

Posteriorment s'ha calculat el valor del gruix necessari segons la pressió externa. A partir de l'equació 11.1.44, es calcula el gruix necessari per les parets del cos dels tancs.

$$P_a = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot \left(\frac{D_0}{t}\right)} \quad (\text{Eq 11.1.44})$$

On:

11. Manual de càlculs

D_0 és el valor del diàmetre extern del cilindre [mm].

B és un valor gràfic depenent del material.

D_0 es calcula com al valor del diàmetre intern més dues vegades l'espessor de les parets. Per trobar el valor de B primer cal trobar el valor de un paràmetre A, també gràficament, que depèn de la relació L/D_0 i D_0/t . Per tant cal suposar un valor de t. En primera instància s'ha suposat el valor del gruix igual al obtingut amb la pressió de disseny interna, és a dir 6 mm, restant-li el valor del espessor de corrosió i la tolerància de fabricació. Amb la figura 11.1.4 es troba el valor de A i posteriorment es busca B a la figura 11.1.5. Un cop conegut B es calcula la pressió que admet el cos amb l'equació 11.1.44 i si aquesta és superior a la de disseny externa, es considera que el gruix de les parets és suficient, si, per contra, no supera la pressió de disseny externa, s'ha de suposar un espessor major.

11. Manual de càlculs

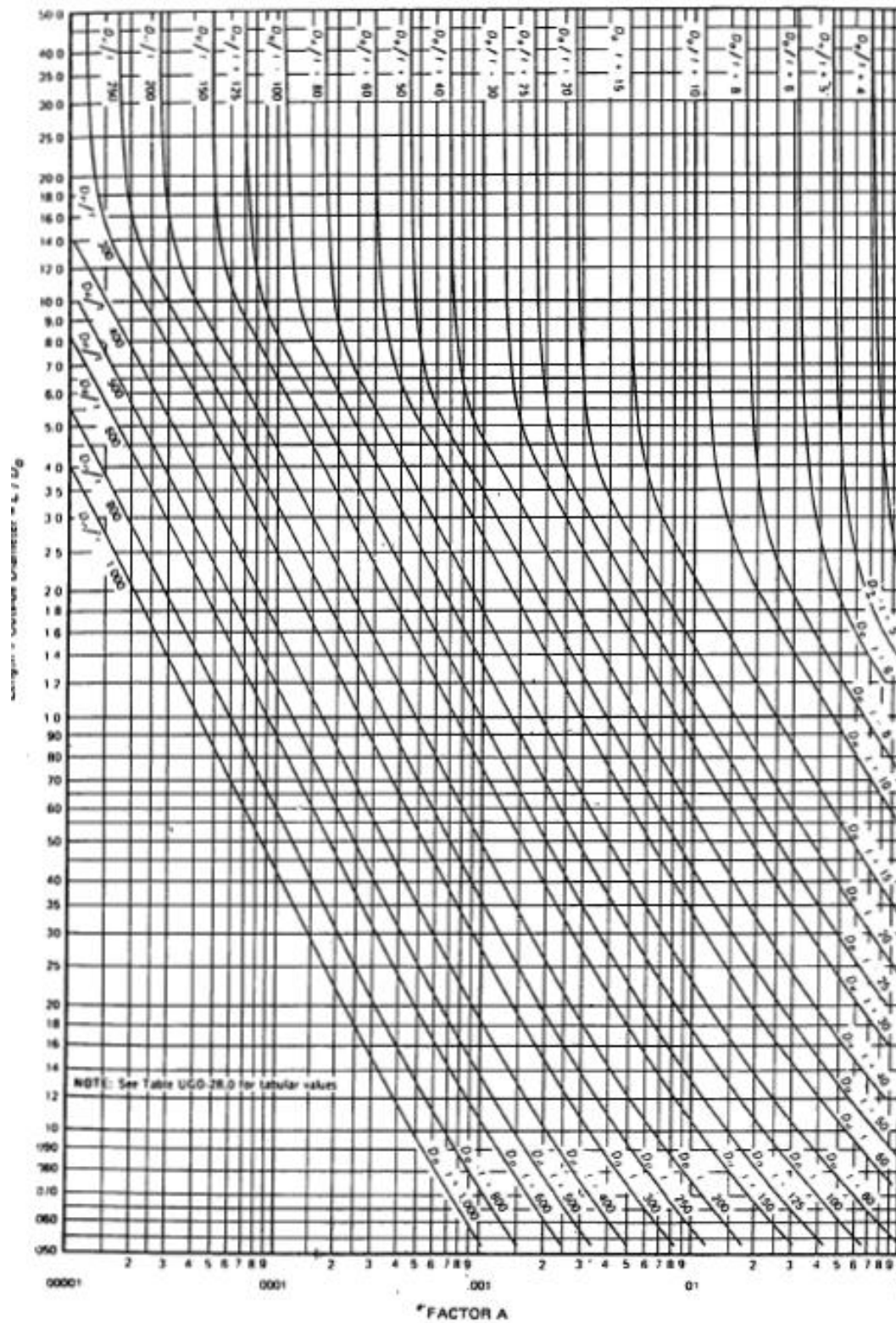


Figura 11.1.4.- Gràfic del codi ASME per la determinació del factor A.

11. Manual de càlculs

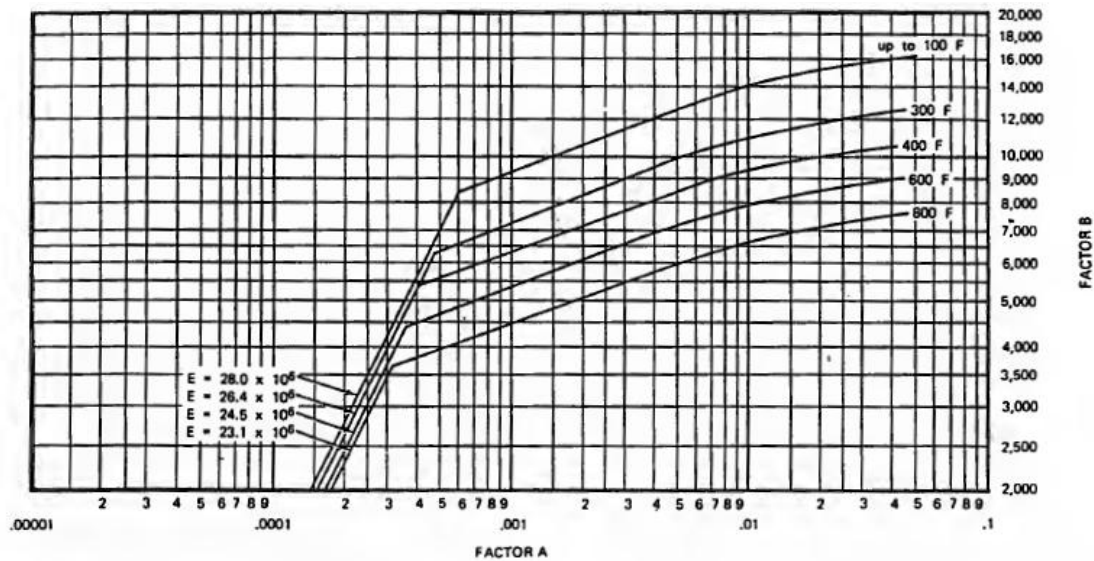


Figura 11.1.5.- Gràfic del codi ASME per la determinació del factor B per l'AISI 316L.

Per un espessor de 6 mm, un cop restat 1 mm d'espessor de corrosió i el 10% de la tolerància de fabricació, s'obté un L/D_0 igual a 1,75 i un D_0/t de 552, a partir d'aquests, el paràmetre A és igual a 0,00006. Conegut A, es troba el paràmetre B fora de rang. Per tant s'ha d'augmentar l'espessor de les parets. Amb un espessor de 14 mm, s'obté una A igual a 0,00028 i un paràmetre B igual a 3600.

$$P_a = \frac{4 \cdot 3600}{3 \cdot (214)} = 22,5 \text{ psi} = 1,55 \text{ bar}$$

La pressió admissible obtinguda és major que la de disseny, per tant, l'espessor és suficient per aguantar la pressió externa.

A continuació es calcula el gruix per als fons toriesfèrics. El càlcul es realitza de forma molt similar que pel cos. En aquest cas s'utilitza l'equació 11.1.45 i el paràmetre A no es determina mitjançant la gràfica, sinó que es calcula directament mitjançant l'equació 11.1.46.

$$P_a = \frac{B}{\left(\frac{R}{t}\right)} \quad (\text{Eq 11.1.45})$$

On:

R és el radi interior L més l'espessor del capçal [mm].

11. Manual de càlculs

$$A = \frac{0,125}{\left(\frac{D_0}{t}\right)} \quad (\text{Eq 11.1.46})$$

On:

D_0 és igual a R [mm].

Com a primera suposició s'agafa el gruix de calculat per a suportar la pressió interna, és a dir, 10 mm. Al igual que en el cas del cos del equip, a aquest espessor se l'hi ha de restar el espessor de corrosió i la tolerància de fabricació. Finalment queda un espessor de 8,18 mm.

$$A = \frac{0,125}{\left(\frac{2616 \text{ mm}}{8,18 \text{ mm}}\right)} = 0,00039$$

Amb aquest valor de A i amb una temperatura de disseny de 50 °C, el paràmetre B obtingut és de 5500.

$$P_a = \frac{5500}{\left(\frac{2616 \text{ mm}}{8,18 \text{ mm}}\right)} = 17,19 \text{ psi} = 1,18 \text{ bar}$$

Com la pressió admissible és inferior a la de disseny, s'ha d'augmentar el gruix.

Per un gruix de 11 mm, A igual a 0,000434 i P_a igual a 1,44 bars.

Per estandarditzar l'equip, s'ha decidit treballar amb un espessor tant del cos com dels capçals igual a 14 mm.

Refrigeració

El sistema de refrigeració del tanc s'ha dissenyat de la mateixa forma que per els tancs de fosc. No obstant, en aquest cas, s'ha de considerar que els tancs es troben soterrats o que, per tant, no estan en contacte directe amb l'aire exterior. La capa de sorra i asfalt sobre els tancs, els aïllen tèrmicament, per tant, els tancs no necessitaran d'una capa d'aïllant.

11. Manual de càlculs

A la taula 11.1.27 es troben les dades de per la resolució de les equació 11.1.47, 11.1.48 i 11.1.49, les quals representen el intercanvi de calor amb l'exterior i l'energia necessari per refredar el fluid que entra als tancs.

$$Q_1 = \frac{T_{ext} - T_{fluid}}{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_{acer} \cdot L} \cdot \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_{sorra} \cdot L} \cdot \ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right) + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \lambda_{asfalt} \cdot L} \cdot \ln\left(\frac{r_4}{r_3}\right) + \frac{1}{h_{ext} \cdot S_{ext} \cdot L}} \quad (\text{Eq 11.1.47})$$

$$Q_2 = F \cdot Cp_{mitja} (T_{entrada} - T_{fluid}) \quad (\text{Eq 11.1.48})$$

$$Q = Q_1 + Q_2 \quad (\text{Eq 11.1.49})$$

On:

Q_1 és la calor que s'intercanvia amb l'exterior [W].

Q_2 és l'energia necessària per refredar el fluid d'entrada [W].

Q és l'energia total necessària de refrigeració [W]

r_1 és el radi intern del tanc [m].

r_2 és el radi extern del tanc [m].

r_3 és el radi del tanc més la capa de sorra [m].

r_4 és el radi del tanc més la capa de sorra i d'asfalt [m].

h_{ext} és el coeficient de convecció tèrmica del aire [W/m °C].

S_{ext} és la secció externa del tanc, igual a $2 \cdot \pi \cdot r_4$ [m²].

λ_{acer} és el coeficient de conductivitat tèrmica de l'acer [W/m °C].

λ_{sorra} és el coeficient de conductivitat tèrmica de la sorra [W/m °C].

λ_{asfalt} és el coeficient de conductivitat tèrmica de l'asfalt [W/m °C].

T_{ext} és la temperatura exterior del aire [°C].

T_{fluid} és la temperatura del fluid dins del tanc [°C].

$T_{entrada}$ és la temperatura a la que el MIC entra al tanc [°C].

11. Manual de càlculs

$C_{p_{mitja}}$ és la mitjana logarítmica entre a C_p del fluid a la $T_{entrada}$ i T_{fluid} . [kJ/kmol °C].

F és el cabal de MIC que entra al tanc [kmol/s]

Taula 11.1.27.- Dades del disseny del sistema de refrigeració.

T_{ext} (°C)	30
$T_{entrada}$ (°C)	38,81
T_{fluid} (°C)	0
$C_{p_{mitja}}$ (kJ/kmol °C)	98
F (kmol/s)	0,002
λ_{acer} (W/m °C)	15
λ_{sorra} (W/m °C)	0,58
λ_{asfalt} (W/m °C)	0,76
h_{ext} (W/m °C)	30
r_1 (m)	1,25
r_2 (m)	1,264
r_3 (m)	1,764
r_4 (m)	1,914
L (m)	4
Q_1 (W)	1077
Q_2 (W)	2014
Q (W)	3091

Al igual que per la refrigeració del tancs de fosc, s'ha decidit utilitzar el fluid refrigerant CR. La refrigeració es durà a terme utilitzant una mitja canya. A la taula 11.1.28 es recullen les dades d'aquest disseny, juntament amb les del cabal necessari de fluid refrigerant.

Taula 11.1.28.- Dades del disseny de la mitja canya.

T_{R1} (°C)	-5
T_{R2} (°C)	-4
T_f (°C)	0
ΔT_{ml} (°C)	4,5
A_{min} (m ²)	2,3
L (m)	4
A (m ²)	20
D_e (m)	0,1
Nº voltes	8
m_{min} (kg/s)	0,00036

11. Manual de càlculs

Pes del equip

A la taula 11.1.29 es troben les dades del pes del tancs d'emmagatzematge de MIC, on es suma tant el cos propi del tanc, com el seu sistema de refrigeració.

Taula 11.1.29.- Dades bàsiques del càlcul del pes del equip.

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} (\text{m}^3)$	0,23
$V_{\text{material fons torisfèric}} (\text{m}^3)$	0,046
$V_{\text{material tanc}} (\text{m}^3)$	0,28
$\rho_{\text{AISI316L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
$V_{\text{material refrigeració}} (\text{m}^3)$	0,013
$\rho_{\text{AISI304L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
Pes equip (kg)	2330
Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} (\text{kg/m}^3)$	1000
Pes aigua (kg)	12493
Pes equip (kg)	14823
Pes amb fluid operació	
$\rho_{\text{MIC}} (\text{kg/m}^3)$	923
Pes MIC (kg)	11519
$\rho_{\text{CR}} (\text{kg/m}^3)$	852
Pes CR (kg)	11
Pes equip (kg)	13860

Venteig d'emergència

El venteig s'ha dissenyat amb les fórmules per a tancs a pressió segons la normativa MIE APQ-1.

Taula 11.1.30.- Dades generals del venteig del equip.

F	1
L (kJ/kg)	518
A (m^2)	31
Q (kJ/h)	2359714
Cabal venteig (kg/h)	4548
Cabal venteig (m^3/h)	2067

11. Manual de càlculs

11.2. Tancs pulmó

Els tancs pulmó s'han dissenyat amb la idea de poder emmagatzemar el fluid necessari per a l'arrencada de les torres de destil·lació i absorció i dels reactors que no poden arrancar en continu. Concretament s'han dissenyat tancs pulmó per: les torres de destil·lació TD-301, TD-302, TD-303, TD-401, TD-402 i TD-501; la torre d'absorció TA-301; i els reactors R-401 i R-501. Pels R-401 el tanc pulmó és T-301 ja que compleix les funcions de tanc pulmó i de tanc d'emmagatzematge d'emergència alhora.

El disseny del tancs s'ha realitzat a partir del codi ASME, de la mateixa forma que pels tancs d'emmagatzematge.

11.2.1. Tanc pulmó de la torre de destil·lació TD-301 (TP-301)

El tanc pulmó TP-301 està dissenyat per a l'arrencada de la torre de destil·lació TD-301. El cabal d'entrada a aquest tanc es troba en fase líquida a 45°C i pressió de 1 bar i prové de la torre d'absorció TA-301. El corrent d'entrada conté MCC, cloroform, fosgè i HCl.

Dimensionament i disseny mecànic

El cabal d'entrada al tanc s'ha comptabilitzat en 9,16m³/h i s'ha estimat que el temps per a l'arrencada de la torre és igual a 5,5 hores, per tant, s'ha fixat el temps de residència del tanc en 5,5 hores. Amb el cabal i el temps de residència s'ha determinat que la capacitat mínima necessària és de 50,38m³.

El tanc està format per un cos cilíndric amb capçals toriesfèrics i el material de construcció escollit ha estat l'AISI 316L.

La taula 11.2.1 mostra les dades del dimensionament i el disseny mecànic del tanc.

Taula 11.2.1.- Dades del dimensionament i disseny mecànic del tanc pulmó TP-301.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	3,5
L (m)	5,5
V _{cilindre} (m ³)	52,9
r (m)	0,219
L _{radi} (m)	3,6
V _{fons toriesfèric} (m ³)	3,47
V _{total 1 tanc} (m ³)	59,85
% Volum ocupat	84

11. Manual de càlculs

Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	45
Temperatura Disseny (°C)	65
Pressió Operació (bar)	1
Pressió Disseny (bar)	2
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
Material	AISI 316L
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	3,8
t _{tol fab} (mm)	0,38
t _{real} (mm)	6
Pa (bar)	2,39
Disseny per Pressió Interna del Fons Toricsfèric	
M	1,75
t (mm)	6,66
t _{tol fab} (mm)	0,67
t _{real} (mm)	9
Pa (bar)	2,18

Venteig

Per casos d'emergència en que sigui necessària l'obertura del venteig del tanc, s'ha connectat aquest al scrubber SC-301 ja que el corrent conté, entre altres foscà.

El cabal de venteig s'ha dissenyat seguint la normativa APQ per a tancs a pressió atmosfèrica. La taula 11.2.2 presenta un recull de les dades utilitzades junt amb el cabal de venteig obtingut.

Taula 11.2.2.- Càlcul del cabal de venteig pel tanc pulmó TP-301.

F	1
M (kg/kmol)	116,5
L (kJ/kg)	261,2
A (m ²)	60,47
Q (kJ/h)	4037314
Cabal venteig (m ³ /h)	6407
Cabal venteig (m ³ /s)	1,78

11. Manual de càlculs

Aïllament

Com a mesura de seguretat envers els operaris de la planta, s'ha decidit instal·lar una capa de llana de roca com a aïllant tèrmic. Els càlculs del sistema d'aïllament es troben explicats al apartat 11.1. A la taula 11.2.3 es mostren les dades del disseny del aïllament per a TP-301.

Taula 11.2.3.- Disseny del aïllament pel tanc pulmó TP-301.

Dades Generals	
T_{int} (°C)	45
T_{ext} (°C)	27
λ_{acer} (W/m °C)	15
$\lambda_{aïllant}$ (W/m °C)	0,04
h_{ext} (W/m °C)	30
r_1 (m)	1,75
r_2 (m)	1,759
$t_{aïllant}$ (mm)	50
r_3 (m)	1,809
P (W)	865
$T_{paret\ tanc}$ (°C)	27,46

Pes del equip

S'ha calculat tant el pes del equip buit com ple d'aigua i ple de fluid d'operació. Per determinar el pes del equip s'ha comptabilitzat tant el pes del material de construcció com el de la capa d'aïllant que envolta l'equip.

A la taula 11.2.4 es troben les dades emprades i el resultats obtinguts per el càlcul del pes de TP-301.

Taula 11.2.4.- Càlcul del pes del tanc pulmó TP-301.

Pes buit	
$V_{material\ cilindre}$ (m ³)	0,18
$V_{material\ fons\ cònic}$ (m ³)	0,054
$V_{material}$ (m ³)	0,235
$\rho_{AISI316L}$ (kg/m ³)	7900
$V_{material\ aïllant}$ (m ³)	3,08
$\rho_{aïllant}$ (kg/m ³)	40
Pes equip (kg)	1982
Pes amb aigua	
ρ_{aigua} (kg/m ³)	1000
Pes aigua (kg)	50380
Pes equip (kg)	52362
Pes amb fluid operació	
ρ_{Mescla} (kg/m ³)	1407
Pes Mescla (kg)	70885
Pes equip (kg)	72866

11. Manual de càlculs

11.2.2. Tanc pulmó de la torre de destil·lació TD-302 (TP-302)

Aquest tanc serveix per a l'arrancada de la torre de destil·lació TD-302. El cabal d'entrada a TP-302 prové del corrent de caps de la torre TD-301 i conté fosc i HCl

Dimensionament i disseny mecànic

Les condicions de treball del tanc són 3°C i pressió de 1 bar. En aquestes condicions al tanc passa un corrent líquid de 0,15m³/h. S'ha fixat el temps de residència del tanc pulmó igual al temps necessari per a l'arrancada de la torre, el qual s'estima de 2,5 hores. El volum mínim necessari del tanc s'ha calculat igual a 0,375m³.

Com a material del tanc s'ha escollit el acer inoxidable AISI 316L. El tanc té cos cilíndric i capçals toriesfèrics. Les dades del disseny amb el càlcul dels gruixos es troben a la taula 11.2.5.

Taula 11.2.5.- Dades del dimensionament i disseny mecànic del tanc pulmó TP-302.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	1
L (m)	1,5
V _{cilindre} (m ³)	1,18
r (m)	0,0625
L _{radi} (m)	1,2
V _{fons toriesfèric} (m ³)	0,08
V _{total 1 tanc} (m ³)	1,34
% Volum ocupat	28
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	3
Temperatura Disseny (°C)	25
Pressió Operació (bar)	1
Pressió Disseny (bar)	2,5
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
Material	AISI 316L
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	1,36
t _{tol fab} (mm)	0,14
t _{real} (mm)	3
Pa (bar)	3,34

11. Manual de càlculs

Disseny per Pressió Interna del Fons Toricsfèric	
M	1,75
t (mm)	2,61
t _{tol fab} (mm)	0,26
t _{real} (mm)	4
Pa (bar)	2,87

S'ha decidit treballar amb un gruix tant del cos com dels capçals igual a 6mm.

Venteig

El venteig de tanc TP-302 es troba connectat al scrubber SC-301 per poder neutralitzar el fòsgè i el clorur d'hidrogen en cas d'emergència.

El cabal de venteig s'ha calculat mitjançant les formules del APQ per a tancs a pressió. Les dades utilitzades i el cabal de venteig calculat es troben a la taula 11.2.6.

Taula 11.2.6.- Càlcul del cabal de venteig pel tanc pulmó TP-302.

F	1
A (m ²)	4,71
Q (kJ/h)	498028
Cabal venteig (kg/h)	594,9
Cabal venteig (m ³ / h)	681,3

Aïllament

Per evitar que el fluid dins del tanc s'escalfi i es torni gas, s'ha aïllat tèrmicament el tanc del exterior mitjançant una capa de llama de roca que cobreix la superfície del tanc.

Pel disseny del sistema d'aïllament s'han utilitzat les equacions explicades al apartat 11.1.1. Les dades del disseny del aïllament emprat es troben a la taula 11.2.7.

Taula 11.2.7.- Disseny del aïllament pel tanc pulmó TP-302.

Dades Generals	
T _{int} (°C)	3
T _{ext} (°C)	27
λ _{acer} (W/m °C)	15
λ _{aïllant} (W/m °C)	0,04
h _{ext} (W/m °C)	30
r ₁ (m)	0,5
r ₂ (m)	0,506
t _{aïllant} (mm)	50
r ₃ (m)	0,556
P (W)	105
T _{paret tanc} (°C)	0,01

11. Manual de càlculs

Pes del equip

La taula 11.2.8 mostra les dades utilitzades pel càlcul del pes el equip buit, ple d'aigua i ple de fluid d'operació. Els càlculs s'han realitzat seguint les equacions 11.1.7 fins l'equació 11.1.17.

Taula 11.2.8.- Càlcul del pes del tanc pulmó TP-302.

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} (\text{m}^3)$	0,014
$V_{\text{material fons torisfèric}} (\text{m}^3)$	0,003
$V_{\text{material}} (\text{m}^3)$	0,017
$\rho_{\text{AISI316L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
$V_{\text{material aïllant}} (\text{m}^3)$	0,25
$\rho_{\text{aïllant}} (\text{kg/m}^3)$	40
Pes equip (kg)	145
Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} (\text{kg/m}^3)$	1000
Pes aigua (kg)	375
Pes equip (kg)	520
Pes amb fluid operació	
$\rho_{\text{Mescla}} (\text{kg/m}^3)$	1369
Pes Mescla (kg)	513
Pes equip (kg)	658

11.2.3. Tanc pulmó de la torre de destil·lació TD-303 (TP-303)

El tanc pulmó TP-303 es troba entre la torre de destil·lació TA-301 i la TD-303 i el seu objectiu és permetre l'arrancada d'aquesta segona columna. A TP-303 entra el cabal que surt per caps de TA-301 que conté una mescla de HCl i cloroform.

Dimensionament i disseny mecànic

El tanc TP-303 treballa a 30 bars i temperatura de 9,5°C. En aquestes condicions, el seu contingut es troba en fase líquida. El cabal d'entrada és de 0,36m³/h i el temps de residència del tanc és de 3 hores, el temps estimat necessari per a l'arrancada de la TD-303.

El tanc està format per un cos cilíndric amb capçals torisfèrics i el seu disseny s'ha realitzat segon la normativa ASME. Les dades del disseny es troben a la taula 11.2.9.

11. Manual de càlculs

Taula 11.2.9.- Dades del dimensionament i disseny mecànic del tanc pulmó TP-303.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	1
L (m)	1,5
$V_{cilindre} (m^3)$	1,18
r (m)	0,0625
$L_{radi} (m)$	1,2
$V_{fons\ toriesfèric} (m^3)$	0,08
$V_{total\ 1\ tanc} (m^3)$	1,34
% Volum ocupat	80
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	9,5
Temperatura Disseny (°C)	30
Pressió Operació (bar)	30
Pressió Disseny (bar)	35
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
Material	AISI 316L
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	19,5
$t_{tol\ fab} (mm)$	1,95
$t_{real} (mm)$	23
Pa (bar)	35,94
Disseny per Pressió Interna del Fons Toriesfèric	
M	1,75
t (mm)	33,4
$t_{tol\ fab} (mm)$	3,34
$t_{real} (mm)$	38
Pa (bar)	35,23

Venteig

Per la presència de foscà dins del tanc, el venteig del equip està connectat al scrubber SC-302.

El cabal de venteig s'ha calculat a partir de la normativa a APQ per a tancs a pressió.

Taula 11.2.10.- Càlcul del cabal de venteig pel tanc pulmó TP-303.

F	1
A (m^2)	4,71
Q (kJ/h)	498028
Cabal venteig (kg/h)	594,9
Cabal venteig (m^3/h)	11,9

Aïllament

11. Manual de càlculs

S'ha aïllat tèrmicament el tanc per evitar que el fluid del seu interior s'escalfi i canviï de fase. El sistema d'aïllament s'ha realitzat amb una capa de llana de roca i el disseny s'ha realitzat de la mateixa forma que per la resta de tancs. Les dades del sistema d'aïllament es troben a la taula 11.2.11.

Taula 11.2.11.- Disseny del aïllament pel tanc pulmó TP-303.

Dades Generals	
T_{int} (°C)	9,5
T_{ext} (°C)	27
λ_{acer} (W/m °C)	15
$\lambda_{aïllant}$ (W/m °C)	0,04
h_{ext} (W/m °C)	30
r_1 (m)	0,5
r_2 (m)	0,538
$t_{aïllant}$ (mm)	30
r_3 (m)	0,568
P (W)	116
$T_{paret\ tanc}$ (°C)	9,56

Pes del equip

S'ha comptabilitzat el pes del equip buit, ple d'aigua i ple de fluid d'operació. Per el càlcul del pes del equip buit, s'ha tingut en consideració tant el pes en material de construcció, com la capa d'aïllament. Les dades utilitzades i el resultats obtinguts es mostren a la taula 11.2.12.

Taula 11.2.12.- Càlcul del pes del tanc pulmó TP-303.

Pes buit	
$V_{material\ cilindre}$ (m ³)	0,055
$V_{fons\ toriesfèric}$ (m ³)	0,019
$V_{material}$ (m ³)	0,074
$\rho_{AlSi316L}$ (kg/m ³)	7900
$V_{material\ aïllant}$ (m ³)	0,156
$\rho_{aïllant}$ (kg/m ³)	40
Pes equip (kg)	591
Pes amb aigua	
ρ_{aigua} (kg/m ³)	1000
Pes aigua (kg)	1080
Pes equip (kg)	1671
Pes amb fluid operació	
ρ_{Mescla} (kg/m ³)	1065
Pes Mescla (kg)	1150
Pes equip (kg)	1741

11. Manual de càlculs

11.2.4. Tanc pulmó de la torre de d'absorció TA-301 (TP-304)

L'objectiu del tanc pulmó TP-304 és permetre l'arrancada de la torre d'absorció TA-301. A aquest tanc pulmó hi arriba el corrent de cloroform que prové del mesclador M-301.

Dimensionament i disseny mecànic

A TP-304 entren $9\text{ m}^3/\text{h}$ de líquid a una temperatura de 5°C i a pressió atmosfèrica. El temps de residència del tanc s'ha fixat en 5 hores, per tant la capacitat mínima del tanc necessària serà igual a 45 m^3 .

El disseny del tanc s'ha fet seguint la normativa ASME amb un cos de tanc cilíndric i capçals toriesfèrics. Les dades del dimensionament i el disseny mecànic del tanc es presenten a la taula 11.2.13.

Taula 11.2.13.- Dades del dimensionament i disseny mecànic del tanc pulmó TP-304.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	3,5
L (m)	5,5
$V_{\text{cilindre}} (\text{m}^3)$	52,9
r (m)	0,219
$L_{\text{radi}} (\text{m})$	3,6
$V_{\text{fons toriesfèric}} (\text{m}^3)$	3,47
$V_{\text{total 1 tanc}} (\text{m}^3)$	59,85
% Volum ocupat	75
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació ($^\circ\text{C}$)	5
Temperatura Disseny ($^\circ\text{C}$)	30
Pressió Operació (bar)	1
Pressió Disseny (bar)	2
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
Material	AISI 304L
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	3,8
$t_{\text{tol fab}} (\text{mm})$	0,38
$t_{\text{real}} (\text{mm})$	6
Pa (bar)	2,39
Disseny per Pressió Interna del Fons Toriesfèric	
M	1,75
t (mm)	6,66
$t_{\text{tol fab}} (\text{mm})$	0,67
$t_{\text{real}} (\text{mm})$	9
Pa (bar)	2,18

11. Manual de càlculs

Venteig

El venteig del tanc està connectat a un filtre de carbó actiu per evitar la emissió de VOCs a l'atmosfera en cas que sigui obrir el venteig.

El cabal de venteig s'ha determinat segons la normativa APQ per a tancs a pressió atmosfèrica. Les dades utilitzades i el cabal de venteig calculat es troben a la taula 11.2.14.

Taula 11.2.14.- Càlcul del cabal de venteig pel tanc pulmó TP-304.

F	1
M (kg/kmol)	119,4
L (kJ/kg)	243,6
A (m ²)	60,5
Q (kJ/h)	4037314
Cabal venteig (m ³ /h)	6785
Cabal venteig (m ³ /s)	1,88

Aïllament

Amb l'objectiu de mantenir la temperatura del fluid dins del tanc, s'ha decidit instal·lar una capa de material aïllant al voltant del tanc. El material utilitzat és llana de roca. Les dades del sistema d'aïllament es troben a la taula 11.2.15.

Taula 11.2.15.- Disseny del aïllament pel tanc pulmó TP-304.

Dades Generals	
T _{int} (°C)	5
T _{ext} (°C)	27
λ _{acer} (W/m °C)	15
λ _{aïllant} (W/m °C)	0,04
h _{ext} (W/m °C)	30
r ₁ (m)	1,75
r ₂ (m)	1,759
t _{aïllant} (mm)	50
r ₃ (m)	1,809
P (W)	1057
T _{paret tanc} (°C)	5,01

Pes del equip

Pel càlcul del pes del equip s'ha determinat la suma de pes del material del tanc amb el del material aïllant. A més s'ha calculat el pes del tanc tant ple d'aigua com de fluid d'operació. Els valors del càlcul del pes del equip es troben a la taula 11.2.16

11. Manual de càlculs

Taula 11.2.16.- Càlcul del pes del tanc pulmó TP-304.

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} (\text{m}^3)$	0,18
$V_{\text{fons toriesfèric}} (\text{m}^3)$	0,054
$V_{\text{material}} (\text{m}^3)$	0,235
$\rho_{\text{AISI316L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
$V_{\text{material aïllant}} (\text{m}^3)$	3,08
$\rho_{\text{aïllant}} (\text{kg/m}^3)$	40
Pes equip (kg)	1982
Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} (\text{kg/m}^3)$	1000
Pes aigua (kg)	45000
Pes equip (kg)	46982
Pes amb fluid operació	
$\rho_{\text{cloroform}} (\text{kg/m}^3)$	1520
Pes cloroform (kg)	68400
Pes equip (kg)	70382

11.2.5. Tancs pulmó de la torre de destil·lació TD-401 (TP-401A i TP-401B)

L'objectiu d'aquests tancs es permetre l'arrancada de la torre de destil·lació TD-401. A aquests tancs hi arriba el corrent de sortida dels reactors R-401 el qual està conformat per una mescla gas-líquid de MCC, cloroform, MIC i HCl.

Dimensionament i disseny mecànic

Al conjunt dels tancs hi arriba un cabal de $9,05 \text{ m}^3/\text{h}$ a temperatura de 85°C i una pressió de 12 bars. El temps estimat necessari per a l'arrancada de la torre és de 4 hores, per tant, s'ha calculat la capacitat mínima necessària del conjunt del dos tancs, igual a $36,2 \text{ m}^3$.

Els tancs tenen cos cilíndric i capçals toriesfèrics, i el seu disseny mecànic s'ha realitzat seguint la normativa ASME.

11. Manual de càlculs

Taula 11.2.17.- Dades del dimensionament i disseny mecànic dels tancs pulmó TP-401.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	2,5
L (m)	4
$V_{cilindre} (m^3)$	19,6
r (m)	0,156
$L_{radi} (m)$	2,5
$V_{fons toriesfèric} (m^3)$	1,26
$V_{total\ 1\ tanc} (m^3)$	22,16
% Volum ocupat	81
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	85
Temperatura Disseny (°C)	110
Pressió Operació (bar)	12
Pressió Disseny (bar)	14
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
Material	AISI 304L
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	19,2
$t_{tol\ fab} (mm)$	1,92
$t_{real} (mm)$	23
Pa (bar)	14,6
Disseny per Pressió Interna del Fons Toriesfèric	
M	1,75
t (mm)	33,3
$t_{tol\ fab} (mm)$	3,33
$t_{real} (mm)$	38
Pa (bar)	14,1

Venteig

Degut a la composició del fluid del equip, del qual destaca la presència de MIC, s'ha decidit que el venteig del equip vagui a parar al scrubber SC-401.

El càlcul del cabal de venteig s'ha realitzat seguint la normativa APQ per a tancs a pressió. Les dades utilitzades i els valors resultants del càlcul es troben a la taula 11.2.18.

11. Manual de càlculs

Taula 11.2.18.- Càlcul del cabal de venteig pels tancs pulmó TP-401.

F	1
A (m ²)	31,4
Q (kJ/h)	2359714
Cabal venteig (kg/h)	2819
Cabal venteig (m ³ /h)	6349

Aïllament

Per motius de seguretat, degut a l'alta temperatura del fluid dins del tanc, aquest s'ha aïllat tèrmicament utilitzant una capa externa de llana de roca. Les dades del sistema d'aïllament es troben a la taula 11.2.19.

Taula 11.2.19.- Disseny del aïllament pels tancs pulmó TP-401.

Dades Generals	
T _{int} (°C)	85
T _{ext} (°C)	27
λ _{acer} (W/m °C)	15
λ _{aïllant} (W/m °C)	0,04
h _{ext} (W/m °C)	30
r ₁ (m)	1,25
r ₂ (m)	1,288
t _{aïllant} (mm)	50
r ₃ (m)	1,338
P (W)	1489
T _{paret tanc} (°C)	28,48

11. Manual de càlculs

Pes del equip

S'ha determinat el pes del equip seguint les equacions 11.1.10 fins a la 11.1.17 explicades al apartat 11.1. Les dades utilitzades i els resultats obtinguts es troben a la taula 11.2.20.

Taula 11.2.20.- Càlcul del pes dels tancs pulmó TP-401.

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} (\text{m}^3)$	0,36
$V_{\text{fons toricsfèric}} (\text{m}^3)$	0,12
$V_{\text{material}} (\text{m}^3)$	0,48
$\rho_{\text{AISI316L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
$V_{\text{material aïllant}} (\text{m}^3)$	1,65
$\rho_{\text{aïllant}} (\text{kg/m}^3)$	40
Pes equip (kg)	3858
Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} (\text{kg/m}^3)$	1000
Pes aigua (kg)	18100
Pes equip (kg)	21958
Pes amb fluid operació	
$\rho_{\text{Mescla}} (\text{kg/m}^3)$	1268
Pes Mescla (kg)	22951
Pes equip (kg)	26809

11.2.6. Tanc pulmó de la torre de destil·lació TD-402 (TP-402)

El tanc pulmó TD-401 té com objectiu permetre l'arracada de la torre de destil·lació TD-402. A aquest arribarà el corrent de sortida per cues de la torre TD-401 que conté MIC, MCC i cloroform.

Dimensionament i disseny mecànic

El tanc tindrà un cabal d'entrada de $9,12 \text{ m}^3/\text{h}$ a una pressió i temperatura de 57°C . A aquestes condicions, tot el cabal serà líquid. S'ha estimat un temps necessari de 6,5 hores per a l'arracada de la torre TD-402 i s'ha fixat aquest com el temps de residència del tanc pulmó.

Les dades del dimensionament i disseny mecànic del tanc es troben a la taula 11.2.21.

11. Manual de càlculs

Taula 11.2.21.- Dades del dimensionament i disseny mecànic del tanc pulmó TP-402.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	4
L (m)	5,5
V _{cilindre} (m ³)	69,1
r (m)	0,25
L _{radi} (m)	4
V _{fons toriesfèric} (m ³)	5,18
V _{total 1 tanc} (m ³)	79,5
% Volum ocupat	75
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	57
Temperatura Disseny (°C)	75
Pressió Operació (bar)	1
Pressió Disseny (bar)	2
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
Material	AISI 316L
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	4,35
t _{tol fab} (mm)	0,44
t _{real} (mm)	6
Pa (bar)	2,1
Disseny per Pressió Interna del Fons Toriesfèric	
M	1,75
t (mm)	7,6
t _{tol fab} (mm)	0,76
t _{real} (mm)	10
Pa (bar)	2,15

Venteig

Degut a la presència de MIC al interior del tanc pulmó, el seu venteig es troba connectat al scrubber SC-401, per poder neutralitzar el MIC en cas d'emergència.

El cabal de venteig s'ha determinat a partir de les equacions de la normativa APQ per a tancs a pressió atmosfèrica.

11. Manual de càlculs

Taula 11.2.22.- Càlcul del cabal de venteig pel tanc pulmó TP-402.

F	1
M (kg/kmol)	31,06
L (kJ/kg)	837,1
A (m ²)	69,1
Q (kJ/h)	4504493
Cabal venteig (m ³ /h)	4320
Cabal venteig (m ³ /s)	1,20

Aïllament

Degut a l'elevada temperatura al interior del tanc, s'ha instal·lat una capa de llana de roca externa com a aïllant tèrmic.

Les dades del càlcul del aïllant es troben a la taula 11.2.23.

Taula 11.2.23.- Disseny del aïllament pel tanc pulmó TP-402.

Dades Generals	
T _{int} (°C)	57
T _{ext} (°C)	27
λ _{acer} (W/m °C)	15
λ _{aïllant} (W/m °C)	0,04
h _{ext} (W/m °C)	30
r ₁ (m)	2
r ₂ (m)	2,01
t _{aïllant} (mm)	50
r ₃ (m)	2,06
P (W)	1644
T _{paret tanc} (°C)	27,77

Pes del equip

S'ha calculat tant el pes del equip buit com ple d'aigua i ple de fluid d'operació. Per determinar el pes del equip s'ha comptabilitzat tant el pes del material de construcció com el de la capa d'aïllant que envolta l'equip.

A la taula 11.2.24 es troben les dades emprades i el resultats obtinguts per el càlcul del pes de TP-402.

11. Manual de càlculs

Taula 11.2.24.- Càlcul del pes del tanc pulmó TP-402.

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} (\text{m}^3)$	0,21
$V_{\text{fons toriesfèric}} (\text{m}^3)$	0,078
$V_{\text{material}} (\text{m}^3)$	0,285
$\rho_{\text{AISI316L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
$V_{\text{material aïllant}} (\text{m}^3)$	3,5
$\rho_{\text{aïllant}} (\text{kg/m}^3)$	40
Pes equip (kg)	2395
Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} (\text{kg/m}^3)$	1000
Pes aigua (kg)	59280
Pes equip (kg)	61675
Pes amb fluid operació	
$\rho_{\text{Mescla}} (\text{kg/m}^3)$	1361
Pes Mescla (kg)	80680
Pes equip (kg)	83075

11.2.7. Tanc pulmó de la torre de destil·lació TD-501 (TP-501)

El tanc pulmó TP-501 es construeix amb l'objectiu de permetre l'arrancada de la torre de destil·lació TD-501. A aquest tanc pulmó hi arriba el corrent de sortida dels reactors R-501, el qual conté MIC, carbaril, AN i toluè.

Dimensionament i disseny mecànic

Al tanc TP-501 hi entra un cabal de $7,66 \text{ m}^3/\text{h}$ a una pressió de 1 bar i temperatura de 75°C , aquestes seran les condicions d'operació del tanc. A aquestes condicions el fluid d'entrada es troba en fase líquida. Donades les característiques de la torre de destil·lació TD-501, s'ha estimat que el temps necessari per a la seva arrancada és de 4 hores, per tant, la capacitat necessària del tanc pulmó serà igual a $30,6 \text{ m}^3$.

El disseny mecànic del tanc s'ha realitzat seguint el codi ASME. Les dades del dimensionament i el disseny mecànic es troben a la taula 11.2.25.

11. Manual de càlculs

Taula 11.2.25.- Dades del dimensionament i disseny mecànic del tanc pulmó TP-501.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	3
L (m)	4,5
$V_{cilindre} (m^3)$	4,4
r (m)	0,188
$L_{radi} (m)$	3
$V_{fons toriesfèric} (m^3)$	2,18
$V_{total\ 1\ tanc} (m^3)$	36,18
% Volum ocupat	84,7
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	75
Temperatura Disseny (°C)	100
Pressió Operació (bar)	1
Pressió Disseny (bar)	2
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
Material	AISI 316L
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	3,26
$t_{tol\ fab} (mm)$	0,33
$t_{real} (mm)$	5
Pa (bar)	2,23
Disseny per Pressió Interna del Fons Toriesfèric	
M	1,75
t (mm)	5,7
$t_{tol\ fab} (mm)$	0,57
$t_{real} (mm)$	8
Pa (bar)	2,23

S'ha decidit un gruix per la construcció del cos igual a 6mm.

11. Manual de càlculs

Venteig

Per la presència de MIC dins del tanc pulmó, el venteig estarà connectat al scrubber SC-401.

Les dades del cabal de venteig es troben a la taula 11.2.26.

Taula 11.2.26.- Càlcul del cabal de venteig pel tanc pulmó TP-501.

F	1
M (kg/kmol)	106,5
L (kJ/kg)	716,2
A (m ²)	42,41
Q (kJ/h)	3018096
Cabal venteig (m ³ /h)	1827
Cabal venteig (m ³ /s)	0,51

Aïllament

Com a mesura de seguretat envers els operaris de la planta, s'ha decidit instal·lar una capa de llana de roca com a aïllant tèrmic. Els càlculs del sistema d'aïllament es troben explicats al apartat 11.1. A la taula 11.2.3 es mostren les dades del disseny del aïllament per a TP-301.

Taula 11.2.27.- Disseny del aïllament pel tanc pulmó TP-501.

Dades Generals	
T _{int} (°C)	75
T _{ext} (°C)	27
λ _{acer} (W/m °C)	15
λ _{aïllant} (W/m °C)	0,04
h _{ext} (W/m °C)	30
r ₁ (m)	1,5
r ₂ (m)	1,508
t _{aïllant} (mm)	50
r ₃ (m)	1,558
P (W)	1621
T _{paret tanc} (°C)	28,23

Pes del equip

11. Manual de càlculs

S'ha comptabilitzat el pes del equip buit, ple d'aigua i ple de fluid d'operació. Per el càlcul del pes del equip buit, s'ha tingut en consideració tant el pes en material de construcció, com la capa d'aïllament. Les dades utilitzades i el resultats obtinguts es mostren a la taula 11.2.28.

Taula 11.2.28.- Càlcul del pes del tanc pulmó TP-501.

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} (\text{m}^3)$	0,13
$V_{\text{fons toriesfèric}} (\text{m}^3)$	0,035
$V_{\text{material}} (\text{m}^3)$	0,16
$\rho_{\text{AISI316L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
$V_{\text{material aïllant}} (\text{m}^3)$	2,17
$\rho_{\text{aïllant}} (\text{kg/m}^3)$	40
Pes equip (kg)	1370
Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} (\text{kg/m}^3)$	1000
Pes aigua (kg)	30640
Pes equip (kg)	32010
Pes amb fluid operació	
$\rho_{\text{Mescla}} (\text{kg/m}^3)$	858,7
Pes Mescla (kg)	26311
Pes equip (kg)	27680

11.3. Tancs de mescla sòlid-líquid

Els tancs de mescla han estat dissenyats com a tancs d'emmagatzematge amb un sistema d'agitació. Per tant, tot el dimensionament, disseny mecànic, càlcul del pes del equip i de aïllament, quan és necessari, s'ha realitzat amb les equacions plantejades al apartat 11.1.

11.3.1. Tanc de mescla de Cloroform (M-301)

Al tanc de mescla M-301 hi arriba el cloroform que es recirculat de les torres TD-303 i TD-402. Aquestes recirculacions, a més de contenir cloroform, portaran una petita quantitat de MCC, el qual no afecta ja que en el corrent del absorbidor TA-301 també es treballa amb MCC. A més, donat les pèrdues que es produiran al circuit tancat de cloroform, periòdicament, hi haurà entrada de cloroform que prové dels tancs d'emmagatzematge T-102, per compensar aquestes pèrdues. En conjunt s'ha considerat que en aquest mesclador arribaran $8,73 \text{ m}^3$ per hora e cloroform. Ja que els corrents són líquids i la seva composició no ha de ser exacte, s'ha fixat un temps de residència curt, de 24 minuts. Amb aquest temps de residència, s'ha calculat que la mida del mesclador, sense tenir en compte el sobredimensionament, ha de ser de $3,5 \text{ m}^3$.

Ja que el corrent més gran dels dos que es recirculen es troba a 60°C , en estat estacionari, es considera que el mesclador treballarà a uns 60°C .

11. Manual de càlculs

Dimensionament i disseny mecànic

Com ja s'ha esmentat, el disseny mecànic del equip és igual al realitzat per a tancs d'emmagatzematge, per tant, es presentaran les dades utilitzades directament en format de taula.

Taula 11.3.1.- Dades del disseny mecànic del mesclador M-301.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	1,5
L (m)	2,5
$V_{cilindre} (m^3)$	4,4
r (m)	0,1
$L_{radi} (m)$	1,6
$V_{fons toriesfèric} (m^3)$	0,27
$V_{total\ 1\ tanc} (m^3)$	4,96
% Volum ocupat	70
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	60
Temperatura Disseny (°C)	80
Pressió Operació (bar)	1
Pressió Disseny (bar)	2
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
Material	AISI 304L
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	1,63
$t_{tol\ fab} (mm)$	0,163
$t_{real} (mm)$	3
Pa (bar)	2,2
Disseny per Pressió Interna del Fons Toriesfèric	
M	1,75
t (mm)	2,04
$t_{tol\ fab} (mm)$	0,2
$t_{real} (mm)$	5
Pa (bar)	2,39

S'ha decidit un gruix per la construcció dels capçals i del cos igual a 6mm, considerant que aquest és el gruix mínim per construir un equip d'aquestes característiques.

11. Manual de càlculs

Venteig

El càlcul del cabal de venteig s'ha realitzar de la mateixa forma que per els tancs d'emmagatzematge. En aquest cas, al ser un mesclador que treballa a pressió atmosfèrica, s'ha utilitzat les equacions de la normativa APQ per a tancs atmosfèrics.

Taula 11.3.2.- Càlcul del cabal de venteig pel mesclador M-301.

F	1
M (kg/kmol)	119,4
L (kJ/kg)	243,6
A (m ²)	11,8
Q (kJ/h)	105759
Cabal venteig (m ³ /h)	1774
Cabal venteig (m ³ /s)	0,49

Aïllament

Ja que el fluid al interior del tanc es troba a 60°C, l'equip necessitarà estar aïllat tèrmicament del exterior. Aquest aïllament es realitzarà instal·lant una capa de llana de roca de la mateixa forma que amb els tancs d'emmagatzematge. El càlcul d'aquest aïllament s'ha realitzat de la forma descrita pels tancs al apartat 11.1 i, per tant, en aquest apartat només es mostrarà una taula amb les dades utilitzades en els càlculs i els resultats obtinguts.

Taula 11.3.3.- Disseny del aïllament pel mesclador M-301.

Dades Generals	
T _{int} (°C)	60
T _{ext} (°C)	27
λ _{acer} (W/m °C)	15
λ _{aïllant} (W/m °C)	0,04
h _{ext} (W/m °C)	30
r ₁ (m)	0,75
r ₂ (m)	0,756
t _{aïllant} (mm)	50
r ₃ (m)	0,806
P (W)	316
T _{paret tanc} (°C)	27,83

11. Manual de càlculs

Pes del equip

Per el càlcul del pes del equip s'ha comptabilitzat el pes del acer de construcció del tanc, més el pes del material aïllant. A la taula 11.3.4 es presenta un recull de les dades utilitzades juntament amb els resultats obtinguts.

Taula 11.3.4.- Càlcul del pes del mesclador M-301.

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} \text{ (m}^3\text{)}$	0,035
$V_{\text{material fons toriesfèric}} \text{ (m}^3\text{)}$	0,0066
$V_{\text{material}} \text{ (m}^3\text{)}$	0,042
$\rho_{\text{AISI316L}} \text{ (kg/m}^3\text{)}$	7900
$V_{\text{material aïllant}} \text{ (m}^3\text{)}$	0,61
$\rho_{\text{aïllant}} \text{ (kg/m}^3\text{)}$	40
Pes equip (kg)	356
Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} \text{ (kg/m}^3\text{)}$	1000
Pes aigua (kg)	3492
Pes equip (kg)	3848
Pes amb fluid operació	
$\rho_{\text{cloroform}} \text{ (kg/m}^3\text{)}$	1404
Pes cloroform (kg)	4903
Pes equip (kg)	5259

Agitació

Amb l'objectiu d'homogeneïtzar la mescla dins els tancs, s'ha instal·lat un agitador de pales planes.

Per determinar les dimensions i la potència d'aquest agitador, el primer que s'ha de fer es determinar l'alçada de líquid que hi ha al tanc. Per un tanc de fons inferior toriesfèric, l'alçada del líquid es pot calcular segon l'equació 11.3.1.

$$H_{\text{liq}} = \frac{V_{\text{tot}} - V_{\text{fons}}}{V_{\text{cil}}} \cdot H_{\text{cil}} + H_{\text{fons}} \quad (\text{Eq. 11.3.1})$$

On:

H_{liq} és l'alçada del líquid dins l'equip [m].

V_{tot} és el volum total de fluid dins l'equip [m³].

V_{fons} és el volum del fons del capçal toriesfèric inferior [m³].

V_{cil} és la capacitat volumètrica del cos cilíndric [m³].

11. Manual de càlculs

H_{cil} és l'alçada del cos cilíndric del equip [m].

H_{fons} és l'alçada del fons inferior del equip [m].

$$H_{liq} = \frac{3,7 \text{ m}^3 - 0,27 \text{ m}^3}{4,4 \text{ m}^3} \cdot 2,5 \text{ m} + 0,35 \text{ m} = 2,2 \text{ m}$$

A partir de la taula 11.3.5 es determina al nombre d'impulsors necessaris.

Taula 11.3.5.-Taula per la determinació del nombre i la col·locació dels impulsor.

Viscosity [cP (Pa sec)]	Maximum level h/D_t	Number of Impellers	Impeller Clearance	
			Lower	Upper
<25,000 (<25)	1.4	1	$h/3$	—
<25,000 (<25)	2.1	2	$D_t/3$	$(2/3)h$
>25,000 (>25)	0.8	1	$h/3$	—
>25,000 (>25)	1.6	2	$D_t/3$	$(2/3)h$

A la taula 11.3.5, h és igual a l'alçada de líquid H_{liq} , calculada prèviament, i D_t és igual al diàmetre del cos del equip.

$$\frac{h}{D_t} = \frac{H_{liq}}{D_t} = \frac{2,2 \text{ m}}{1,5 \text{ m}} = 1,46 \quad (\text{Eq. 11.3.2})$$

A més, es coneix que la viscositat del cloroform a les condicions d'operació, és igual a 0,4 cP, per tant, només serà necessari un impulsor, el qual es col·locarà a una alçada de $h/3$, que és igual a 0,74 m sobre el fons del equip.

Posteriorment es calculen les dimensions del impulsor i del bafles, a partir de les equacions 11.3.3 fins a la 11.3.6.

$$W_{baf} = \frac{D_t}{12} \quad (\text{Eq. 11.3.3})$$

On:

W_{baf} és l'amplada del bafle [m].

$$W_{baf} = \frac{1,5}{12} = 0,125 \text{ m}$$

$$d_{imp} = 0,3 \cdot D_t \quad (\text{Eq. 11.3.4})$$

11. Manual de càlculs

On:

d_{imp} és el diàmetre del impulsor [m].

$$d_{imp} = 0,3 \cdot 1,5 \text{ m} = 0,5 \text{ m}$$

$$W_{imp} = \frac{d_{imp}}{5} \quad (\text{Eq. 11.3.5})$$

On:

W_{ip} és l'alçada del les pales del impulsor, com mostra la figura 11.3.1 [m].

$$W_{imp} = \frac{0,5 \text{ m}}{5} = 0,1 \text{ m}$$

$$L_{imp} = \frac{d_{imp}}{4} \quad (\text{Eq. 11.3.6})$$

On:

L_{ip} és la longitud del les pales del impulsor, com mostra la figura 11.3.1 [m].

$$L_{imp} = \frac{0,5 \text{ m}}{4} = 0,125 \text{ m}$$

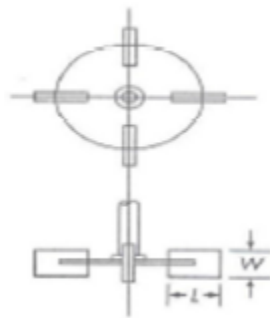


Figura 11.3.1.- Dibuix esquemàtic d'un impulsor.

Un cop dimensionat l'agitador es passa a calcular la potencia que necessitarà. Aquesta potència es determinarà mitjançant la figura 11.3.2 a partir del número de Reynolds, calculat segons l'equació 11.3.7.

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot N \cdot d^2}{\mu} \quad (\text{Eq. 11.3.7})$$

11. Manual de càlculs

On:

N_{Re} és el número de Reynolds.

N és la velocitat d'agitació [m/s].

És coneix que la densitat del cloroform a les condicions d'operació és de 1404 kg/m^3 i s'ha fixat una velocitat d'agitació de 120 rpm, que equivalen a 6,28 m/s.

$$N_{Re} = \frac{1404 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 6,28 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot (0,45 \text{ m})^2}{0,4 \text{ cP}} = 4,46 \cdot 10^6$$

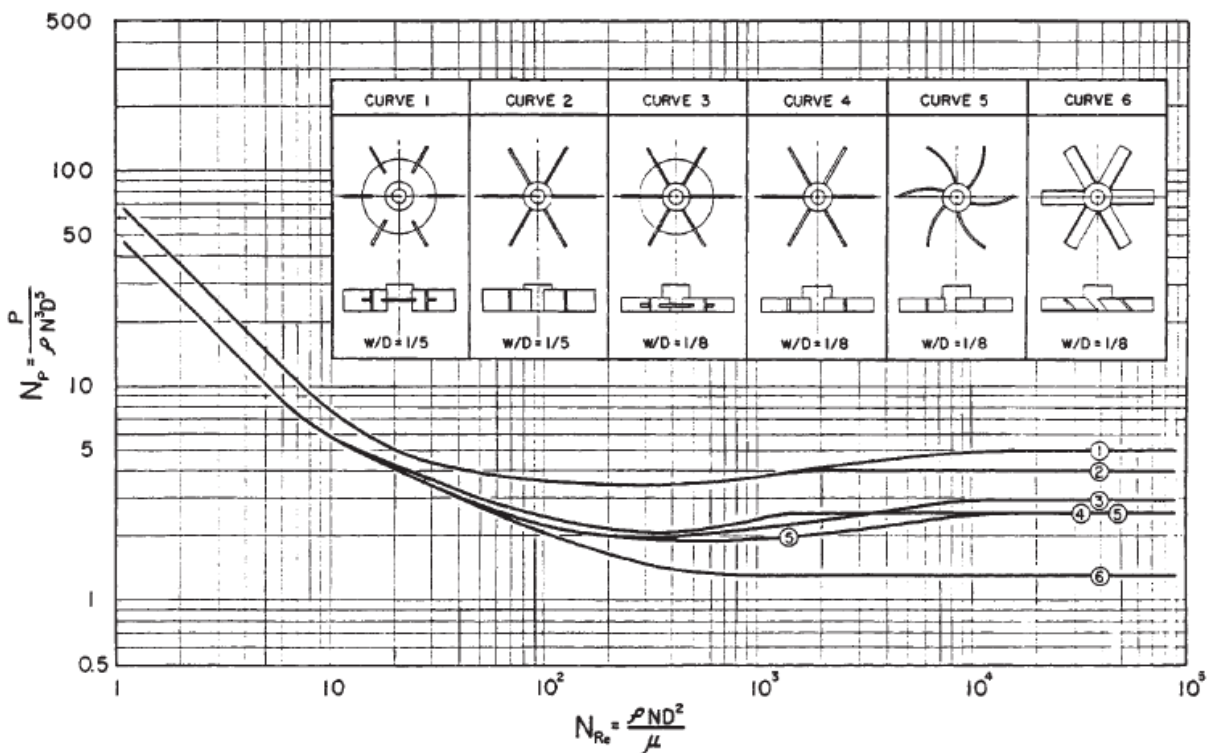


Figura 11.3.2.- Gràfic per la determinació del nombre de potència de agitador.

A partir del valor calculat del número de Reynolds i considerant que s'ha escollit un impulsor tipus 1, segons la figura 11.3.2, el número de potència, el qual ve representat com N_p al gràfic i es troba situat al eix vertical, és igual a 6.

11. Manual de càlculs

Amb el número de potència es calcula la potència necessària del agitador mitjançant l'equació 11.3.8.

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot d^5 \quad (\text{Eq. 11.3.8})$$

$$P = 6 \cdot 1404 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot \left(6,28 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^3 \cdot (0,5 \text{ m})^5 = 127 \text{ W}$$

11.3.2. Tanc de mescla de MIC (M-501)

Al mesclador M-501 es barregen el corrent de MIC que surt de la torre de destil·lació TD-402 i el MIC recirculat de la torre TD-501. El cabal majoritari és el que prové de la torre TD-402 amb uns 0,55 m³/h, mentre que el de la torre TD-501 és només de 0,05 m³/h. Els dos corrents arriben al mesclador a pressió de 1 bar i a temperatura de 39°C, per tant, aquestes seran les condicions de treball del mesclador.

Donats els cabals a tractar, el tanc de mescla serà relativament petit però, pel fet de tenir MIC a una temperatura pròxima a la d'ebullició, s'haurà de tenir un control especialment exhaustiu al equip. Una de les mesures de seguretat d'aquest mesclador és que els ventejos es trobaran connectats al scrubber SC-401 per possibles incidències.

Dimensionament i disseny mecànic

Per el M-501 s'ha decidit treballar amb un gran sobredimensionament per evitar problemes de sobrepressió ocasionats per la evaporació de part del MIC.

El disseny mecànic del tanc s'ha realitzat a partir de la normativa ASME, per a tancs cilíndrics de capçals torisfèrics. El material de construcció és AISI 316L i el tanc es col·locarà en posició vertical.

11. Manual de càlculs

Taula 11.3.6.- Dades del disseny mecànic del mesclador M-501.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	1
L (m)	1
$V_{\text{cilindre}} \text{ (m}^3\text{)}$	0,79
r (m)	0,075
$L_{\text{radi}} \text{ (m)}$	1,2
$V_{\text{fons toriesfèric}} \text{ (m}^3\text{)}$	0,08
$V_{\text{total 1 tanc}} \text{ (m}^3\text{)}$	0,95
% Volum ocupat	31,6
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	38
Temperatura Disseny (°C)	55
Pressió Operació (bar)	1
Pressió Disseny (bar)	2
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
Material	AISI 316L
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	1,09
$t_{\text{tol fab}} \text{ (mm)}$	0,11
$t_{\text{real}} \text{ (mm)}$	3
Pa (bar)	3,3
Disseny per Pressió Interna del Fons Toriesfèric	
M	1,75
t (mm)	1,28
$t_{\text{tol fab}} \text{ (mm)}$	0,13
$t_{\text{real}} \text{ (mm)}$	4
Pa (bar)	2,39

S'ha decidit un gruix per la construcció dels capçals i del cos igual a 6mm.

11. Manual de càlculs

Venteig

Com ja s'ha comentat el venteig d'aquest mesclador anirà a parar al scrubber SC-401 per a poder neutralitzar el MIC.

El càlcul del cabal de venteig s'ha realitzat mitjançant l'equació de la normativa APQ-1 per a tancs atmosfèrics i a la taula 11.3.7 es troben les dades utilitzades i els resultats obtinguts.

Taula 11.3.7.- Càlcul del cabal de venteig pel mesclador M-501.

F	1
M (kg/kmol)	57,05
L (kJ/kg)	480,1
A (m ²)	3,14
Q (kJ/h)	357157
Cabal venteig (m ³ /h)	440,6
Cabal venteig (m ³ /s)	0,122

Aïllament

Per aquest mesclador s'ha instal·lat una capa d'aïllant amb dos objectius: protegir als operaris per la temperatura del tanc, i aïllar el fluid del interior de possibles fonts de calor externes. Com a material aïllant s'ha escollit la llana de roca. A la taula 11.3.8 es presenten les dades del disseny d'aquest aïllament.

Taula 11.3.8.- Disseny del aïllament pel mesclador M-501.

Dades Generals	
T _{int} (°C)	38
T _{ext} (°C)	27
λ _{acer} (W/m °C)	15
λ _{aïllant} (W/m °C)	0,04
h _{ext} (W/m °C)	30
r ₁ (m)	0.5
r ₂ (m)	0,506
t _{aïllant} (mm)	30
r ₃ (m)	0,536
P (W)	50,2
T _{paret tanc} (°C)	27,5

11. Manual de càlculs

Pes del equip

Per la determinació del pes del equip s'ha tingut en compte el volum de material utilitzat per la construcció del tanc i la capa d'aïllant que l'envolta.

Taula 11.3.9.- Càlcul del pes del mesclador M-501.

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} (\text{m}^3)$	0,0094
$V_{\text{material fons torisfèric}} (\text{m}^3)$	0,0029
$V_{\text{material}} (\text{m}^3)$	0,012
$\rho_{\text{AISI316L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
$V_{\text{material aïllant}} (\text{m}^3)$	0,098
$\rho_{\text{aïllant}} (\text{kg/m}^3)$	40
Pes equip (kg)	102
Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} (\text{kg/m}^3)$	1000
Pes aigua (kg)	300
Pes equip (kg)	402
Pes amb fluid operació	
$\rho_{\text{MIC}} (\text{kg/m}^3)$	763,4
Pes MIC (kg)	229
Pes equip (kg)	330

11. Manual de càlculs

El sistema d'agitació s'ha dissenyat de la mateixa forma que per el mesclador M-301. A la taula 11.3.10 es presenten les dades del disseny del agitador.

Taula 11.3.10.- Disseny del sistema d'agitació pel mesclador M-501.

H_{liq} (m)	0,28
h/D_t	0,28
μ (cP)	0,286
Nº impulsors	1
W_{baf} (m)	0,083
d_{imp} (m)	0,3
W_{imp} (m)	0,06
L_{imp} (m)	0,075
N (m/s)	6,28
N_{Re}	$1,51 \cdot 10^6$
N_{pot}	6
P (W)	9,08

11.3.3-Tancs de mescla de Toluè i AN (M-502A i M-502B)

Als tancs M-502 es mesclarà el toluè i AN que provenen dels tancs T-103 i TS-201 respectivament, juntament amb les recirculacions dels cristal·litzadors CR-501 i CR-502, i la recirculació de la centrífuga CG-501. La principal funció d'aquests tancs és dissoldre l'AN sòlid al toluè. La mescla resultant va a parar al mesclador M-503 on es barrejarà amb un corrent gasós de MIC.

Dimensionament i disseny mecànic

S'ha comptabilitzat que el cabal d'entrada als tancs serà de uns 7,1 m³/h, 3,55 m³/h per tanc. Els cabals de recirculació dels cristal·litzadors i la centrífuga suposen quatre cinquenes parts del cabal que entra al mesclador i es troben a pressió atmosfèrica i temperatura aproximada de 60°C, mentre que el cabal de toluè dels tancs T-103 es troba a temperatura ambient i també a pressió atmosfèrica. Amb les condicions dels cabals d'entrada al mesclador, s'ha calcular que aquest operarà a pressió atmosfèrica i temperatura de 55.

Pel disseny dels tancs de mescla s'ha decidit treballar amb un cos cilíndric de fons inferior pla i capçal cònic. El dimensionament i el disseny mecànic s'ha realitzat seguint

11. Manual de càlculs

les mateixes equacions emprades pels tancs d'emmagatzematge amb la mateixa anatomia que els mescladors. El material de construcció emprat ha estat AISI 304L.

A la taula 11.3.11 es presenten les dades del disseny.

Taula 11.3.11.- Dades del dimensionament i disseny mecànic dels mescladors M-502.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	2
L (m)	3
$V_{cilindre} (m^3)$	9,42
d (m)	0,3
h (m)	0,49
α	60°
$V_{con} (m^3)$	0,6
$V_{total\ 1\ tanc} (m^3)$	10
% Volum ocupat	70
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	55
Temperatura Disseny (°C)	75
Pressió Operació (bar)	1
Pressió Disseny (bar)	2
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
Material	AISI 304L
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	2,2
$t_{tol\ fab} (mm)$	0,22
$t_{real} (mm)$	4
Pa (bar)	3,6
Disseny per Pressió Interna del Fons Cònic	
t (mm)	4,4
$t_{tol\ fab} (mm)$	0,44
$t_{real} (mm)$	6
Pa (bar)	2,06

S'ha optat per la construcció del cos amb un gruix de 6 mm, per considerar que un gruix de 4 mm és massa petit.

11. Manual de càlculs

Venteig

El venteig d'aquests tancs s'ha dissenyat de la mateixa forma que el propi dels tancs d'emmagatzematge atmosfèrics.

En cas que s'hagin d'obrir els ventejos, el cabal que surti per aquests anirà a parar a un filtre de carbó actiu per retenir el toluè.

Taula 11.3.12.- Càlcul del cabal de venteig pels mescladors M-502.

F	1
M (kg/kmol)	99,6
L (kJ/kg)	535,13
A (m ²)	18,85
Q (kJ/h)	1552184
Cabal venteig (m ³ /h)	1304
Cabal venteig (m ³ /s)	0,36

Aïllament

Ja que els mescladors operen a 55°C és necessari aïllar-los tèrmicament del exterior. Amb aquest objectiu s'envoltarà el tanc amb una capa de llana de roca. El disseny d'aquest aïllament es troba a la taula 11.3.13.

Taula 11.3.13.- Disseny del aïllament pels mescladors M-502.

Dades Generals	
T _{int} (°C)	55
T _{ext} (°C)	27
λ _{acer} (W/m °C)	15
λ _{aïllant} (W/m °C)	0,04
h _{ext} (W/m °C)	30
r ₁ (m)	2
r ₂ (m)	2,006
t _{aïllant} (mm)	30
r ₃ (m)	2,036
P (W)	1361
T _{paret tanc} (°C)	28,2

Pes del equip

11. Manual de càlculs

El càlcul del pes del equip contempla el pes del tanc juntament amb el de material del aïllament. A la taula 11.3.14 es mostren els valors calculats.

Taula 11.3.14.- Càlcul del pes dels mescladors M-502.

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} (\text{m}^3)$	0,057
$V_{\text{material fons cònic}} (\text{m}^3)$	0,013
$V_{\text{material fons pla}} (\text{m}^3)$	0,019
$V_{\text{material}} (\text{m}^3)$	0,089
$\rho_{\text{AISI316L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
$V_{\text{material aïllant}} (\text{m}^3)$	1,14
$\rho_{\text{aïllant}} (\text{kg/m}^3)$	40
Pes equip (kg)	743
Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} (\text{kg/m}^3)$	1000
Pes aigua (kg)	7100
Pes equip (kg)	7843
Pes amb fluid operació	
$\rho_{\text{Mescla}} (\text{kg/m}^3)$	858,7
Pes Mescla (kg)	6097
Pes equip (kg)	6840

Agitació

Els disseny del sistema d'agitació s'ha realitzat igual que pels mescladors anterior, exceptuant la forma de calcular l'alçada de líquid. Per un tanc de fons inferior pla en que no el líquid no arriba a l'alçada del fons superior, aquesta alçada de líquid es pot calcular amb l'equació 11.3.9.

$$H_{\text{liq}} = \frac{V_{\text{tot}}}{V_{\text{cil}}} \cdot H_{\text{cil}} \quad (\text{Eq. 11.3.9})$$

On:

H_{liq} és l'alçada del líquid dins l'equip [m].

V_{tot} és el volum total de fluid dins l'equip [m^3].

V_{cil} és la capacitat volumètrica del cos cilíndric [m^3].

H_{cil} és l'alçada del cos cilíndric del equip [m].

11. Manual de càlculs

$$H_{líq} = \frac{7,1 \text{ m}^3}{9,4 \text{ m}^3} \cdot 3 \text{ m} = 2,26 \text{ m}$$

La resta de dades del disseny del agitador es troben a la taula 11.3.15.

Taula 11.3.15.- Disseny del sistema d'agitació pels mescladors M-502.

h/D_t	1,13
μ (cP)	0,75
Nº impulsors	1
W_{baf} (m)	0,17
d_{imp} (m)	0,6
W_{imp} (m)	0,12
L_{imp} (m)	0,15
N (m/s)	9,42
N_{Re}	$3,86 \cdot 10^6$
N_{pot}	6
P (W)	1103

11.3.4-Tanc de mescla de Toluè, AN i MIC (M-503)

A aquest mesclador arribaran els corrents que provenen del M-501 i els M-502, després de ser escalfats fins a 85°C. Aquest 85°C seran la temperatura d'operació del mesclador i és una temperatura fixada per que el corrent de sortida del mesclador M-503 pugui entrar al reactors R-501 a la temperatura de 80°C. LA pressió d'operació serà atmosfèrica.

A la temperatura de 85°C el corrent de toluè amb AN serà líquid, mentre que el de MIC es trobarà en fase gas. L'objectiu d'aquest tanc de mescla es que el MIC gas és dissolgui en el toluè. El MIC gas entrà al mesclador per la part inferior, a través d'un difusor.

11. Manual de càlculs

Dimensionament i disseny mecànic

Al mesclador entrarà un cabal líquid de toluè i AN de $7,1 \text{ m}^3/\text{h}$, mentre que el cabal de gas de MIC serà de $214 \text{ m}^3/\text{h}$. No obstant el cabal de sortida només serà de $7,8 \text{ m}^3/\text{h}$ ja que aquest serà líquid amb el MIC gas dissolt. S'ha fixat un temps de residència al tanc de 30 minuts per assegurar que el MIC es trobi ben dissolt.

Per la construcció del tanc s'ha optat per l'acer inoxidable AISI 316L i la estructura del tanc serà un cos cilíndric amb capçals toriesfèrics.

A la taula 11.3.16 es presenten el recull de dades del dimensionament i disseny mecànic del equip.

Taula 11.3.16.- Dades del dimensionament i disseny mecànic del mesclador M-503.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	4,5
L (m)	7,5
$V_{\text{cilindre}} (\text{m}^3)$	119,3
r (m)	0,2875
$L_{\text{radi}} (\text{m})$	4,6
$V_{\text{fons toriesfèric}} (\text{m}^3)$	7,37
$V_{\text{total 1 tanc}} (\text{m}^3)$	134
% Volum ocupat	82,6
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	85
Temperatura Disseny (°C)	105
Pressió Operació (bar)	1
Pressió Disseny (bar)	3
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
Material	AISI 316L
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	7,35
$t_{\text{tol fab}} (\text{mm})$	0,74
$t_{\text{real}} (\text{mm})$	10
Pa (bar)	3,3

11. Manual de càlculs

Disseny per Pressió Interna del Fons Toriesfèric	
M	1,75
t (mm)	13,13
t _{tol fab} (mm)	1,31
t _{real} (mm)	16
Pa (bar)	3,12

Venteig

Ja que aquest mesclador conté MIC el seu venteig anirà a parar al scrubber SC-401.

El venteig d'aquest tanc s'ha dissenyat amb l'equació per a tancs atmosfèrics.

La taula 11.3.17 mostra les dades utilitzades en el càlcul del cabal de venteig i el resultat obtingut.

Taula 11.3.17.- Càlcul del cabal de venteig pel mesclador M-503.

F	1
M (kg/kmol)	94
L (kJ/kg)	579
A (m ²)	106
Q (kJ/h)	6397993
Cabal venteig (m ³ /h)	5096
Cabal venteig (m ³ /s)	1,41

11. Manual de càlculs

Aïllament

L'aïllament del mesclador serveix com a mesura de seguretat pels operaris de la planta, com per evitar que el fluid es refredi. Com a material per al aïllament s'ha optat per la llana de roca. La taula 11.3.18 mostra les dades utilitzades en el seu disseny.

Taula 11.3.18.- Disseny del aïllament pel mesclador M-503.

Dades Generals	
$T_{\text{int}} (^{\circ}\text{C})$	85
$T_{\text{ext}} (^{\circ}\text{C})$	27
$\lambda_{\text{acer}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	15
$\lambda_{\text{aïllant}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	0,04
$h_{\text{ext}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	30
$r_1 (\text{m})$	2,25
$r_2 (\text{m})$	2,266
$t_{\text{aïllant}} (\text{mm})$	50
$r_3 (\text{m})$	2,316
$P (\text{W})$	4876
$T_{\text{paret tanc}} (^{\circ}\text{C})$	28,49

Pes del equip

S'ha calculat el pes del equip buit, ple d'aigua i ple de fluid d'operació, tenint en compte el pes del material de construcció del tant i el de la capa d'aïllament. La taula 11.3.19 mostra les dades utilitzades i els resultats obtinguts.

Taula 11.3.19.- Càlcul del pes del mesclador M-503.

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} (\text{m}^3)$	0,53
$V_{\text{material fons toriesfèric}} (\text{m}^3)$	0,16
$V_{\text{material}} (\text{m}^3)$	0,69
$\rho_{\text{AlSi316L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
$V_{\text{material aïllant}} (\text{m}^3)$	5,4
$\rho_{\text{aïllant}} (\text{kg/m}^3)$	40
Pes equip (kg)	5656
Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} (\text{kg/m}^3)$	1000
Pes aigua (kg)	110650
Pes equip (kg)	11306

11. Manual de càlculs

Pes amb fluid operació	
$\rho_{\text{mescla}} \text{ (kg/m}^3\text{)}$	848,4
Pes mescla (kg)	93875
Pes equip (kg)	99531

Agitació

L'agitació s'ha dissenyat igual que per el mesclador M-301. A la taula 11.3.20 es presenten les dades del disseny.

Taula 11.3.20.- Disseny del sistema d'agitació pel mesclador M-503.

$H_{liq} \text{ (m)}$	6,49
h/D_t	1,44
$\mu \text{ (cP)}$	0,593
Nº impulsors	1
$W_{baf} \text{ (m)}$	0,375
$d_{imp} \text{ (m)}$	1,35
$W_{imp} \text{ (m)}$	0,27
$L_{imp} \text{ (m)}$	0,3375
$N \text{ (m/s)}$	6,28
N_{Re}	$1,64 \cdot 10^7$
N_{pot}	6
$P \text{ (W)}$	18614

11.3.5-Tanc de mescla del cristal·litzador CR-501 (M-504)

Abans del cristal·litzador CR-501 es barregen el cabal de sortida de cues de la torre de destil·lació TD-501 amb el cabal de recirculació del mateix cristal·litzador. El cabal principal és el de la torre de destil·lació, el qual suposa un cabal volumètric de $7\text{ m}^3/\text{h}$, mentre que el cabal de la recirculació només aporta $0,56\text{ m}^3/\text{h}$. No obstant s'ha de tenir en compte que tant les condicions com les composicions del dos corrents són diferents, per tant, les condicions d'operació del tanc de mescla es trobaran entre mig de les dels dos corrents.

11. Manual de càlculs

Dimensionament i disseny mecànic

El corrent que prové de la torre de destil·lació es troba a 110°C, mentre que els cabals de recirculació està a 65°C. Donat les condicions i els cabals volumètrics de cadascun dels dos corrents, s'ha determinat que les condicions d'operació del tanc de mescla seran temperatura de 106°C i pressió atmosfèrica.

El mesclador s'ha dissenyat segons el codi ASME, amb cos cilíndric i capçal toriesfèric i utilitzant com a material AISI 304L. A la taula 11.3.21 es mostren les dades del disseny.

Taula 11.3.21.- Dades del dimensionament i disseny mecànic del mesclador M-504.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	2
L (m)	3
$V_{cilindre} (m^3)$	9,42
r (m)	0,1375
$L_{radi} (m)$	2,2
$V_{fons\ toriesfèric} (m^3)$	0,65
$V_{total\ 1\ tanc} (m^3)$	10,72
% Volum ocupat	70,5
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	106
Temperatura Disseny (°C)	125
Pressió Operació (bar)	1
Pressió Disseny (bar)	2,5
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
Material	AISI 304L
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	2,72
$t_{tol\ fab} (mm)$	0,27
$t_{real} (mm)$	4
Pa (bar)	2,5

11. Manual de càlculs

Disseny per Pressió Interna del Fons Toriesfèric	
M	1,75
t (mm)	5,23
t _{tol fab} (mm)	0,52
t _{real} (mm)	7
Pa (bar)	2,6

S'ha optat per la construcció del cos amb un gruix de 6 mm, per considerar que un gruix de 4 mm és massa petit.

Venteig

Ja que el mesclador conté toluè, si s'han d'obrir els ventojos d'aquest, el cabal que surti anirà a parar a un filtre de carbó actiu per a l'absorció dels VOCs. El cabal de venteig s'ha calculat seguint la equació 11.1.33 per a tancs a pressió atmosfèrica.

Taula 11.3.22.- Càlcul del cabal de venteig pel mesclador M-504.

F	1
M (kg/kmol)	107,4
L (kJ/kg)	77080
A (m ²)	18,8
Q (kJ/h)	1552184
Cabal venteig (m ³ /h)	933,7
Cabal venteig (m ³ /s)	0,26

11. Manual de càlculs

Aïllament

Degut a l'alta temperatura a la que treballa el mesclador, aquest ha de trobar-se aïllat tèrmicament del exterior. Aquest aïllament s'ha realitzat amb llana de roca i les dades del seu disseny es mostren a la taula 11.3.23.

Taula 11.3.23.- Disseny del aïllament pel mesclador M-504.

Dades Generals	
$T_{\text{int}} (^{\circ}\text{C})$	106
$T_{\text{ext}} (^{\circ}\text{C})$	27
$\lambda_{\text{acer}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	15
$\lambda_{\text{aïllant}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	0,04
$h_{\text{ext}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	30
$r_1 (\text{m})$	1
$r_2 (\text{m})$	1,007
$t_{\text{aïllant}} (\text{mm})$	50
$r_3 (\text{m})$	1,057
$P (\text{W})$	1198
$T_{\text{paret tanc}} (^{\circ}\text{C})$	29

Pes del equip

Per el càlcul del pes del equip s'ha sumat el del material de construcció del tanc més el del recobriment aïllant de la llana de roca. Per a la determinació de la densitat del fluid de la mescla s'han considerat les condicions i composicions del dos corrents d'entrada, junt amb les condicions d'operació del tanc i s'ha suposat que es té una mescla perfecta dins el tanc. La taula 11.3.24 mostra les dades utilitzades i els resultats obtinguts del càlcul del pes del equip.

Taula 11.3.24.- Càlcul del pes del mesclador M-504.

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} (\text{m}^3)$	0,056
$V_{\text{material fons torisfèric}} (\text{m}^3)$	0,014
$V_{\text{material}} (\text{m}^3)$	0,070
$\rho_{\text{AISI316L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
$V_{\text{material aïllant}} (\text{m}^3)$	0,97
$\rho_{\text{aïllant}} (\text{kg/m}^3)$	40
Pes equip (kg)	594

11. Manual de càlculs

Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} \text{ (kg/m}^3\text{)}$	1000
Pes aigua (kg)	7561
Pes equip (kg)	8155
Pes amb fluid operació	
$\rho_{\text{mescla}} \text{ (kg/m}^3\text{)}$	829
Pes mescla (kg)	6267
Pes equip (kg)	6861

Agitació

El disseny del agitador s'ha realitzat seguint les equacions 11.3.1 fins a la 11.3.8. Les dades utilitzades i els resultats obtinguts es troben a la taula 11.3.25.

Taula 11.3.25.- Disseny del sistema d'agitació pel mesclador M-504.

$H_{\text{liq}} \text{ (m)}$	2,6
h/D_t	1,3
$\mu \text{ (cP)}$	0,426
Nº impulsors	1
$W_{\text{baf}} \text{ (m)}$	0,17
$d_{\text{imp}} \text{ (m)}$	0,6
$W_{\text{imp}} \text{ (m)}$	0,12
$L_{\text{imp}} \text{ (m)}$	0,15
$N \text{ (m/s)}$	6,28
N_{Re}	$4,41 \cdot 10^6$
N_{pot}	6
$P \text{ (W)}$	315,4

11. Manual de càlculs

11.3.6-Tanc de mescla del cristal·litzador CR-502 (M-505)

El tanc de mescla M-505 es troba abans del cristal·litzador CR-502 i té com a objectiu mesclar el corrent que prové del cristal·litzadors CR-501 amb la recirculació de CR-502 per només tenir una entrada d'aliment a aquest segon cristal·litzador.

Dimensionament i disseny mecànic

El corrent que prové de CR-501 té un cabal volumètric de $5,6 \text{ m}^3/\text{h}$ i es troba a 65°C i a pressió atmosfèrica, mentre que la recirculació de CR-502 té un cabal volumètric de $0,44 \text{ m}^3/\text{h}$ i es troba a 65°C i pressió atmosfèrica. Ja que els dos corrents es troben a les mateixes condicions, el mesclador operarà a 65°C i pressió atmosfèrica.

Pel disseny del tanc de mescla s'ha optat per utilitzar AISI 304L com a material de construcció, i estructuralment s'ha optat per un cos cilíndric amb capçals toriesfèrics. Les dades del dimensionament i disseny mecànic del tanc es troben a la taula 11.3.26.

Taula 11.3.26.- Dades del dimensionament i disseny mecànic del mesclador M-505.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	2
L (m)	2,5
$V_{\text{cilindre}} (\text{m}^3)$	48,1
r (m)	0,1375
$L_{\text{radi}} (\text{m})$	2,2
$V_{\text{fons toriesfèric}} (\text{m}^3)$	0,65
$V_{\text{total 1 tanc}} (\text{m}^3)$	9,15
% Volum ocupat	66
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació ($^\circ\text{C}$)	65
Temperatura Disseny ($^\circ\text{C}$)	85
Pressió Operació (bar)	1
Pressió Disseny (bar)	2,5
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
Material	AISI 304L
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85

11. Manual de càlculs

Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	2,72
t _{tol fab} (mm)	0,27
t _{real} (mm)	4
Pa (bar)	2,5
Disseny per Pressió Interna del Fons Toricsfèric	
M	1,75
t (mm)	5,23
t _{tol fab} (mm)	0,52
t _{real} (mm)	7
Pa (bar)	2,60

S'ha optat per la construcció del cos amb un gruix de 6 mm, per considerar que un gruix de 4 mm és massa petit.

Venteig

Al igual que en el mesclador M-504, en aquest el ventejos també es troben connectats a un filtre de carbó actiu per la presència de toluè dins el tanc. El cabal de venteig s'ha determinat seguint la normativa APQ per a tancs atmosfèrics i les dades i resultats obtinguts es mostren a la taula 11.3.27.

Taula 11.3.27.- Càlcul del cabal de venteig pel mesclador M-505.

F	1
M (kg/kmol)	106,1
L (kJ/kg)	649,4
A (m ²)	15,7
Q (kJ/h)	1336641
Cabal venteig (m ³ /h)	894
Cabal venteig (m ³ /s)	0,25

11. Manual de càlculs

Aïllament

L'aïllament tèrmic del tanc s'ha realitzat mitjançant la instal·lació de una capa de llana de roca al voltant del tanc de mescla. La taula 11.3.28 mostra les dades del disseny del aïllament pel mesclador M-505.

Taula 11.3.28.- Disseny del aïllament pel mesclador M-505.

Dades Generals	
$T_{\text{int}} (^{\circ}\text{C})$	65
$T_{\text{ext}} (^{\circ}\text{C})$	27
$\lambda_{\text{acer}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	15
$\lambda_{\text{aïllant}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	0,04
$h_{\text{ext}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	30
$r_1 (\text{m})$	1
$r_2 (\text{m})$	1,007
$t_{\text{aïllant}} (\text{mm})$	50
$r_3 (\text{m})$	1,057
$P (\text{W})$	480
$T_{\text{paret tanc}} (^{\circ}\text{C})$	27,96

Pes del equip

Pel càlcul del pes del equip s'ha comptabilitzat el pes del acer de construcció del tanc, més el pes del material aïllant. A la taula 11.3.29 es presenta un recull de les dades utilitzades i els resultats obtinguts.

Taula 11.3.29.- Càlcul del pes del mesclador M-505.

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} (\text{m}^3)$	0,047
$V_{\text{material fons cònic}} (\text{m}^3)$	0,014
$V_{\text{material}} (\text{m}^3)$	0,061
$\rho_{\text{AlSi316L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
$V_{\text{material aïllant}} (\text{m}^3)$	0,81
$\rho_{\text{aïllant}} (\text{kg/m}^3)$	40
Pes equip (kg)	513
Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} (\text{kg/m}^3)$	1000
Pes aigua (kg)	6055
Pes equip (kg)	6568

11. Manual de càlculs

Pes amb fluid operació	
ρ_{mescla} (kg/m ³)	828,1
Pes mescla (kg)	5014
Pes equip (kg)	5527

Agitació

El sistema d'agitació s'ha dissenyat de la mateixa forma que per la resta de tancs de mescla. La taula 11.3.30 mostra les dades del disseny i els resultats obtinguts

Taula 11.3.30.- Disseny del sistema d'agitació pel mesclador M-505.

$H_{\text{líq}}$ (m)	2,12
h/D_t	1,06
μ (cP)	0,638
Nº impulsors	1
W_{baf} (m)	0,17
d_{imp} (m)	0,6
W_{imp} (m)	0,12
L_{imp} (m)	0,15
N (m/s)	6,28
N_{Re}	$2,94 \cdot 10^6$
N_{pot}	6
P (W)	315

11.3.7-Tancs de mescla de NaOH (M-506A i M-506B)

La funció d'aquest tancs és preparar la dissolució de NaOH amb aigua al 36% en pes, que s'utilitzarà tant per la regeneració dels reactors R-501, com per el funcionament dels scrubbers.

Els tancs s'han dimensionat pensant en les necessitats de NaOH en cas d'emergència, a partir del càlcul de la quantitat necessària per neutralitzar el volum d'un dels reactors R-401, ja que aquest és l'equip de major tamany, dels que treballen amb MIC o fosc.

11. Manual de càlculs

Dimensionament i disseny mecànic

S'ha calculat que les necessitats volumètriques de NaOH són de 170m^3 . Per obtenir-los, d'ha decidit la instal·lació de dos tancs de mescla amb capacitat de 85m^3 , sense tenir en compte el sobredimensionament del equip.

Les condicions de treball d'aquests mescladors són temperatura ambient i pressió atmosfèrica.

Els tancs estan formats per un cos cilíndric, amb un fons pla i un capçal toriesfèric. El material de contrucció dels tancs és acer inoxidable AISI 304L.

La taula 11.3.31 recull les dades bàsiques del dimensionament i el disseny mecànic dos mescladors.

Taula 11.3.31.- Dades del dimensionament i disseny mecànic dels mescladors M-506.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	4,5
L (m)	6,5
$V_{\text{cilindre}} (\text{m}^3)$	103,4
d (m)	0,3
h (m)	1,21
α	60°
$V_{\text{con}} (\text{m}^3)$	6,88
$V_{\text{total 1 tanc}} (\text{m}^3)$	110
% Volum ocupat	77
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	27
Temperatura Disseny (°C)	50
Pressió Operació (bar)	1
Pressió Disseny (bar)	2,5
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
Material	AISI 304L
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	7,12
$t_{\text{tol fab}}$ (mm)	0,71
t_{real} (mm)	8

11. Manual de càlculs

Pa (bar)	2,59
Disseny per Pressió Interna del Fons Cònic	
t (mm)	12,2
t _{tol fab} (mm)	1,2
t _{real} (mm)	15
Pa (bar)	2,59

Venteig

El venteig d'aquests tancs de mescla està connectat al scrubber SC-302 per a la neutralització de la sosa amb HCl. El cabal de venteig s'ha calculat a partir de l'equació de la normativa APQ per a tanc a pressió atmosfèrica. A la taula 11.3.32 es mostren les dades del càlcul del venteig.

Taula 11.3.32.- Càlcul del cabal de venteig pel mesclador M-506.

F	1
M (kg/kmol)	25,92
L (kJ/kg)	1809
A (m ²)	91,9
Q (kJ/h)	5952718
Cabal venteig (m ³ /h)	2891
Cabal venteig (m ³ /s)	0,8

Pes del equip

Al no tenir aïllament, el pes del equip s'ha calculat únicament tenint en compte el volum d'acer de construcció del tanc. A la taula 1.3.33 es mostren les dades utilitzades i els resultats obtinguts pel càlcul del pes del equip buit, ple d'aigua i ple de fluid refrigerant.

11. Manual de càlculs

Taula 11.3.33.- Càlcul del pes del mesclador M-506.

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} (\text{m}^3)$	0,37
$V_{\text{material fons cònic}} (\text{m}^3)$	0,15
$V_{\text{material fons pla}} (\text{m}^3)$	0,24
$V_{\text{material}} (\text{m}^3)$	0,76
$\rho_{\text{AISI304L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
Pes equip (kg)	6014
Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} (\text{kg/m}^3)$	1000
Pes aigua (kg)	85000
Pes equip (kg)	91014
Pes amb fluid operació	
$\rho_{\text{NaOH}} (\text{kg/m}^3)$	1043
Pes NaOH (kg)	88638
Pes equip (kg)	94652

Agitació

Pel disseny del sistema d'agitació s'han utilitzat les formules explicades al apartat 11.3.1. Amb la modificació del càlcul de l'alçada de líquid, que s'ha calculat mitjançant l'equació 11.3.9. A la taula 11.3.34 es presenten les dades pròpies del disseny del agitador.

Taula 11.3.34.- Disseny del sistema d'agitació pel mesclador M-506.

$H_{\text{líq}} (\text{m})$	5,34
h/D_t	1,1
$\mu (\text{cP})$	15,86
Nº impulsors	1
$W_{\text{baf}} (\text{m})$	0,375
$d_{\text{imp}} (\text{m})$	1,35
$W_{\text{imp}} (\text{m})$	0,27
$L_{\text{imp}} (\text{m})$	0,3375
$N (\text{m/s})$	9,42
N_{Re}	$1,13 \cdot 10^6$
N_{pot}	6
$P (\text{W})$	77217

11. Manual de càlculs

11.3.8-Tanc de mescla de NH_4Cl (M-507)

Al tanc de mescla M-507 es prepara la solució de NH_4Cl amb aigua al 5% en pes, que s'utilitza per regenerar el catalitzador dels reactors R-501. El mesclador treballarà de forma discontinua, omplint-se i buidant-se cada cop que es regenera un reactor.

Dimensionament i disseny mecànic

S'ha calculat que es necessiten 4m^3 de NH_4Cl aquos per a la regeneració del catalitzador d'un dels reactors. El tanc de mescla s'ha dissenyat de forma que la seva capacitat sigui a necessària per a la regeneració d'un reactor, sense tenir en compte el sobredimensionament del equip.

Per la construcció del tanc s'ha decidit treballar amb acer inoxidable AISI 304L. S'ha basat el disseny en la normativa ASME. S'ha decidit la construcció del tanc amb cos cilíndric, fons pla i capçal torisfèric. Les condicions de treball del tanc són pressió atmosfèrica i temperatura ambient. A la taula 11.3.35 es troben les dades del dimensionament i disseny mecànic del tanc.

Taula 11.3.35.- Dades del dimensionament i disseny mecànic dels mescladors M-507.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	1,5
L (m)	2,5
$V_{\text{cilindre}} (\text{m}^3)$	4,4
d (m)	0,3
h (m)	0,35
α	60°
$V_{\text{con}} (\text{m}^3)$	0,25
$V_{\text{total 1 tanc}} (\text{m}^3)$	4,67
% Volum ocupat	85,6%
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	27
Temperatura Disseny (°C)	50
Pressió Operació (bar)	1
Pressió Disseny (bar)	2

11. Manual de càlculs

P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
Material	AISI 304L
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	2,63
t _{tol fab} (mm)	0,26
t _{real} (mm)	3
Pa (bar)	2,23
Disseny per Pressió Interna del Fons Cònic	
t (mm)	3,26
t _{tol fab} (mm)	0,33
t _{real} (mm)	5
Pa (bar)	2,23

S'ha optat per la construcció del cos, el capçal i el fons amb un gruix de 6 mm, per considerar que el gruix obtingut amb els càlculs és massa petit per suportar el pes del equip.

Venteig

El venteig del tanc M-507 anirà connectat al scrubber SC-302 on serà neutralitzat amb NaOH. El càlcul del cabal de venteig segueix les equacions per a tancs a pressió atmosfèrica. Les dades utilitzades pel càlcul del venteig es troben a la taula 11.3.36, juntament amb el resultat obtingut.

Taula 11.3.36.- Càlcul del cabal de venteig pel mesclador M-507.

F	1
M (kg/kmol)	19,78
L (kJ/kg)	1294
A (m ²)	11,78
Q (kJ/h)	1082123
Cabal venteig (m ³ /h)	841
Cabal venteig (m ³ /s)	0,23

11. Manual de càlculs

Pes del equip

El càlcul del pes del equip s'ha realitzat a partir del volum d'acer emprat a la construcció del tanc. Les dades dels càlculs realitzats es mostren a la taula 11.3.37.

Taula 11.3.37.- Càlcul del pes del mesclador M-507.

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} (\text{m}^3)$	0,035
$V_{\text{material fons cònic}} (\text{m}^3)$	0,007
$V_{\text{material fons pla}} (\text{m}^3)$	0,01
$V_{\text{material}} (\text{m}^3)$	0,05
$\rho_{\text{AISI304L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
Pes equip (kg)	422
Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} (\text{kg/m}^3)$	1000
Pes aigua (kg)	4000
Pes equip (kg)	4422
Pes amb fluid operació	
$\rho_{\text{NH}_4\text{Cl}} (\text{kg/m}^3)$	1014
Pes NH_4Cl (kg)	4056
Pes equip (kg)	4478

Agitació

El sistema d'agitació del mesclador M-507 s'ha dissenyat de la mateixa forma que el del mesclador M-506. El dimensionament del agitador i la seva potència es troben a la taula 11.3.38.

Taula 11.3.38.- Disseny del sistema d'agitació pel mesclador M-507.

$H_{\text{liq}} (\text{m})$	2,26
h/D_t	1,51
μ (cP)	1,55
Nº impulsors	1
$W_{\text{baf}} (\text{m})$	0,125
$d_{\text{imp}} (\text{m})$	0,45
$W_{\text{imp}} (\text{m})$	0,09
$L_{\text{imp}} (\text{m})$	0,1125
N (m/s)	6,28
N_{Re}	$8,34 \cdot 10^5$
N_{pot}	6
P (W)	91,55

11. Manual de càlculs

11.4. Sitges

Les sitges són dipòsits d'emmagatzematge de sòlids. A aquestes es guardaran els diferents sòlids necessària pel procés, AN, NaOH i NH_4Cl i el producte acabat, Carbaril.

Tant l'AN, com el NaOH i el NH_4Cl arriben a la planta en *big bags*. Aquestes bosses seran buidades arran de terra en una zona tancada, similar a una cubeta, amb un enreixat superior. Aquesta cubeta estarà connectada a un cargol d'Arquímedes per pujar el sòlid e introduir-lo a les sitges.

El carbaril per la seva part, també arribarà a les sitges mitjançant un cargol, però en aquest cas provindrà del assecador.

11.4.1. Sitges d'emmagatzematge d'AN (TS-201A i TS-201B)

S'ha calculat que cada dia es gasten 25500 kg d'AN per la producció de carbaril. Això correspon a 25,5 *big bags* cada dia. Aquest AN provindrà de una planta situada a la mateixa parcel·la per el que no es necessitaran grans camions per el transport i es tindrà una comunicació directa dins de la planta.

El AN sortirà de la sitja per la part de sota i anirà a parar a un cargol que el transportarà fins els tancs e mescla M-502.

Dimensionament i disseny mecànic

Per facilitar les operacions de neteja en continu, s'ha decidit treballar amb dues sitges. A partir de la densitat del AN, s'ha calculat que el volum mínim necessari per cada sitja és de $81,5 \text{ m}^3$, considerant que es vol tenir un *stock* suficient per a 7 dies d'operació.

Les sitges estan formades per un cos cilíndric i fons cònic. La taula 11.4.1 mostra les dades del dimensionament i el disseny mecànic.

Taula 11.4.1.- Dades del dimensionament i disseny mecànic de les sitges TS-201.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	4,5
L (m)	5,5
$V_{\text{cilindre}} (\text{m}^3)$	87,5
d (m)	0,3
h (m)	2,1
α	45°
$V_{\text{con}} (\text{m}^3)$	11,9
$V_{\text{total 1 tanc}} (\text{m}^3)$	102,6
% Volum ocupat	79

11. Manual de càlculs

Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	27
Temperatura Disseny (°C)	50
Pressió Operació (bar)	1
Pressió Disseny (bar)	2
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
Material	AISI 304L
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	4,9
t _{tol fab} (mm)	0,49
t _{real} (mm)	7
Pa (bar)	2,22
Disseny per Pressió Interna del Fons Cònic	
t (mm)	6,9
t _{tol fab} (mm)	0,69
t _{real} (mm)	9
Pa (bar)	2,1

Pes del equip

S'ha determinat el pes del equip buit, ple d'aigua i ple de sòlid. La taula 11.4.2 mostra les dades dels càlculs del pes del equip.

Taula 11.4.2.- Càlcul del pes de les sitges TS-201.

Pes buit	
V _{material cilindre} (m ³)	0,27
V _{material fons cònic} (m ³)	0,12
V _{material} (m ³)	0,54
ρ _{AISI304L} (kg/m ³)	7900
Pes equip (kg)	4252
Pes amb aigua	
ρ _{aigua} (kg/m ³)	1000
Pes aigua (kg)	81477
Pes equip (kg)	85730
Pes amb sòlid	
ρ _{AN} (kg/m ³)	1095,4
Pes AN (kg)	89250
Pes equip (kg)	93502

11. Manual de càlculs

11.4.2. Sitges d'emmagatzematge de Carbaril (TS-202A i TS-202B)

Les sitges TS-202 serveixen per contenir el carbaril que es produeix a la planta. A aquestes hi arriba directament el corrent sòlid que surt del assecador i del cicló.

Dimensionament i disseny mecànic

El corrent de sortida carbaril del conjunt assecador i cicló, se de 35000 kg/dia. Periòdicament s'anirà buidant a sitja omplint *big bags*. El dimensionament de les sitges s'ha realitzat per a poder emmagatzemar el carbaril que es produeix durant 7 dies.

A la taula 11.4.3 es troben les dades del dimensionament i disseny mecànic de les sitges.

Taula 11.4.3.- Dades del dimensionament i disseny mecànic de les sitges TS-202.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	5
L (m)	5,5
$V_{cilindre} (m^3)$	108
d (m)	0,3
h (m)	2,35
α	45°
$V_{con} (m^3)$	16,36
$V_{total\ 1\ tanc} (m^3)$	128,7
% Volum ocupat	79
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	27
Temperatura Disseny (°C)	50
Pressió Operació (bar)	1
Pressió Disseny (bar)	2,5
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
Material	AISI 304L
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85

11. Manual de càlculs

Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	6,8
t _{tol fab} (mm)	0,68
t _{real} (mm)	9
Pa (bar)	2,67
Disseny per Pressió Interna del Fons Cònic	
t (mm)	9,62
t _{tol fab} (mm)	0,96
t _{real} (mm)	12
Pa (bar)	2,67

Pes del equip

S'ha determinat el pes del equip buit, ple d'aigua i ple de sòlid. La taula 11.4.3 mostra les dades dels càlculs del pes del equip.

Taula 11.4.4.- Càlcul del pes de les sitges TS-202.

Pes buit	
V _{material cilindre} (m ³)	0,39
V _{material fons cònic} (m ³)	0,20
V _{material} (m ³)	0,71
ρ_{AISI304L} (kg/m ³)	7900
Pes equip (kg)	5595
Pes amb aigua	
ρ_{aigua} (kg/m ³)	1000
Pes aigua (kg)	102083
Pes equip (kg)	107679
Pes amb fluid sòlid	
ρ_{Carbaril} (kg/m ³)	1200
Pes Carbaril (kg)	122500
Pes equip (kg)	128095

11.4.3. Sitges d'emmagatzematge de NaOH (TS-203A i TS-203B)

A les sitges TS-203 es guarda el NaOH sòlid que anirà al mesclador M-506.

Dimensionament i disseny mecànic

S'han dimensionat les sitges per a poder emmagatzemar el NaOH sòlid necessari per a poder neutralitzar tot el contingut dels reactors R-401. S'han triat aquests reactors per el dimensionament de les sitges, ja que són els equips de major volum dels que contenen MIC i/o foscà.

A la taula 11.4.5 es troben les dades del dimensionament i disseny mecànic de les sitges.

11. Manual de càlculs

Taula 11.4.5.- Dades del dimensionament i disseny mecànic de les sitges TS-203.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	3
L (m)	4
$V_{cilindre} (m^3)$	28,3
d (m)	0,3
h (m)	1,35
α	45°
$V_{con} (m^3)$	3,53
$V_{total\ 1\ tanc} (m^3)$	32,75
% Volum ocupat	80
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	27
Temperatura Disseny (°C)	50
Pressió Operació (bar)	1
Pressió Disseny (bar)	2,5
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
Material	AISI 304L
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	4,08
$t_{tol\ fab}$ (mm)	0,41
t_{real} (mm)	6
Pa (bar)	2,78
Disseny per Pressió Interna del Fons Cònic	
t (mm)	5,77
$t_{tol\ fab}$ (mm)	0,58
t_{real} (mm)	8
Pa (bar)	2,75

11. Manual de càlculs

Pes del equip

S'ha determinat el pes del equip buit, ple d'aigua i ple de sòlid. La taula 11.4.6 mostra les dades dels càlculs del pes del equip.

Taula 11.4.6.- Càlcul del pes de les sitges TS-203.

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} (\text{m}^3)$	0,11
$V_{\text{material fons cònic}} (\text{m}^3)$	0,05
$V_{\text{material}} (\text{m}^3)$	0,19
$\rho_{\text{AISI304L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
Pes equip (kg)	1514
Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} (\text{kg/m}^3)$	1000
Pes aigua (kg)	26344
Pes equip (kg)	27858
Pes amb fluid sòlid	
$\rho_{\text{NaOH}} (\text{kg/m}^3)$	2130
Pes NaOH (kg)	56112
Pes equip (kg)	57626

11.4.4. Sitja d'emmagatzematge de NH_4Cl (TS-204)

La sitja TS-204 emmagatzema el NH_4Cl sòlid que s'utilitza per la regeneració del catalitzador dels reactors R-501.

Dimensionament i disseny mecànic

La sitja de NH_4Cl s'ha dissenyat per poder emmagatzemar la quantitat de sòlid necessària per la regeneració del catalitzador d'un reactor 3 vegades, el que equival a 2908 kg.

A la taula 11.4.7 es troben les dades del dimensionament i disseny mecànic de les sitges.

11. Manual de càlculs

Taula 11.4.7.- Dades del dimensionament i disseny mecànic de la sitja TS-204.

Dades Generals del Dimensionament del Equip	
D (m)	1,5
L (m)	1,5
$V_{cilindre} (m^3)$	2,65
d (m)	0,3
h (m)	0,6
α	45°
$V_{con} (m^3)$	0,44
$V_{total\ 1\ tanc} (m^3)$	3,09
% Volum ocupat	77
Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	27
Temperatura Disseny (°C)	50
Pressió Operació (bar)	1
Pressió Disseny (bar)	2,5
P externa (bar)	1
Dades Generals del Disseny Mecànic	
Material	AISI 304L
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	2,04
$t_{tol\ fab}$ (mm)	0,20
t_{real} (mm)	4
Pa (bar)	3,34
Disseny per Pressió Interna del Fons Cònic	
t (mm)	2,88
$t_{tol\ fab}$ (mm)	0,29
t_{real} (mm)	5
Pa (bar)	3,45

S'ha decidit construir el cos i els capçals amb un gruix de 6mm.

11. Manual de càlculs

Pes del equip

S'ha determinat el pes del equip buit, ple d'aigua i ple de sòlid. La taula 11.4.8 mostra les dades dels càlculs del pes del equip.

Taula 11.4.8.- Càlcul del pes de la sitja TS-204

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} (\text{m}^3)$	0,021
$V_{\text{material fons cònic}} (\text{m}^3)$	0,009
$V_{\text{material}} (\text{m}^3)$	0,037
$\rho_{\text{AISI304L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
Pes equip (kg)	291
Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} (\text{kg/m}^3)$	1000
Pes aigua (kg)	2390
Pes equip (kg)	2681
Pes amb fluid sòlid	
$\rho_{\text{NH}_4\text{Cl}} (\text{kg/m}^3)$	1527
Pes NH_4Cl (kg)	3650
Pes equip (kg)	3942

11.5. Reactor de formació de MCC (R-301)

En aquest reactor, localitzat en l'Àrea-300, correspon a un RCFP. Té lloc una reacció en fase gas no catalitzada exotèrmica entre el Fosgè i la Monometilamina (MMA). D'aquesta s'obté el clorur de metilcarbamoil (MCC) i Àcid Clorhídric (HCl), com a subproducte de la reacció (*veure Reacció 1*). Tots dos corrents es troben a una temperatura d'entrada de 205°C i 240°C, respectivament. El procés es dona a pressió atmosfèrica amb una temperatura d'operació de 260°C i amb un temps de residència de 1,5 segons.



Per a determinar el volum del reactor fem servir l'equació que relaciona el temps de residència amb el cabal d'entrada al reactor, tal com es pot veure a continuació:

$$\sigma = \frac{V}{Q} \quad \textbf{(Equació 11.5.1)}$$

On :

σ = Temps de residència del reactor (s)

V = Volum del reactor (m^3)

Q = Cabal d'entrada dels reactius (m^3/s)

El volum d'un sol reactor RCFP segons l'Equació 1 és de 0,316 m^3 . No obstant, vam decidir fer-ne quatre reactors RCFP en paral·lel amb aquest mateix volum repartit entre els quatre, ja que al tenir lloc la reacció tan ràpidament podem repartir el cabal en aquests reactors augmentant així l'àrea de transferència de calor.

11. Manual de càlculs

11.5.1. Característiques dels cabals d'entrada i sortida

En la taula que es mostra a continuació es pot observar els cabals d'entrada i de sortida del Reactor R-301, així com les condicions d'operació:

Taula 11.5.1.- Condicions a l'entrada i sortida del reactor (Pressió atmosfèrica)

	Fosgè	MMA	MCC	HCl
T operació (°C)	205	240	260	260
Cabal Entrada (Kmol/h)	9,42	7,54	0	0
Cabal Sortida (Kmol/h)	1,88	0	7,54	7,54

11.5.2. Balanç d'energia del reactor

En aquest apartat es pot observar en detall com s'ha fet el balanç d'energia pel reactor de flux pistó, quina és la calor a bescanviar pel reactor, l'àrea necessària per dur a terme aquest bescanvi, entre altres paràmetres útils per a un bon disseny de qualsevol reactor.

$$\sum_{j=1}^i n_{jo} \cdot C_{pj} (T - T_o) - \frac{n_{ko}}{v_k} \cdot X_k \cdot \Delta H^{\circ}_{r,j} - \frac{n_{ko}}{v_k} \cdot X_k \cdot \Delta C_{p,j} (T - T_{ref}) = Q$$

(Equació 11.5.2)

On:

Q= calor de la reacció (KW)

X_k= conversió de la reacció (100%)

n_{jo}= mols del component clau (Kmol/h)

ΔC_p= sumatori dels increments de calors específiques de la mescla(KJ/Kmol°K)

T= Temperatura del reactor (°C)

11. Manual de càlculs

T_o = Temperatura d'entrada al reactor ($^{\circ}\text{C}$)

T_{ref} = Temperatura de referència de 25°C .

ν_k = coeficient estequiomètric del component clau

ΔH° = entalpia de formació dels productes i reactius (KJ/Kmol)

Com que s'ha considerat que el reactor treballa d'una forma isotèrmica, mantenint la seva temperatura de reacció durant el procés, el primer terme de la calor és menyspreable:

$$\sum_{j=1}^i n_{jo} \cdot C_{pj} (T - T_o) = 0$$

El valor de la Q va ser de -104,31 KW.

Amb aquest valor es va poder saber l'àrea de transferència de calor en el rector amb la següent expressió:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad \textbf{(Equació 11.5.3)}$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{45,69 \cdot 10^3 \text{ W}}{50 \frac{\text{W}}{^{\circ}\text{Cm}^2} \cdot 222,4^{\circ}\text{C}} = 9,38 \text{ m}^2 \quad \textbf{(Equació 11.5.4)}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T - TL_1) - (T - TL_2)}{\ln\left(\frac{T - TL_1}{T - TL_2}\right)} = \frac{(260 - 30) - (260 - 45)}{\ln\left(\frac{260 - 30}{260 - 45}\right)} = 222,4^{\circ}\text{C} \quad \textbf{(Equació 11.5.5)}$$

On:

Q = Calor que cal bescanviar en el fluid refrigerant (KW).

U = Coeficient global de transferència de la calor ($50 \text{ W/}^{\circ}\text{Cm}^2$).

11. Manual de càlculs

A= Àrea de transferència de calor.

ΔT_{ml} = Mitja logarítmica d'increments de temperatures entre les establertes dintre del reactor amb el seu fluid refrigerant (el líquid refrigerant va ser l'aigua, amb un salt tèrmic de 15°C).

TL1= Temperatura d'entrada del líquid refrigerant (°C)

TL2= Temperatura de sortida del líquid refrigerant (°C)

T= Temperatura de reacció (°C)

Una vegada calculada l'àrea de transferència de calor necessària per dur a terme la reacció, es pot calcular el cabal volumètric de l'aigua refrigerant amb la següent expressió:

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T \quad \textbf{(Equació 11.5.6)}$$

On:

m= cabal de refrigerant (m³/s)

Cp= Calor específica del refrigerant (Cp, aigua= 4,184 KJ/Kmol)

ΔT = Salt tèrmic (15°C)

Si s'aïlla la *m* ens dona un cabal màssic de 2,14 Kg/s, que si es fa factor de conversió s'obté el resultat en unitats de volum, 0,00087 m³/s.

11.5.3. Disseny mecànic del reactor

Per poder començar a dissenyar el reactor s'ha fet servir una relació L/D, de la qual cosa s'havia decidit per a un valor de 1,5 per a determinar les mesures geomètriques del reactor:

$$L_{reactor} = 1.5 \cdot D_{reactor} \quad \textbf{(Equació 11.5.7)}$$

$$V_{reactor} = \frac{\pi}{4} \cdot D_r^2 \cdot L_r = \frac{\pi}{4} \cdot D_r^2 \cdot 1.5 \cdot D_r \quad \textbf{(Equació 11.5.8)}$$

$$D_r = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_r}{1.5 \cdot \pi}} \quad \textbf{(Equació 11.5.9)}$$

On:

L= longitud del reactor (m)

D= Diàmetre del reactor (m)

V= Volum del reactor (m³)

Segons aquestes relacions ens donaven les següents dimensions:

D = 0.63 m

L = 0.95 m

Cal dir que aquestes dimensions s'havien sobredimensionat un 20% del resultant.

S'havia de comprovar que si amb un sol reactor era suficient o no en funció de l'àrea de transferència de calor calculada ($A = 9,38 \text{ m}^2$). L'àrea total del reactor s'havia calculat amb la formula de l'àrea d'un cilindre, a fi de poder-les comprar i esbrinar si es tenia prou àrea de transferència de calor com per a dur a terme la reacció.

$$A_{cilindre} = 2 \cdot \pi \cdot r \cdot L \quad \textbf{(Equació 11.5.10)}$$

11. Manual de càlculs

On:

R= radi del reactor (m)

L= longitud del reactor (m)

Com a resultat es va tenir una àrea del reactor de 1,23 m², molt més petita que l'àrea de bescanvi que es necessitava. Aleshores, s'havia decidit fer un reactor flux pistó tubular, ja que d'aquesta manera s'augmentava l'àrea de transferència de calor.

11.5.4. RCFP tubular

Per dur a terme aquest disseny, s'ha tingut que calcular el nombre de tubs necessaris en funció del volum del reactor i el volum d'un sol tub.

$$N^{\circ} \text{ tubs} = \frac{V_{\text{reactor}}}{V_{\text{tub}}} \quad (\text{Equació 11.5.11})$$

Per determinar el volum d'un sol tub es va tenir que fixar el radi d'aquest a 2 polzades, equivalent a 5,08 cm, i una longitud dels tubs de 15 m:

$$V_{\text{tub}} = \pi \cdot r_{\text{tub}}^2 \cdot L_{\text{tub}} \quad (\text{Equació 11.5.12})$$

On:

r_{tub} = radi del tub (m)

L_{tub} = Longitud del tub (m)

El volum d'un sol tub va ser de 0,121 m³; per tant, el nombre de tubs necessaris segons l'expressió anterior són de 2,60 tubs, la qual cosa es van aproximar a 4 tubs, sent aquest el nombre de tubs dissenyats.

Finalment, un cop calculat el nombre de tubs necessaris es pot fàcilment saber la velocitat de flux de gas d'entrada a través dels tubs i l'àrea de pas del tub:

11. Manual de càlculs

$$S_{tub} = \pi \cdot r_{tub}^2 \quad \text{(Equació 11.5.13)}$$

$$v = \frac{\frac{Q}{n^o \text{ tubs}}}{S_{tub}} = 6,51 \frac{m}{s} \quad \text{(Equació 11.5.14)}$$

On:

S_{tub} = Àrea de pas del fluid pel tub (m^2)

Q= cabal total d'entrada al reactor (m^3/s)

v = velocitat del fluid pels tubs (m/s)

El valor establert de la velocitat del gas pels tubs va ser de entre 3 -10 m/s, segons les dades bibliogràfiques (*Chemical Reactors: From Design to Operation* by Pierre Trambouze and Jean-Paul Euzen, 2004).

Càlcul de la pèrdua de pressió dels tubs

La pèrdua de càrrega que té lloc en una conducció representa la pèrdua d'energia d'un flux al llarg de la mateixa per efecte del fregament. Hi ha diferents mètodes de càlcul depenent el tipus de material, el flux que tinguem (laminar o turbulent), segons la pressió de treball, entre altres paràmetres.

Per dur a terme aquest càlcul hem fet servir la formula bibliogràfica de Darcy-Weisbach, ja que és una de les formules més exactes per calcular la pèrdua de pressió. No obstant, es precisa per aquest càlcul el valor adimensional f , corresponent al coeficient de fregament o fricció.

$$hc = f \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2g} \quad \text{(Equació 11.5.15)}$$

on:

hc = Pèrdua de pressió de la canonada (m)

f = Coeficient de fregament o de fricció (adimensional)

L = Longitud de la canonada (m)

11. Manual de càlculs

D = Diàmetre intern de la canonada (m)

v = Velocitat del fluid pel tub (m/s)

g = Acceleració de la gravetat (m/s^2)

L'equació 15 correspon a la formula de Darcy-Weisbach, però també es pot expressar en funció del cabal:

$$hc = 0,0826 \cdot f \cdot \frac{Q^2}{D^5} \cdot L \quad \textbf{(Equació 11.5.16)}$$

On:

hc = Pèrdua de pressió de la canonada (m)

f = Coeficient de fregament o de fricció (adimensional)

Q = Cabal d'entrada al tub (m^3/s)

D = Diàmetre intern del tub (m)

L = Longitud del tub (m)

Per el càlcul del coeficient de fregament o de fricció podem utilitzar la següent correlació que va en funció del nombre de Reynolds:

$$f = 0,3164 \cdot Re^{-0,25} \quad \textbf{(Equació 11.5.17)}$$

$$Re = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad \textbf{(Equació 11.5.18)}$$

On:

Re = Nombre de Reynolds (adimensional)

D = Diàmetre intern del tub (m)

v = Velocitat del fluid pel tub (m/s)

ρ = Densitat de la mescla que hi circula a través del tub (kg/m^3)

μ = Viscositat de la mescla que hi circula a través del tub ($\text{N}\cdot\text{s/m}^2$)

11. Manual de càlculs

El resultat d'aquestes operacions van ser les següents:

$$Re = \frac{0,1016 \text{ m} \cdot 10 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 1.57 \text{ kg/m}^3}{0,001 \text{ N} \cdot \text{s/m}^2} = 15.951,2 < 100.000$$

$$f = 0,3164 \cdot (15951,2)^{-0,25} = 0,030$$

$$hc = 0,0826 \cdot 0,028 \cdot \frac{0,23^2}{0,1016^5} \cdot 15 \text{ m} = 23,57 \text{ m}$$

$$j = \frac{hc}{L} = \frac{21,17 \text{ m}}{15 \text{ m}} = 1,5 \text{ m (Pèrdua de càrrega)}$$

Càlcul de la pressió de disseny:

$$Pd = Pop + 1 \quad \textbf{(Equació 11.5.19)}$$

On:

Pd = Pressió de disseny (atm)

Pop= Pressió d'operació o de treball (1 atm)

La pressió de disseny calculada té un valor de 2 atm.

Càlcul de la temperatura de disseny:

$$Td = Top + 20^{\circ}\text{C} \quad \textbf{(Equació 11.5.20)}$$

On:

Td = Temperatura de disseny (°C)

Top = Temperatura d'operació o de treball (°C)

11. Manual de càlculs

La temperatura de disseny calculada va ser de 280°C.

Càlcul del gruix dels tubs:

Qualsevol tub que contingui un fluid amb una pressió interna determinada, es troba sotmesa a forces de tensió, segons les seves seccions transversals i longitudinals, per la qual cosa les parets dels tubs han de tenir la suficient resistència com per fer front a aquestes forces per evitar problemes en el disseny.

Per a determinar el gruix mínim de les parets dels tubs fa falta considerar la temperatura d'operació, la corrosió i la tolerància de fabricació.

El Codi ANSI B31 presenta la forma per determinar el gruix mínim que ha de tenir un tub sotmès a pressió interna, aquests procediment només admissible per a tubs que compleixin la següent relació:

$$\frac{P}{SE} < 0,385 \quad \textbf{(Equació 11.5.21)}$$

On:

P = Pressió interna de disseny (atm)

S = Límit elàstic (atm)

E = Factor de soldadura (adimensional)

A continuació, en la Taula 2 es podrà observar els diferents paràmetres necessaris per dur a terme el càlcul del gruix dels tubs.

Taula 11.5.2.- Dades pel càlcul del gruix dels tubs

Paràmetre	Nom	Valor
C1	Sobrespesor de corrosió	1.5 mm
C2	Tolerància de fabricació	12,50 %
Y	Factor de correcció	0.4 (adimensional)
Di	Diàmetre intern tub	0.1016 m

11. Manual de càlculs

S	Límit elàstic	1068,59 atm
E	Factor de soldadura	0.85 (adimensional)
Pd	Pressió de disseny	2 atm

El material escollit per la fabricació del reactor, ha sigut el material AISI 316 L, corresponent a Acer Inoxidable.

Passos a seguir pel càlcul:

1. $\frac{P}{SE} < 0,385$ **(Equació 11.5.22)**

2. $t_{tub} = \frac{PD}{2(SE+PY)} + C1$ **(Equació 11.5.23)**

3. $t_{nominal} = t_{min} + C2$ **(Equació 11.5.24)**

4. $t_{nominal} \leq t_{comercial}$

El gruix del tub interior (reactor) seleccionat va ser de 0,602 cm, ja que el calculat donava un gruix massa petit i es va considerar fer-ho amb el gruix estàndard del mercat.

Disseny dels capçals del reactor

Encara que el reactor dissenyat es tracti d'un tub lineal, amb una longitud determinada, és necessari que hi hagi dos capçals, tant a la part dreta i esquerra per poder-hi connectar les connexions d'entrada i sortida, tant de reactius com de productes formats, així com també per connectar l'aigua refrigerant a l'intercanviador de calor.

El disseny dels capçals es va decidir fer-los torisfèrics (veure Figura 2), segons la norma ASME. Els càlculs es mostren a continuació:

11. Manual de càlculs

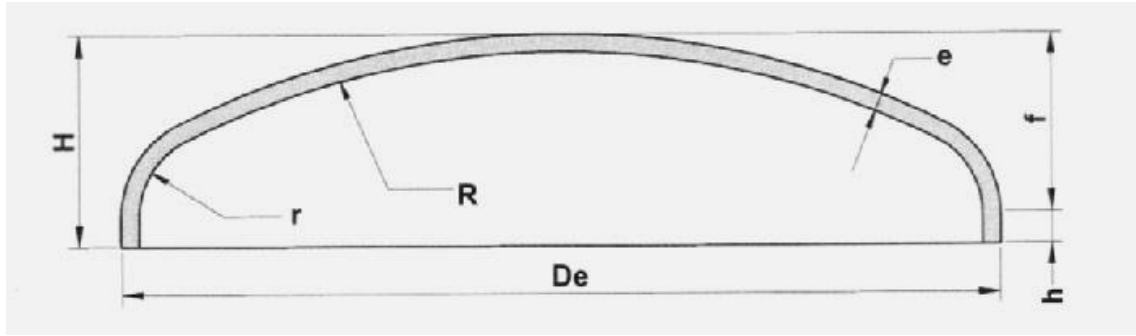


Figura 11.5.1.- Representació esquemàtica d'un capçal torisfèric.

Càlcul del gruix dels capçals:

$$t = \frac{PLM}{2 \cdot SE - 0.2 \cdot P} + C1 + C2 \quad \text{(Equació 11.5.25)}$$

On:

P = Pressió de disseny (atm)

L = Radi intern del capçal (m)

M = Factor M (adimensional)

S = Valor del estrès del material (atm)

E = Factor de soldadura (adimensional)

C1 = Sobrespesor de corrosió

C2 = Tolerància de fabricació

El material que s'ha fet servir ha sigut l'AISI 316 L, per tant:

$$t = \frac{2 \text{ atm} \cdot 0,1466 \text{ m} \cdot 1.75}{2 \cdot 1068,59 \text{ atm} \cdot 0,85 - 0.2 \cdot 2 \text{ atm}} = 0,00278 \text{ m}$$

El gruix dels capçals escollit va ser de 0,006 m, en comptes de 0,00278 m, ja que aquest valor era massa petit que el considerat pel mercat.

11. Manual de càlculs

El volum dels capçals segons l'ASME seria:

$$V_{\text{capçal torisfèric}} = 0,0809 \cdot D_e^3 \quad (\text{Equació 11.5.26})$$

on :

D_e = Diàmetre extern del tub exterior (m)

$$V_{\text{capçal torisfèric}} = 0,0809 \cdot (0,1466\text{m})^3 = 0,000255 \text{ m}^3$$

11.5.5. Intercanviador del RCFP tubular

Aquest intercanviador té la finalitat de mantenir la temperatura constant dins del tub interior, que es a on es produeix la reacció a 260°C. És un intercanviador de doble tub, de manera que pel seu interior hi circularà el fluid refrigerant (oli tèrmic HR) a 30°C.

Els paràmetres calculats fins ara per dur a terme el disseny del reactor són els que apareixen a continuació:

Taula 11.5.3.- Paràmetres de disseny

Paràmetre	Nom	Valor
d_i	Diàmetre intern del tub interior	0,1016 m
d_e	Diàmetre extern del tub interior	0,1136m
D_i	Diàmetre intern del tub exterior	0,1336 m
D_e	Diàmetre intern del tub exterior	0,1466 m
$A_{\text{pas, ext}}$	Àrea de pas de l'aigua pel tub extern	$3'141 \cdot 10^{-4}$ m
$A_{\text{pas, int}}$	Àrea de pas del gas pel tub intern	$8,107 \cdot 10^{-3}$ m
t_{int}	Gruix del tub intern	0,00602 m
t_{ext}	Gruix del tub extern	0,00600 m
t_{cap}	Gruix del capçal	0,00600 m
$V_{\text{tub ext}}$	Volum del tub extern	0,058 m ³

11. Manual de càlculs

$V_{\text{tub int}}$	Volum del tub intern	0,121 m ³
$V_{\text{pas ext}}$	Velocitat de pas de l'aigua pel tub extern	0,373 m/s
$V_{\text{pas int}}$	Velocitat de pas del gas pel tub intern	8,680 m/s
P_{sa}	Pèrdua de calor sense aïllament tèrmic	2.727 W
P_a	Pèrdua de calor amb aïllament tèrmic	56,80 W
P_{sa1}	Pèrdua de calor amb un augment de Tref	518,27 W
P_{sa2}	Pèrdua de calor a l'hivern	283,98 W
$T_{\text{ext, sa}}$	Temperatura exterior del equip sense aïllament tèrmic	34,82 °C
$T_{\text{ext,a}}$	Temperatura exterior del equip amb aïllament tèrmic	27,16 °C
$T_{\text{ext,a1}}$	Temperatura exterior del equip amb un augment de Tref	28,49 °C
$T_{\text{ext,a2}}$	Temperatura exterior del equip a l'hivern	-4,19 °C

Un cop observats els paràmetres necessaris per dur a terme el disseny del intercanviador de calor de doble tub a la taula anterior, a continuació es mostrarà en detall els càlculs que s'han tingut que fer.

Un punt important és que s'havia decidit que els gruixos dels capçals fossin de 0,006 m, per tal d'haver una coincidència amb el gruix del tub exterior. Dit això, es va concloure que tots dos gruixos (tub exterior i capçals) fossin iguals, ja que alhora de fer el disseny no seria una bona idea posar-ne gruixos diferents, ja que hi haurien problemes de soldadura.

Càlcul de l'Àrea de pas del fluid pel tub intern/extern

Aquest càlcul és idèntic per a tots dos fluids, el gas que hi circula pel tub interior i per l'aigua refrigerant que hi circula pel tub extern.

$$A_{\text{pas,int}} = \pi \cdot r_{\text{tub}}^2 = \pi \cdot \left(\frac{0,1016 \text{ m}}{2}\right)^2 = 8,10 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2 \quad (\text{Equació 11.5.27})$$

$$A_{\text{pas,ext}} = \pi \cdot \left(\frac{Di-de}{2}\right)^2 = \pi \cdot \left(\frac{0,1344-0,1144}{2}\right)^2 = 3,14 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2 \quad (\text{Equació 11.5.28})$$

11. Manual de càlculs

Càlcul del Volum del tub exterior

$$V_{tub,ext} = \pi \cdot \left(\frac{Di}{2}\right)^2 \cdot Ltub(= 15 \text{ m}) = 0,212 \text{ m}^3 \quad (\text{Equació 11.5.29})$$

$$V_{tub,ext,REAL} = V_{tub,ext} - de = 0,058 \text{ m}^3 \quad (\text{Equació 11.5.30})$$

Per saber el volum del tub exterior és necessari fer la diferencia entre el volum del tub interior complet i el diàmetre extern (d_e) del tub interior.

Càlcul de la pèrdua de calor amb/sense aïllament tèrmic

Abans d'entrar en detall dels càlculs realitzats, és important conèixer un seguit de paràmetres que ens seran útils pel desenvolupament del càlcul. A continuació, en la Taula 11.5.4. es podran observar:

Taula 11.5.4.- Paràmetres pel càlcul de la pèrdua de calor

Paràmetre	Nom	Valor
k_{acer}	Conducció tèrmica del Acer	15 w/m°C
$k_{aïllant}$	Conducció tèrmica del Acer	0,04 w/m°C
h_{gas}	Coeficient de transmissió de el calor del gas	20 w/m°C
h_{aigua}	Coeficient de transmissió de el calor de l'aigua	800 w/m°C
h_{aire}	Coeficient de transmissió de el calor del aire	30 w/m°C

11. Manual de càlculs

t_{int}	Gruix de la paret del tub interior	0,00602 m
t_{ext}	Gruix de la paret del tub exterior	0,0065 m
t_{aill}	Gruix de l'aïllant	0,050 m
T_1	Temperatura de l'aigua	35 °C
T_2	Temperatura d'operació	260 °C
T_{aire}	Temperatura ambient	27 °C
R_1	Radi del primer tram	0,0508 m
R_2	Radi del primer tram	0,05722 m
R_3	Radi del primer tram	0,06722 m
R_4	Radi del primer tram	0,07451 m
$R_{5, aïllant}$	Radi del primer tram	0,4 m
L	Longitud de l'equip	15 m

En la Figura 1.3.2 es mostren de manera esquemàtica el tub interior de gas, el tub exterior d'aigua refrigerant i el gruix de l'aïllant:

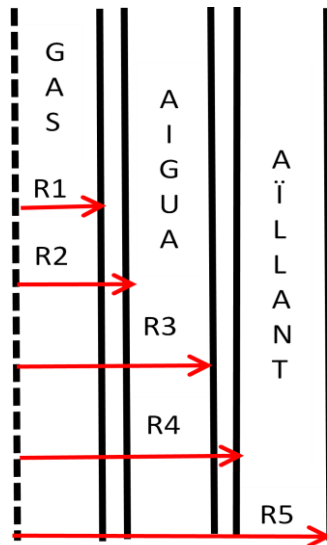


Figura 11.5.2.- Il·lustració esquemàtica del gruix de l'equip

Les pèrdues de calor calculades, tot seguit s'ha suposat que la temperatura del fluid refrigerant pel tub exterior és constant a 35°C durant tot el seu recorregut, fins a la sortida, i que no es veu afectada per la calor de reacció del gas dins del tub interior o del reactor. Aquesta aproximació ha sigut necessària per a simplificar els càlculs de les temperatures exteriors amb o sense aïllant tèrmic, ja que en tot cas s'hauria d'haver considerat la calor de reacció del gas com a part d'aquesta calor perdut.

Pèrdues de calor sense aïllament:

$$P_{sa} = \frac{T_2 - T_1}{\frac{1}{h_{aigua} \cdot 2\pi \cdot R_3 \cdot L} + \frac{1}{2\pi \cdot k_{acer} \cdot L} \cdot \ln \frac{R_4}{R_3} + \frac{1}{h_{aire} \cdot 2\pi \cdot R_4 \cdot L}} \quad (\text{Equació 11.5 31})$$

Pèrdues de calor amb aïllament:

11. Manual de càlculs

La diferència entre l'equació anterior es que en aquest cas cal afegir-hi un nou terme, el del aïllant entre el gruix del tub exterior d'acer i l'aire ambiental de la planta:

$$\text{Terme aïllant (TA)} = \frac{1}{2\pi \cdot k_{\text{aïllant}} \cdot L} \cdot \ln \frac{R_5}{R_4}$$

$$P_a = \frac{T_2 - T_1}{\frac{1}{h_{\text{aigua}} \cdot 2\pi \cdot R_3 \cdot L} + \frac{1}{2\pi \cdot k_{\text{acer}} \cdot L} \cdot \ln \frac{R_4}{R_3} + \text{TA} + \frac{1}{h_{\text{aire}} \cdot 2\pi \cdot R_4 \cdot L}} \quad (\text{Equació 11.5 32})$$

1.3.2.4 Càlcul de les temperatures exteriors de l'equip:

Si es vol calcular la temperatura exterior de l'equip sense l'aïllant tèrmic haurem de fer el següent càlcul:

$$P_{,sa} = \frac{T_{\text{aire}} - T_{\text{ext},sa}}{\frac{1}{h_{\text{aire}} \cdot 2\pi \cdot R_4 \cdot L}}$$

D'aquesta equació aïllem $T_{\text{ext},sa}$.

No obstant, si el que volem és calcular la temperatura exterior de l'equip amb l'aïllant tèrmic haurem de fer el següent càlcul:

$$P_{,a} = \frac{T_{\text{aire}} - T_{\text{ext},a}}{\frac{1}{h_{\text{aire}} \cdot 2\pi \cdot R_4 \cdot L}}$$

D'aquesta equació s'aïlla $T_{\text{ext},a}$.

11. Manual de càlculs

L'aïllant tèrmic que s'ha utilitzat correspon a la llana de mineral de roca amb un gruix de 0,05 mm. Són especialment útils en aplicacions sobre acers inoxidable, a causa del seu baix contingut de clorurs solubles.

Considerant que, per a les pitjors condicions, la temperatura del refrigerant arribés a valors pròxims a 100°C, la temperatura exterior de l'equip amb aïllament tèrmic d'un gruix de 5cm, no es veuria pràcticament afectada, ja que tan sols es tindrà un gradient d'1°C aproximadament. No obstant, si a l'hivern s'arribessin temperatures de -5°C a l'exterior, la temperatura exterior de l'equip amb aïllament tèrmic seria de -4,19°C (Veure Taula 3)

Pes Total de l'equip

El pes del reactor R-301 ha de constar el pes dels tubs interiors, on hi circularà el gas reactant, i els exteriors, la qual cosa aquests últims, si recordem, tenen com a finalitat fer circular el fluid refrigerant (aigua) pel seu interior per mantenir la temperatura d'operació constant de 260°C durant tot el procés.

Per calcular el pes de qualsevol equip és essencial saber el seu volum que ocupa i la densitat del fluid que hi contindrà, així com la densitat del material utilitzat, que pel cas serà tot d'acer inoxidable AISI 304 L.

Càlcul del pes dels capçals torisfèrics

$$D_{torisferic}^3 = (De + 2 \cdot t_{capçal})^3 \quad \textbf{(Equació 11.5.33)}$$

$$Pes_{capçal} = (0,0809 \cdot D_{torisferic}^3 - 0,0809 \cdot De^3) \cdot \rho_{acer} \quad \textbf{(Equació 11.5.34)}$$

$$Pes_{capçal} = 0,536 \text{ kg} \cdot 2 \text{ capçals} = 1,07 \text{ Kg}$$

Càlcul del pes dels tubs

11. Manual de càlculs

Per a tots dos tubs, tant l'interior com l'exterior, tenen en comú aquest càlcul. Les diferències dependrà, en tot cas, del diàmetre intern i el gruix.

$$Pes_{tub} = \frac{\pi}{4} [(Di_{tub} + 2 \cdot t_{tub})^2 - Di_{tub}^2] \cdot L_{tub} \cdot \rho_{mat} \quad (\text{Equació 11.5.35})$$

$$Pes_{tub\ intern} = 241,18 \text{ kg}$$

$$Pes_{tubs\ interns} = Pes_{tub, int} \cdot N^{\circ} \text{ Tubs } (=3 \text{ tubs totals}) = 964,76 \text{ Kg}$$

$$Pes_{tub\ extern} = 339,11 \text{ kg}$$

$$Pes_{tubs\ externs} = Pes_{tub, ext} \cdot N^{\circ} \text{ Tubs } (=3 \text{ tubs totals}) = 1356,45 \text{ Kg}$$

Càlcul del pes de l'equip buit

$$Pes_{equip\ buit} = Pes_{tub, interns} + Pes_{tub, externs} + Pes_{capçals} \quad (\text{Equació 11.5.36})$$

$$Pes_{equip\ buit} = 581,37 \text{ Kg}$$

Càlcul del pes del reactor ple d'aigua

Aquest càlcul es necessari quan es requereixi fer la comprovació de les estanqueïtats dels equips.

$$Pes_{reactor\ ple\ d'aigua} = Pes_{tub, int} + V_{reactor} \cdot \rho_{aigua} \quad (\text{Equació 11.5.37})$$

$$Pes_{reactor\ ple\ d'aigua} = 320,39 \text{ Kg}$$

Càlcul del pes de l'equip en operació

11. Manual de càlculs

El pes de l'equip en operació és a on realment es mostra el pes real de l'equip, ja que aquest es troba en ple funcionament en la planta. Té en compte aquest càlcul les densitats dels fluids que intervenen, és a dir, la densitat de la mescla gasosa en l'interior del reactor i la densitat de l'aigua present en l'intercanviador extern, com també els volums que ocupen aquests fluids.

$$\begin{aligned} \text{Pes equip operació} = & (P_{estub\ intern} + V_{reactor} \cdot \rho_{mescla}) \cdot \%V_{ocp} + \\ & + P_{estub\ extern} + V_{tub\ extern} \cdot \rho_{aigua} + P_{escapçals} \end{aligned}$$

(Equació 11.5.38)

El % de volum ocupat (%V_{ocp}) correspon al quocient entre el volum d'un tub interior i el nombre de tubs reals:

$$\%V_{ocp} = \frac{V_{tub\ interior}}{N\ tubs\ reals}$$

(Equació 11.5.39)

Els resultats d'aquests càlculs són els següents:

$$\%V_{ocp} = \frac{V_{tub\ interior}}{N\ tubs\ reals} = \frac{0,121\ m^3}{4} = \frac{0,65}{100} = 65\%$$

$$\text{Pes equip operació} = 639,76\ Kg$$

11. Manual de càlculs

11.6. Reactor de formació de MIC (R-401)

En aquest reactors es dona la piròlisi del MCC a MIC i HCl anhidre. A més d'aquests components, als reactors hi ha una gran quantitat de cloroform que actua com a dissolvent i N_2 per pressuritzar. La decisió d'utilitzar cloroform com a dissolvent està basada en la patent nord americana 3388145 de 1963 sobre la producció d'alcalins isocianats baixos, on s'explica que el cloroform és un bon dissolvent per aquest tipus de reacció i s'indica que per al MCC tenir una concentració entre el 1% i el 30% en pes del reactiu és un bon percentatge.

Els reactors operen com a RCTAs amb una temperatura constant al seu interior de 90°C i sota una pressió de 14 bars. S'ha decidit treballar a aquesta pressió per minimitzar la quantitat de gas que hi haurà a la mescla, afavorint que la major part del HCl que es forma es trobi dissolt en cloroform.

El temps de residència del fluid al reactor, suposant una mescla perfecta, s'ha fixat en 21h, i s'estima una conversió del MCC en MIC d'un 80%.

Els cabal de entrada i sortida del reactor es presenten a la taula 11.6.1.

Taula 11.6.1.- Cabals molars, màssics i volumètric d'entrada i sortida dels reactors.

Cabal molar total entrada (kmol/h)	108,3	Cabal molar total sortida (kmol/h)	115,9
Cabal màssic total entrada (Tn/h)	12,5	Cabal màssic total sortida (Tn/h)	12,5
Cabal volumètric total entrada (m^3/h)	9,4	Cabal volumètric total sortida (m^3/h)	10

Pel dimensionament dels reactors s'ha considerat el cabal volumètric de sortida ja que es el major i al treballar amb un RCTA, l'interior del reactor treballa a condicions de sortida.

Dimensionament i disseny mecànic dels reactors

11. Manual de càlculs

El disseny mecànic s'ha realitzat seguint el codi ASME per a equips a pressió.

S'ha optat per la realització del reactors amb cos cilíndric i fons inferior i superior toriesfèric.

$$V_{necessari\ total} = Q_v * \tau \quad (\text{Eq 11.6.1})$$

On:

Q_v és el cabal volumètric de sortida del reactor [m^3/h].

τ és el tems de residència del reactor [h].

A partir del valor de cabal de $10\ m^3/h$ i el temps de residència de 21 h, s'obté que el volum necessari és de $210\ m^3$.

$$V_{necessari\ 1\ reactor} = \frac{V_{necessari\ total}}{N^{\circ}\ de\ reactors} \quad (\text{Eq 11.6.2})$$

Donat que s'ha decidit treballar amb 3 reactor en paral·lel, el volum necessari per a cada reactor és de $70\ m^3$.

A partir d'aquest valor de volum s'han determinat les dimensions de l'equip per a tenir un sobredimensionament mínim del 15% i una relació longitud/diàmetre intern del cos cilíndric de entre 1,5 i 2.

S'ha establert un diàmetre de 4 m i una longitud de 6,5. Per tant, la relació entre els dos és de 1,625.

Per al dimensionament del equip s'han utilitzat les mateixes fórmules utilitzades en el disseny dels tancs d'emmagatzematge. Per el càlcul del volum del cilindre s'ha utilitzat la equació 11.1.1.

$$V_{cilindre} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L \quad (\text{Eq 11.1.1})$$

$$V_{cilindre} = \frac{\pi}{4} \cdot (4\ m)^2 \cdot 6,5\ m = 81,7\ m^3$$

Per el càlcul del volum d'un dels fons toriesfèrics s'ha utilitzat la equació 11.1.2.

11. Manual de càlculs

$$V_{\text{fons toriesfèric}} = 0,0809 \cdot D_t^3 \quad (\text{Eq 11.1.2})$$

$$V_{\text{fons toriesfèric}} = 0,0809 \cdot (4 \text{ m})^3 = 5,1 \text{ m}^3$$

A més s'ha fixat un radi intern del capçal de 4,1 m i el radi de la corba de 0,256 m.

Per obtenir el volum del reactor es sumen els volums de les tres parts com s'indica a la equació 11.1.3.

$$V_{\text{total 1 reactor}} = V_{\text{cilindre}} + 2 \cdot V_{\text{fons toriesfèric}} \quad (\text{Eq 11.1.3})$$

$$V_{\text{total 1 reactor}} = 81,7 \text{ m}^3 + 2 \cdot 5,1 \text{ m}^3 = 92 \text{ m}^3$$

$$\% \text{ Volum ocupat} = \frac{V_{\text{necessari 1 reactor}}}{V_{\text{total 1 reactor}}} \quad (\text{Eq 11.1.4})$$

$$\% \text{ Volum ocupat} = \frac{70 \text{ m}^3}{92 \text{ m}^3} = 76 \%$$

Per la construcció del reactor s'ha optat per la utilització de l'acer inoxidable AISI 316L.

El disseny mecànic del reactor s'ha realitzat de la mateixa forma que els tancs de MMA i foscgè. La taula 11.6.2 conté les dades bàsiques del disseny.

Taula 11.6.2.- Disseny mecànic dels reactors.

Condicions d'Operació i Disseny	
Temperatura Operació (°C)	90
Temperatura Disseny (°C)	120
Pressió Operació (bar)	14
Pressió Disseny (bar)	20
Dades Generals del Disseny Mecànic	
S (psi)	15700
C.A. (mm)	1
E	0,85
Disseny per Pressió Interna del Cos Cilíndric	
t (mm)	44,0

11. Manual de càlculs

$t_{tol\text{ fab}}$ (mm)	4,40
t_{real} (mm)	50
Pa (bar)	20,2
Disseny per Pressió Interna del Fons Toriesfèric	
M	1,75
t (mm)	78,2
$t_{tol\text{ fab}}$ (mm)	7,82
t_{real} (mm)	87
Pa (bar)	20,0

Càlcul del sistema d'escalfament dels reactors

Dins del reactor es duu a terme una reacció endotèrmica per el que cal un subministrament constant d'energia al sistema per a poder treballar en continu en condicions estacionaries. La quantitat d'energia calorífica a aportar es calcula a partir del balanç d'energia i, a més de la calor de reacció, té en compte la calor necessària per escalfar el fluid d'entrada al reactor. El balanç d'energia es resol a partir de l'equació 11.5.2. Prèviament però, cal resoldre les equacions 11.5.3, 11.5.4 i 11.5.5. El procediment per el càlcul d'aquestes equacions és el mateix que el ja mostrat pel balanç d'energia dels reactors R-301, a l'apartat 11.5.2 Les dades necessàries per a la resolució de les equacions es troben a la taula 11.6.3.

Taula 11.6.3.- Capacitats específiques i calors de formació dels reactius i dels productes dels compostos de la reacció a les condicions de referència (25°C i 1 atm) i a les d'operació (63°C i 10bars i 90°C i 10bars corresponents a l'entrada i sortida del reactor respectivament),

	Cp a 25°C (kJ/kmol·°C)	Cp a 90°C (kJ/kmol·°C)	Cp a 63°C (kJ/kmol·°C)	ΔH° a 25°C (KJ/Kmol)	ΔH° a 90°C (Kj/Kmol)
MCC	109,1	133,5	122,1	-207100	-199200
HCl	29,54	29,52	29,52	-92360	-90440
Cloroform	109,2	116,2	112,6	-133400	-126100
MIC	98,53	110,3	104	-90610	-83860

Mitjançant la resolució de les anteriors equacions s'obté:

$$\text{Equació t} \rightarrow \Delta H^\circ_t = 24130 \text{ KJ/Kmol}$$

$$\text{Equació X''} \rightarrow \Delta \bar{C}_{pj} = 12,9 \text{ KJ/Kmol} \cdot ^\circ\text{C}$$

11. Manual de càlculs

Finalment, mitjançant la resolució de l'equació 11.5.2, s'obté una calor a bescanviar de 163,42 KW. El fet que aquesta calor sigui positiva implica la reacció és endotèrmica com ja s'ha esmentat.

A partir d'aquesta calor a bescanviar, es dissenya el sistema de calefacció del equip. Per aquest bescanvi, s'ha optat per la instal·lació d'una mitja canya per on passarà oli tèrmic. El disseny és realitzat de la mateixa forma que per els sistemes de refrigeració dels tancs d'emmagatzematge de fosc i MIC, amb les úniques diferències que ara l'objectiu de la mitja canya és escalfar el sistema i que les propietats del fluid de bescanvi varien. A més, es canvia la nomenclatura en el càlcul de l'increment de temperatura mitjana logarítmica, variant T_R , temperatura del fluid refrigerant, per T_C , temperatura del fluid calefactor.

A la taula 11.6.4 es recullen les dades d'aquest disseny, juntament amb les del cabal necessari de fluid calefactor.

Taula 11.6.4.- Dades del disseny de la mitja canya.

T_{C1} (°C)	101
T_{C2} (°C)	100
T_f (°C)	90
ΔT_{ml} (°C)	10,5
A_{min} (m ²)	17,3
L (m)	6,5
A (m ²)	42
D_e (m)	0,1
Nº voltes	10,5
m_{min} (kg/s)	0,001

Aïllament

11. Manual de càlculs

El càlcul de l'aïllament es realitza igual al fet per els tancs d'emmagatzematge. No obstant, en aquest cas s'ha dissenyat pensant en la temperatura a la que es troba el fluid que circula per la mitja canya, al ser aquesta superior a la del fluid dins del reactor. Per tant, l'aïllament està dissenyat considerant el gruix dels tubs de la mitja canya en lloc dels del reactor. Com amb tots els equips aïllats, el material utilitat serà llana de roca. A la taula 11.6.5 es resumeixen les dades emprades en el disseny de l'aïllament.

Taula 11.1.5.- Dades del disseny del sistema d'aïllament.

Dades Generals	
$T_{\text{fluid}} (^{\circ}\text{C})$	100
$T_{\text{ext}} (^{\circ}\text{C})$	27
$\lambda_{\text{acer}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	15
$\lambda_{\text{aïllant}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	0,04
$h_{\text{ext}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	30
$r_1 (\text{m})$	2,05
$r_2 (\text{m})$	2,055
$t_{\text{aïllant}} (\text{mm})$	50
$r_3 (\text{m})$	2,105
$P (\text{W})$	4832
$T_{\text{paret aïllant}} (^{\circ}\text{C})$	28,87

Pes del equip

11. Manual de càlculs

El pes del equip inclou el del reactor en sí, més el de la mitja canya i el de la capa d'aïllament. Per el pes del equip ple d'aigua i ple de fluid d'operació s'ha comptabilitzat tant el volum del tanc, com el de la mitja canya.

La taula 11.6.7 mostra les dades utilitzades i els resultats obtinguts del càlcul del pes del equip.

Taula 11.6.7.- Dades del càlcul del pes dels reactors.

Pes buit	
$V_{\text{material cilindre}} (\text{m}^3)$	2,05
$V_{\text{material fons}} (\text{m}^3)$	0,71
$V_{\text{material reactor}} (\text{m}^3)$	2,77
$\rho_{\text{AISI 316L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
$V_{\text{material refrigeració}} (\text{m}^3)$	0,03
$\rho_{\text{AISI 304L}} (\text{kg/m}^3)$	7900
$V_{\text{aïllant}} (\text{m}^3)$	4,25
$\rho_{\text{aïllant}} (\text{kg/m}^3)$	40
Pes equip (kg)	22262
Pes amb aigua	
$\rho_{\text{aigua}} (\text{kg/m}^3)$	1000
Pes aigua (kg)	69950
Pes equip (kg)	92212
Pes amb fluid operació	
$\rho_{\text{fluid operació}} (\text{kg/m}^3)$	1269
Pes fluid operació (kg)	88492
$\rho_{\text{oli tèrmic}} (\text{kg/m}^3)$	900
Pes oli tèrmic (kg)	24
Pes equip (kg)	110925

Venteig d'emergència

El venteig s'ha dissenyat amb les fórmules per a tancs a pressió atmosfèrica segons la normativa MIE APQ-1. La taula 11.6.8 presenta les dades per el càlcul del cabal de venteig junt amb el valor resultant.

Taula 11.6.8.- Dades generals del venteig del equip.

11. Manual de càlculs

F	1
M (kg/kmol)	117
L (kJ/kg)	245
A (m ²)	81,7
Q (kJ/h)	5398321
Cabal venteig (m ³ /h)	503
Cabal venteig (m ³ /s)	0,14

Agitació

El sistema d'agitació s'ha dissenyat de la mateixa forma que pels tancs de mescla descrits a l'apartat 11.3. Pel reactors 401 també s'ha utilitzat un agitador centrífug de pales planes.

A la taula 11.6.9 es troben les dades del disseny de l'agitador.

Taula 11.6.9. Dades del càlcul del pes dels reactors.

H _{líq} (m)	5,65
h/D _t	1,41
μ (cP)	0,2916
Nº impulsors	1
W _{baf} (m)	1,2
d _{imp} (m)	0,3
W _{imp} (m)	0,24
L _{imp} (m)	1,2
N (m/s)	9,42
N _{Re}	5,9·10 ⁷
N _{pot}	6
P (W)	52104

11.7. Reactor de formació de Carbaril (R-501)

11.7.1. Introducció

El procés de disseny del reactor R501 s'ha basat en la reacció i les condicions d'operació de la bibliografia. Particularment s'han utilitzat dades de la patent **[Process for production of 1-Naphthyl Methylcarbamate]**, utilitzada per Union Carbide per produir *Carbaril* a la planta de producció de Bhopal.

El procés es basa en la formació de *metilcarbamat d'1-naftil* (carbaril) a partir d'1-Naftol i isocianat de metil utilitzant una resina de bescanvia aniònic que actuï com a catalitzador.

S'han utilitzat majoritàriament les dades i la informació obtinguda de la següent patent:

US PATENT 4.278.807 Jul. 14, 1981 (Process for production of 1-Naphthyl Methylcarbamate)

Elements complementaris

En el reactor esdevé important tenir en compte alguns elements que no han estat dissenyats, com seran:

- Entrada d'aliment bombejat des de l'inferior que es compon del dissolvent amb els dos reactius.
- Reixeta per evitar l'arrossegament de catalitzador.
- "Plaques" de caldereria per unir els tubs amb els capçals.

11. Manual de càlculs

11.7.2. Balanç de matèria

Per començar amb el disseny del reactor caldrà tenir un balanç de matèria acurat dels corrents d'entrada i sortida.

Taula 11.7.1.- Balanç de matèria al reactor R501

	Component	Tn/dia	kmol/dia	m3/dia
<u>SORTIDA</u>	MIC	0,98	17,13	1,11
	AN	2,44	16,92	2,76
	Toluè	115,75	1256,38	143,34
	Carbaryl	38,78	192,74	43,88
	SUMA	158	1483	191
<u>ENTRADA</u>	Component	Tn/dia	kmol/dia	m3/dia
	MIC	11,13	194,66	13,79
	AN	27,79	192,74	34,41
	Toluè	115,72	1256,10	143,31
	Carbaryl	3,76244	18,7	4,66
	SUMA	158	1644	196

El balanç realitzat té en compte els cabals recirculats i la conversió de reacció. Els valors que apareixen a la taula seran els cabals d'entrada i sortida de cada component en qualsevol moment del procés en operació normal.

11.7.3. Característiques del reactor

Per a la reacció s'utilitza el catalitzador Amberlyst A21, segons indicació de la patent. La taula 11.7.2 mostra les característiques principals del catalitzador.

Taula 11.7.2.- Propietats del catalitzador.

AMBERLYST A21 Properties		
Capacitat de bescanvi	1,3	eq/L
	4,6	eq/kg
Densitat	660	g/L
Àrea superficial	35	m2/g
Mida de porus	110	Å
Tmax operació	100	°C

11. Manual de càlculs

Les dades de la patent permetien conèixer els diversos experiments realitzats canviant algunes característiques del procés. Pel procés escollit, el reactor tubular que s'utilitzava segons la patent tenia les característiques que es poden observar en la taula 11.7.3.

Taula 11.7.3.- Característiques del reactor utilitzat en la patent.

Dades PATENT		
L	23	"
	58,42	cm
D	1	"
	2,54	cm
V	296	cm ³
	0,296	l
Qv	25	cm ³ /min
	4,16667E-07	m ³ /s
Atransversal	0,00051	m ²
v	0,00082	m/s

La taula 11.7.4 mostra els temps de residència al reactor de la patent i les característiques del reactor utilitzades per calcular-lo.

Com que es vol reproduir de la manera més fidedigna possible la reacció de la patent, es mantindrà aquest temps de residència per al càlcul del volum del reactor de la planta.

Taula 11.7.4.- Temps de residència del reactor utilitzat en la patent.

Temps de residència		11,841	min
Lcolumna	58,42		
Dcolumna	2,54		
V (cm ³)	296,02		
Q (cm ³ /min)	25		

11. Manual de càlculs

La taula 11.7. mostra les composicions utilitzades en la patent. S'ha decidit utilitzar les composicions de l'**experiment (III)** ja que són les que donen una major conversió.

CONTINUOUS REACTIONS REACTION OF MIC WITH 1-NAPHTHOL OVER AMBERLYST A-21 ION EXCHANGE RESIN				
Example Number	I	II	III	IV
Feed Composition, wt. %:				
1-Naphthol	18.0	18.1	18.0	17.9
MIC (methyl isocyanate)	7.2	6.3	7.2	7.5
Toluene	74.8	75.6	74.8	74.6
MIC: 1-Naphthol mole ratio:	1.01	0.87	1.01	1.05
Feed Rate, cc/min.:	40	25	25	32
Temperature, °C.: Jacket:	85	84	83	83
Reactor Bottom	76	84	74	74
Reactor Middle	94	91	93	92
Reactor Top	87	87	88	88
Product (1-Naphthyl methylcarbamate) Yield, %	85.3	86.5	91.2*	88.2
Productivity:				
lb. Product/lb Resin/hr	5.4	2.4	3.2	4.2
Product Purity:	99.8	99.8	99.8	—

*Includes second crop of crystals.

Figura 11.7.1.- Composició en %pes del MIC i de l' α -Naftol utilitzant el catalitzador Amberlist-21.

La figura 11.7.2 mostra els diferents procediments útils per la regeneració del catalitzador segons experiments de la patent. S'ha decidit utilitzar solució de NaOH i a posterior una solució de NH_4Cl ja que seguint aquest procediment és com s'obté menor quantitat (menyspreable) de subproducte indesitjat (1-naftil 2,4-dimethyl-allophanate)

11. Manual de càlculs

REGENERATION TREATMENT OF AMBERLYST A-21 ION EXCHANGE RESIN TO PREVENT FORMATION OF 1-NAPHTHYL 2,4 DIMETHYLALLOPHANATE DURING SYNTHESIS OF 1-NAPHTHYL METHYL CARBAMATE.					% 1-NAPHTHYL 2,4-DIMETHYL- ALLOPHANATE IN PRODUCT SOLUTION, 120-MINUTE SAMPLE
EXAMPLE	FIRST TREATMENT SOLUTION		SECOND TREATMENT SOLUTION		
		AMOUNT		AMOUNT, g	
V	none		none		0.1
VI	4% NaOH	300	none		8.2
VII	8% NaHCO ₃	300	none		9.5
VIII	5% Na ₂ CO	300	none		8.5
IX	10% CH ₃ COONa	300	none		8.8
X	8% NH ₄ OH	300	none		4.3
XI	4% NaOH	300	1% NaCl	100	5.1
XII(1)	4% NaOH	300	10% NaCl	500	0.9

REGENERATION TREATMENT OF AMBERLYST A-21 ION EXCHANGE RESIN TO PREVENT FORMATION OF 1-NAPHTHYL 2,4 DIMETHYLALLOPHANATE DURING SYNTHESIS OF 1-NAPHTHYL METHYL CARBAMATE.					
EXAMPLE	FIRST TREATMENT SOLUTION		SECOND TREATMENT SOLUTION		% 1-NAPHTHYL 2,4-DIMETHYL- ALLOPHANATE IN PRODUCT SOLUTION, 120-MINUTE SAMPLE
	AMOUNT		AMOUNT, g		
XIII(1)	4% NaOH	300	10% CaCl ₂	500	0.8
XIV	4% NaOH	300	5% NH ₄ Cl	100	0.1
XV(2)	9% NH ₄ OH	200	none		0.2
XVI(2)	10% NH ₄ Cl	400	none		0.1
	4% NH ₄ OH				
	10% NH ₄ Cl				

(1) 80 instead of 120 ml of resin was treated in this case.
(2) 100 instead of 120 ml of resin was treated in this case.

Figura 11.7.2.- Selecció del tractament per a la regeneració del catalitzador Amberlist-21.

Per la regeneració del catalitzador s'utilitzen les propietats obtingudes de la fulla de propietats del catalitzador (mostrada en l'apartat 12).

S'ha utilitzat la dada de la

Tal com mostra la taula 11.7.5, el n° d'equivalents de catalitzador en els tubs és de 3212. Segons la informació extreta de la bibliografia i de la patent, es pot assumir que 1 kmol de reactiu reaccionat satura 1 equivalent, de manera que s'obté un temps de saturació del catalitzador de 16,66 dies, a efectes pràctiques 17 dies, similar als 15 dies observats en la patent.

El temps de contacte mínim del catalitzador amb el NaOH i el NH₄Cl és de 30 minuts segons les propietats del catalitzador. S'ha decidit per seguretat deixar un temps de contacte de 2 hores per garantir una total regeneració tenint en compte l'Scale-Up a escala industrial.

Taula 11.7.5.- Temps de saturació i regeneració

Temps de saturació		
n° eq	3212	
Temps sat	16,66	dies
temps regen	30	min

11. Manual de càlculs

11.7.4. Càlculs de disseny

Per a calcular el volum del reactor s'utilitzarà el temps de residència extret de la patent. Donat que la patent utilitza un únic reactor a petita escala, només se'n mantindrà el temps de residència estrictament igual, i es conservaran la resta de paràmetres dintre d'un rang de valors apropiat.

$$V_{\text{reactor}} = (\text{Cabal Volumètric}) \times (\text{Temps de residència}) =$$

$$= (196 \text{ m}^3/\text{h}) \times (11,84 \text{ minuts} \cdot \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}}) = \underline{\underline{1,61 \text{ m}^3}}$$

El sobredimensionament del reactor es basarà en el volum. El volum necessari per dur a terme la reacció és $1,61 \text{ m}^3$, i per tal de tenir el reactor ocupat només al 70% durant el període normal d'operació.

$$V_{\text{reactor, real}} = 1,61 \text{ m}^3 / 0,7 = \underline{\underline{2,3 \text{ m}^3}}$$

La idea original basava el disseny en un reactor de llit fix ple de resina catalítica, però l'àrea superficial del reactor no era suficient per dur a terme el bescanvi de calor.

La taula 11.7.6 mostra les dimensions estipulades inicialment pel reactor de llit fix i l'àrea de bescanvi disponible (8 m^2) front l'àrea de bescanvi necessària obtinguda pel balanç de matèria..

Taula 11.7.6.- Dimensions del reactor i capacitat de bescanvi si es construeix com un llit fix.

REACTOR LLIT FIX		
L/D	2	
D	1,135540565	m
L	2,271081129	m
Abesc	8,101868209	m ²
Anecessària	12,2018473	m ²

Finalment per al disseny del reactor, s'escull un diàmetre de tubs i una longitud de tubs comercial assequible per ser encabida dintre d'un bescanviador de carcassa i tubs (en la carcassa circularà el fluid refrigerant).

11. Manual de càlculs

La taula 11.7.7 mostra la mida de tubs i el nombre de tubs necessaris per cobrir el volum de reactor.

Taula 11.7.7.- Dimensions i característiques dels tubs.

Nombre i volum de tubs		
Diàmetre	3	"
	7,62	cm
Longitud	100	"
	254	cm
V _{tub}	11583	cm ³
	11,58	L
Nº TUBS	198,56	
Nº TUBS real	201	
Q _v	196,08	m ³ /dia
	0,00227	m ³ /s
Q _{v,1tub}	1,1429E-05	m ³ /s
A _{trans/tub}	0,00456	m ²
v	0,00250	m/s
	9,02252	m/h
A _{besc,1tub}	0,60804	m ²
A _{bescanvi,tubs}	120,734	m ²

Per la quantitat de catalitzador necessària, a la patent es trobava la dada de la productivitat en funció de la quantitat de catalitzador. Es pot observar en les equacions 11.7.1 i 11.7.2

$$\frac{(lb \text{ Producte})}{(lb \text{ Amberlyst } 31) \cdot (h)} = 3,2 \quad (\text{Eq. 11.7.1})$$

$$o \text{ en altres unitats : } \frac{(kg \text{ Producte})}{(kg \text{ Amberlyst } 31) \cdot (dia)} = 76,8 \quad (\text{Eq. 11.7.2})$$

Amb aquesta dada i el cabal màssic de producte desitjat (extret del balanç de matèria, tenint en compte que en les etapes de purificació posteriors al reactor es perdrà part de producte) es pot saber amb quant catalitzador es necessita omplir els tubs per obtenir la productivitat mencionada en la patent. L'equació 11.7.3 mostra els càlculs.

$$Kg \text{ Catalitzador} = \left(38780 \frac{Kg \text{ Producte}}{dia} \right) / \left(76,8 \frac{(kg \text{ Producte})}{(kg \text{ Amberlyst } 31) \cdot (dia)} \right) = 505 \text{ Kg Amberlyst} \quad (\text{Eq. 11.7.3})$$

11. Manual de càlculs

Tenint en compte aquest valor, s'ha decidit omplir els tubs del reactor completament amb el catalitzador, de manera que s'utilitza una quantitat superior de catalitzador però que servirà com a factor de seguretat per obtenir una bona conversió en el reactor. Els càlculs s'observaran en l'equació 11.7.4.

$$Kg \text{ Catalitzador reals} = (\text{Volum de reactor}) \cdot (\text{Porositat catalitzador}) \cdot (\text{densitat del catalitzador})$$

$$Kg \text{ Catalitzador reals} = (2,3 \text{ m}^3 \text{ de reactor}) \cdot \left(0,46 \frac{\text{m}^3 \text{ de massa de catalitzador}}{\text{m}^3 \text{ total}}\right) \cdot \left(660 \frac{\text{kg catalitzador}}{\text{m}^3 \text{ de massa de catalitzador}}\right) = 700 \text{ Kg Amberlyst} \quad (\text{Eq. 11.7.4})$$

El disseny de la carcassa de bescanvi s'ha dut a terme de la mateixa manera que en els intercanviadors de calor, utilitzant el mètode de **Kern** per dimensionar la carcassa i la distància entre tubs. La taula 11.7.8 en mostra els resultats.

Taula 11.7.8.- Característiques de la carcassa de bescanvi de calor.

Carcassa		
Nº tubs un reactor	66,18705242	
Nº TUBS REAL	67	
DE	8,89	cm
pitch	triangular	
pt	11,11	cm
Passos per tub	1	
K1	0,319	
n1	2,142	
Db	107,91	cm
Tipus de carcassa	Tipus T	
Ds-Db	95	mm
Ds	108,86	cm
nº pantalles deflectores		
nº deflect	4,833	
lb	0,435	m
Deq	6,31	cm
pitch	11,11	cm

11. Manual de càlculs

11.7.5. Bescanvi de calor

Balanç d'energia en el reactor

En el reactor R-501 es treballa en un sistema isoterm, concretament a 80°C.

Així doncs, per resoldre el balanç d'energia fent ús de l'equació 11.5.2 mostrada en l'apartat 11.5 es destaca en primer lloc que el primer terme d'aquesta equació serà 0 degut a la diferència entre la temperatura d'entrada i la de sortida al reactor que serà nul·la.

En segon lloc, per a resoldre el balanç es fa ús de la resta d'equacions mostrades en l'apartat 11.5. Aquesta resolució es realitza tal i com es mostra en l'apartat esmentat.

Cal però, conèixer els valors de les calors de formació i específiques tant dels reactius com dels productes per tal de resoldre les anteriors equacions esmentades. Aquestes dades es mostren a la taula 11.7.8.

Taula 11.7.8. Valors de les calors de formació i de les calors específiques dels reactius i dels productes de la reacció a les condicions de referència (25°C i 1 atm) i a les d'operació (80°C i 1 atm).

	ΔH° a 25°C (KJ/Kmol)	Cp a 25°C (kJ/kmol·°C)	Cp a 80°C (kJ/kmol·°C)
MIC	-90610	98,53	57,03
AN	-327900	286,4	318,9
Carbaryl	-481000	230,1	268,4

A més, s'utilitza el balanç de matèria de la taula 11.7.1.

Els resultats obtinguts són els següents:

$$\Delta H^\circ_r = -62490 \text{ KJ/Kmol} \quad (\text{Eq. 11.7.5.})$$

$$\Delta \bar{C}_{pj} = -129,5 \text{ KJ/Kmol} \cdot ^\circ\text{C} \quad (\text{Eq. 11.7.6})$$

Finalment, resolent les equacions s'obté una calor a bescanviar de -141,5 kW. El fet de que aquesta calor sigui negativa s'explica per ésser una reacció exotèrmica

11. Manual de càlculs

11.7.6. Pèrdues de pressió

a) Pèrdua de pressió en l'interior dels tubs.

Per tal de determinar la pèrdua de pressió en l'interior dels tubs, s'ha buscat informació a "**Chemical Reactors – Pierre Trambouze & Jean-Paul Euzen**". Les equacions plantejades en el Trambouze al respecte d'aquest tipus de reactors, fan referència essencialment a un sistema de reactor trifàsic, segons mostra la imatge extreta del llibre.

b. Pressure drop

For identical flow rates, the pressure drop and liquid holdup are generally higher with upward flow than with downflow. Some correlations have been proposed to calculate the pressure drop. However, these equations must be used with caution since they are frequently based on data for water-air systems. As a first approximation, the semi-empirical Ellman equation, established for trickle-bed reactors in the strong interaction regime, can be used. According to Yang *et al.* [1992], this equation is acceptable for upflow reactors.

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_{LG} = f_{LG} \frac{2G^2}{d_b \rho_G} \quad (8.80)$$

where:

$$f_{LG} = 6.96 (X_G \xi)^{-2} + 53.3 (X_G \xi)^{-1.5} \quad (8.81)$$

$$d_b = d_p \left[\frac{16\epsilon_s^3}{9\pi (1 - \epsilon_s)^2} \right]^{0.33} \quad (8.82)$$

$$\xi = \frac{Re_L^{0.25} We_L^{0.2}}{(1 + 3.17 Re_L^{1.65} We_L^{1.2})^{0.1}} \quad (8.83)$$

$$X_G = \left(\frac{We_G}{We_L} \right)^{0.5} \quad (8.84)$$

$$Re_L = \frac{\bar{d}_p L}{\mu_L} \quad (8.85)$$

$$We_L = \frac{V_{SL}^2 \rho_L d_p}{\sigma} \quad \text{and} \quad We_G = \frac{V_{SG}^2 \rho_G d_p}{\sigma} \quad (8.86)$$

Basant-se en la informació utilitzada i en les dades obtingudes per la simulació amb el HYSYS, s'assumeix que pràcticament tot el MIC gasós estarà dissolt en el toluè, de manera que el reactor s'intueix com un reactor bifàsic en que un líquid circula per un llit fix de partícules (en aquest cas, de resina de catalitzador). Donat aquest fet, les equacions utilitzades per al càlcul de la pèrdua de pressió seran les descrites per Ergun:

$$\frac{\Delta P}{L} = K1 \cdot \frac{\mu \cdot v \cdot (1 - \epsilon)^2}{\epsilon^3 \cdot D_p^2 \cdot f_w} + K2 \cdot \frac{(1 - \epsilon) \cdot \rho \cdot v}{\epsilon^3 \cdot D_p} \quad (\text{Eq. 11.7.8})$$

11. Manual de càlculs

La taula 11.7.9 mostra els valors dels paràmetres utilitzats per al càlcul de la pèrdua de pressió. La taula 11.7.10. mostra el valor del les pèrdues de pressió.

Taula 11.7.9.- Paràmetres necessaris pel càlcul de l'equació d'Ergun.

Paràmetres		
K1	150	
K2	1,75	
ϵ	0,54	
Dp	0,0005	m
D	0,0762	m
f_w	1,0043	
μ	0,000372	Pa·s
v	0,002506	m/s
ρ	807,5	kg/m ³

Taula 11.7.10.- Pèrdua de pressió per unitat de longitud i total en l'interior dels tubs.

$\Delta P/L$	802,566658	Pa/m
	0,80256666	KPa/m
	0,00802567	atm/m
ΔP	0,02038519	atm

Com es podrà comprovar amb la figura 11.7.3, que mostra les característiques hidràuliques del catalitzador, pel que fa al catalitzador la pèrdua de pressió serà menyspreable. Per tant s'assumeix que la pèrdua de pressió és prou baixa com per no suposar un problema.

Segons la figura 11.7.3, a les condicions d'operació del reactor (9 m/h i 80°C) es podria acceptar una pèrdua de pressió de fins a 10 KPa/m, mentre que en el reactor la pèrdua de pressió serà tan sols de 0,8 KPa/m, molt per sota de la que es podria permetre.

11. Manual de càlculs

HYDRAULIC CHARACTERISTICS

Figure 1 shows the bed expansion of AMBERLYST A21 as a function of backwash flow rate and water temperature.

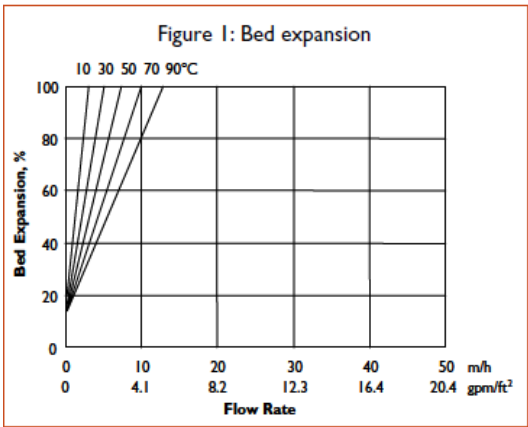


Figure 2 shows the pressure drop data for AMBERLYST A21 as a function of service flow rate and water temperature.

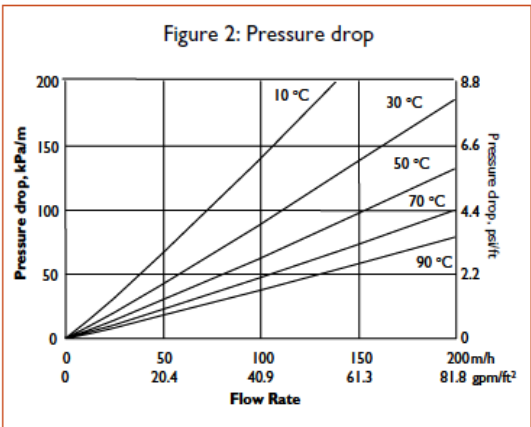


Figura 11.7.3.- Característiques hidràuliques del catalitzador AMBERLYST A21.

b) Pèrdua de pressió en el fluid de bescanvi per la carcassa.

Donat que per la carcassa hi circularà el fluid refrigerant, es considerarà aquesta part del reactor com si es tractés d'un bescanviador de carcassa i tubs.

La taula 11.7.11 mostra els valors dels paràmetres utilitzats per al càlcul de la pèrdua de pressió a la banda de la carcassa.

Taula 11.7.11.- Paràmetres necessaris pel càlcul de la pèrdua de pressió a la carcassa.

ns	1		μ	1
jf	0,04		μ_w	1
ρ	828	kg/m3	baffle cut	0,25
vs	0,012	m/s		
Ds	1,09	m	Re	10647,0377
Deq	0,063123445	m		1,06E+04
L	2,54	m		
lb	0,435	m		

ΔP	1,86	kN/m2
------------	------	-------

11. Manual de càlculs

La pèrdua de pressió en la carcassa serà tan sols de 1,86 KPa, molt inferior a la pèrdua de pressió permesa en intercanviadors, però cal tenir en compte que en el reactor el fluid refrigerant circularà a una velocitat més baixa del que sol ser habitual en els intercanviadors, per això la pèrdua de pressió és tant baixa.

11.7.7. Disseny mecànic del reactor

El procediment utilitzat ha estat el que indica el Codi ASME tal com es mostra detalladament en el disseny mecànic dels tancs d'emmagatzematge.

Els valors obtinguts són els que es poden observar en la taula 11.7.12.

Figura 11.7.12.- Disseny mecànic del reactor R-501.

t, cilindre	8	mm
t, torisfèric	12	mm

Un cop coneguts els gruixos de la carcassa, els tubs tindran un gruix Standard ja que treballaran a pressió atmosfèrica.

La taula 11.7.12 mostra el resum de gruixos dels tubs i de la carcassa.

Taula 11.7.12.- Gruixos dels tubs i la carcassa.

Gruixos tubs		
t, tubs	5,49	mm
D,ext	0,08169	m
volum acer	0,00173	m ³
p 316L	7900	kg/m ³
Gruixos Carcassa		
t, carcassa	8	mm
t, torisfèrics	12	mm
D,ext, carc	1,097	m
V acer carcassa	0,0349	m ³
D,int, tori	1,089	m
D,ext, tori	1,101	m

11. Manual de càlculs

La taula 11.7.13 mostra els pesos de les diferents parts de l'equip calculats amb la densitat de l'acer i els gruixos dels equips.

Taula 11.7.13.- Pes de l'equip.

Tubs		
Pes, tubs buits	2746	kg
Pes, tubs+resina	3444	kg
Pes, tubs+aigua	5046	Kg
Carcassa		
Pes, buida	275,512683	kg
Pes, carcassa+tubs		
Pes, buits	3021	kg
Pes, aigua	5321,34313	kg

11.7.8. Aïllament exterior de la carcassa

Tenint en compte que la temperatura del refrigerant no supera els 21 °C no caldria posar aïllant. No obstant, es realitzen els càlculs per tal de comprovar que en cas d'una pujada de temperatura del refrigerant fins als 200°C la temperatura exterior de l'aïllant seguiria sent prou baixa per evitar un accident.

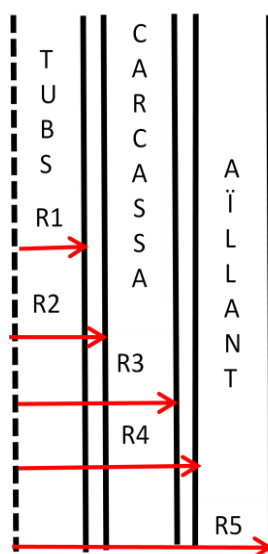


Figura 11.7.4.- Gruixos de tub, carcassa i

11. Manual de càlculs

Les taules 11.7.14 i 11.7.15 mostraran els resultats dels càlcul de l'aïllament seguint el mateix procediment que per als tancs d'emmagatzematge.

Taula 11.7.14.- Propietats pel càlcul de l'aïllament

k, acer	15	W/(m·°C)
k, aïllant	0,04	W/(m·°C)
h aire	30	W/(m ² ·°C)

Taula 11.7.15.- Dades pel càlcul de l'aïllament

r3, dint	0,544	m
r4, dext	0,552	m
r5, aïllant	0,602	m
espessor aïllant	0,05	m
Longitud reactor	2,54	m

Caldrà calcular la potència sumant les resistències de conducció de l'acer i l'aïllant, i la convecció amb l'aire.

$$P = \frac{T_{\text{refrigerant}} - T_{\text{aire}}}{\frac{\ln\left(\frac{r_4}{r_3}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{\text{acer}} \cdot L_{\text{react}}} + \frac{\ln\left(\frac{r_5}{r_4}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{\text{aïllant}} \cdot L_{\text{react}}} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot h_{\text{aire}} \cdot L_{\text{react}} \cdot r_5}} \quad (\text{Eq. 11.7.9})$$

Així es podrà calcular la temperatura a l'exterior del tub amb l'aïllament

$$T_{\text{exterior,tub}} = T_{\text{refrigerant}} - P * \left[\frac{\ln\left(\frac{r_4}{r_3}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{\text{acer}} \cdot L_{\text{react}}} + \frac{\ln\left(\frac{r_5}{r_4}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{\text{aïllant}} \cdot L_{\text{react}}} \right] \quad (\text{Eq. 11.7.10})$$

Per comparar es pot calcular la potència i la temperatura a l'exterior del tub sense aïllament:

$$P = \frac{T_{\text{refrigerant}} - T_{\text{aire}}}{\frac{\ln\left(\frac{r_4}{r_3}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{\text{acer}} \cdot L_{\text{react}}} + \frac{\ln\left(\frac{r_4}{r_3}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{\text{aïllant}} \cdot L_{\text{react}}} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot h_{\text{aire}} \cdot L_{\text{react}} \cdot r_5}} \quad (\text{Eq. 11.7.11})$$

$$T_{\text{exterior,tub}} = T_{\text{refrigerant}} - P * \frac{\ln\left(\frac{r_4}{r_3}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{\text{acer}} \cdot L_{\text{react}}} + \frac{\ln\left(\frac{r_5}{r_4}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{\text{aïllant}} \cdot L_{\text{react}}} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot h_{\text{aire}} \cdot L_{\text{react}} \cdot r_5} \quad (\text{Eq. 11.7.11})$$

11. Manual de càlculs

Els resultats obtinguts per una temperatura de l'aire de 27°C serien els que mostra la taula 11.7.16.

Taula 11.7.16.- Temperatures a l'exterior de l'equip amb/sense aïllament.

P	49026,69	W	
Text tub no aïllat	197,01	°C	(SENSE AÏLLANT)
P	1242,06	W	
Text tub aïllat	31,31	°C	(PUJADA TEMPERATURA REFRIG)

11.8. Torre d'absorció

11.8.1. Introducció

L'absorció és el procés de separació en el que dos corrents, un gasós i un de líquid, es posen en contacte en una columna amb diverses etapes d'equilibri, ja siguin plats o més habitualment rebliment.

En el procés d'absorció, el més habitual és la operació contracorrent, impulsant el gas en sentit ascendent i fent circular el líquid en sentit descendent.

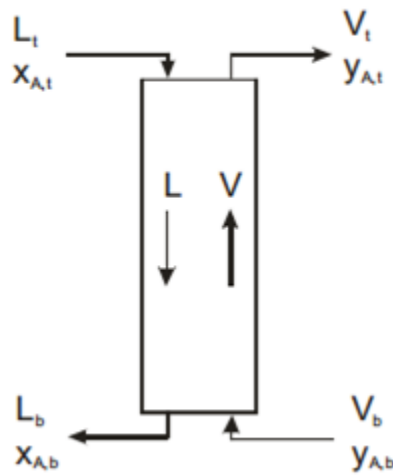


Figura 11.8.1.- Esquema del procés d'absorció contracorrent.

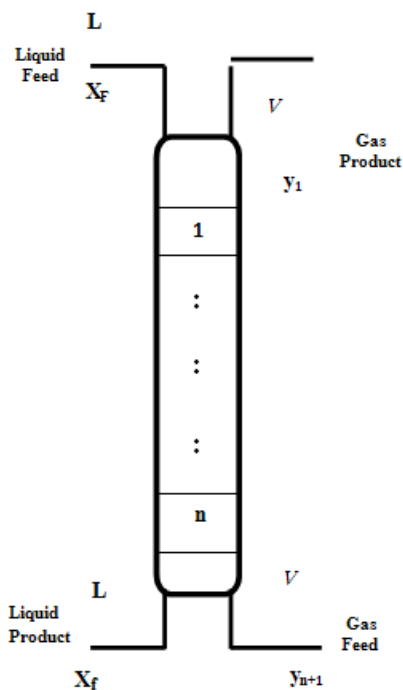


Figura 11.8.2.- Esquema del procés d'absorció contracorrent per etapes.

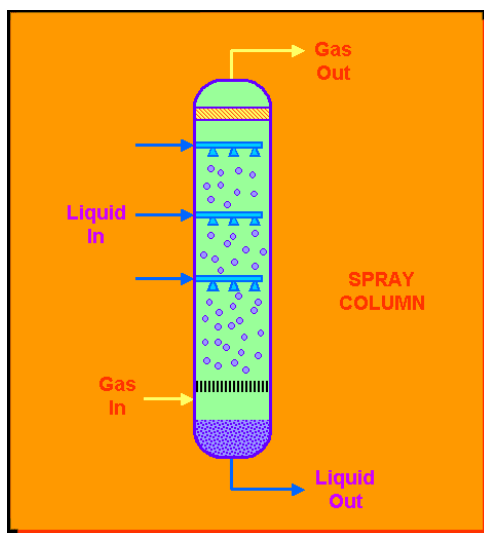


Figura 11.8.3.- Esquema d'una columna d'absorció amb spray de líquid.

11. Manual de càlculs

11.8.2. Disseny de la torre d'absorció amb el HYSYS

El programa HYSYS permet dissenyar la torre d'absorció a partir del cabal d'aliment a tractar i seleccionant dels paràmetres adequats i les propietats del cabal del gas absorbidor.

La taula 11.8.1 mostra el balanç de matèria a la torre d'absorció. La entrada de gas ve determinada per la sortida del reactor R-301 i la entrada de líquid és seleccionada i esdevé un factor important en el procés d'absorció. La sortida és determinada pel Hysys ajustant els paràmetres per obtenir els resultats adequats.

Taula 11.8.1.- Balanç de matèria a la torre d'absorció

		F (Kmol/h)	x (fracció molar)
<u>ENTRADA</u> <u>CAPS (líquid)</u>	Cloroform	100	1
<u>ENTRADA</u> <u>CUES (gas)</u>	HCl	10,000	0,400
	MCC	12,5000	0,500
	Ph	2,4900	0,100
			1,0000
		F (Kmol/h)	x (fracció molar)
<u>SORTIDA</u> <u>CAPS</u>	HCl	8,9988	0,9293
	Cloroform	0,6841	0,0707
			1,000
<u>SORTIDA</u> <u>CUES</u>	Cloroform	99,310	0,8613
	HCl	1,001	0,0087
	Ph	2,490	0,022
	MCC	12,50	0,108
			1,000

En la figura 11.8.4 s'observa el procediment de disseny utilitzat en el HYSYS. En aquest s'observa la pressió d'operació de la torre i el nombre d'etapes teòriques, així com les entrades i sortides de la torre.

11. Manual de càlculs

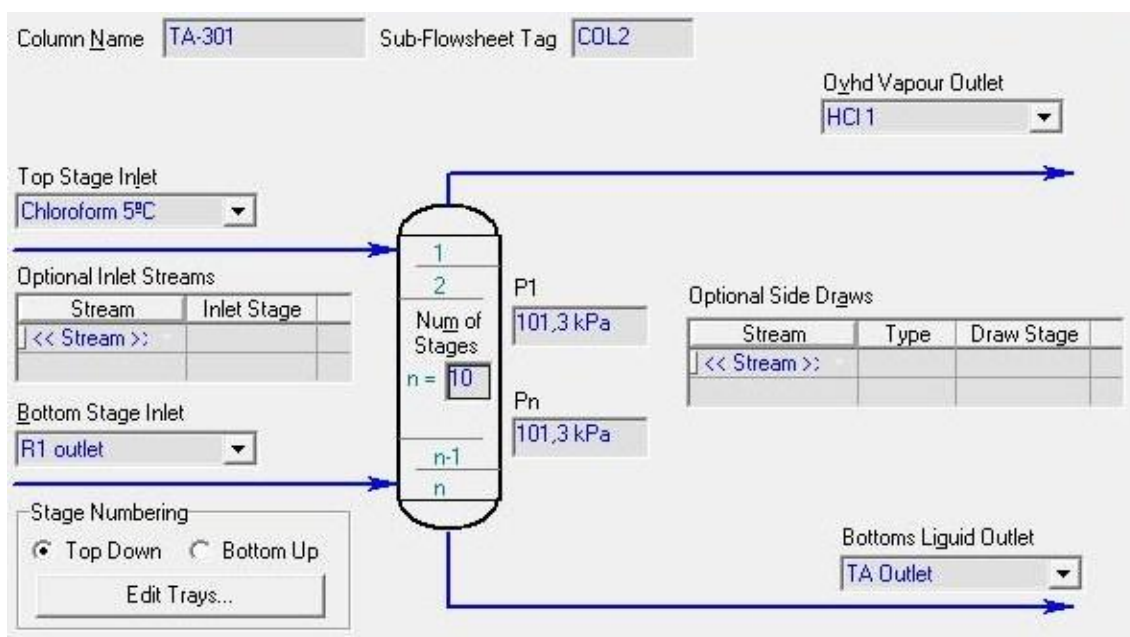


Figura 11.8.4.- Disseny de la torre d'absorció TA-301 amb el Hysys.

Les figures 11.8.5 fins 11.8.8 mostren com varien diversos factors en la torre en referència a cada plat. Es mostren temperatura, propietats del fluid, cabals molars i composició anomenant els plats de dalt cap a baix.

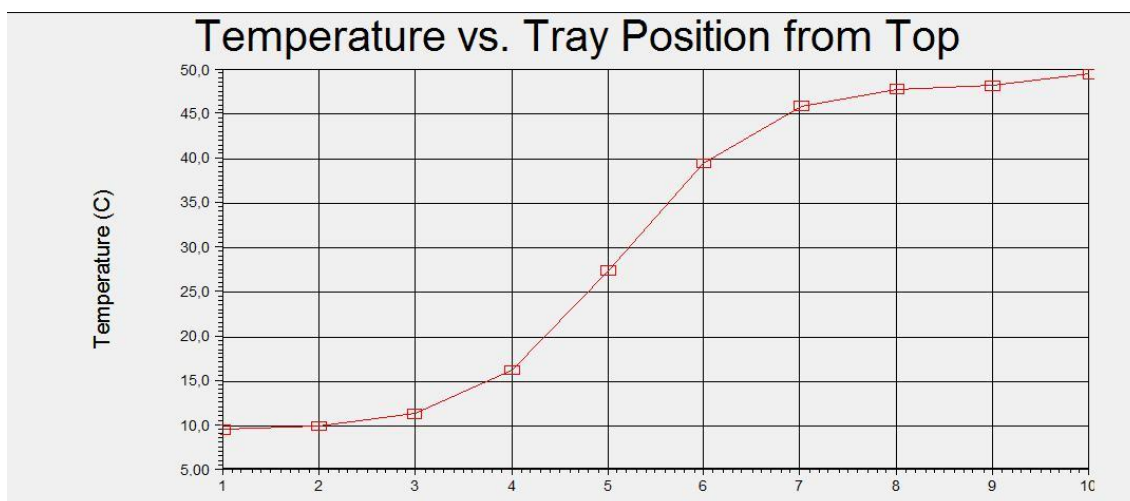


Figura 11.8.5.- Temperatura per plat en la TA-301.

11. Manual de càlculs

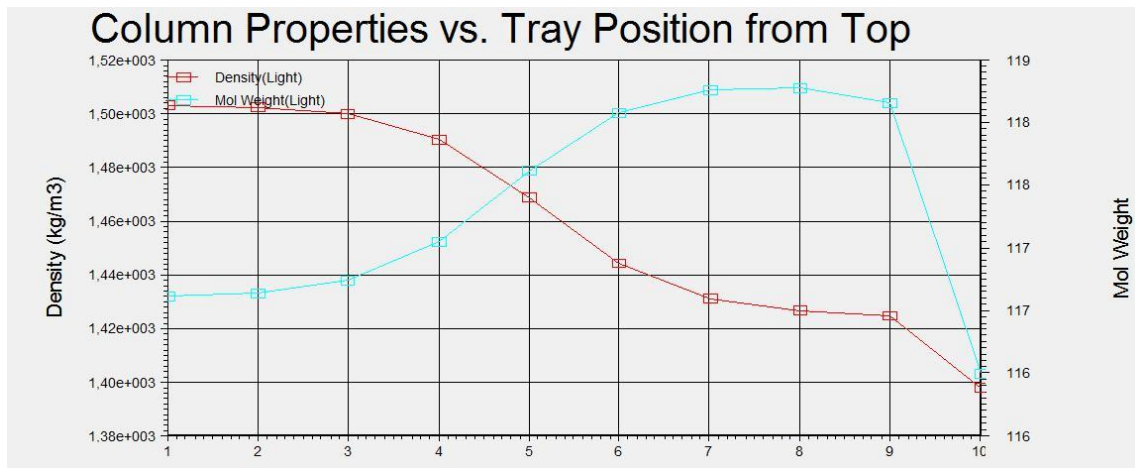


Figura 11.8.6.- Propietats per plat en la TA-301.

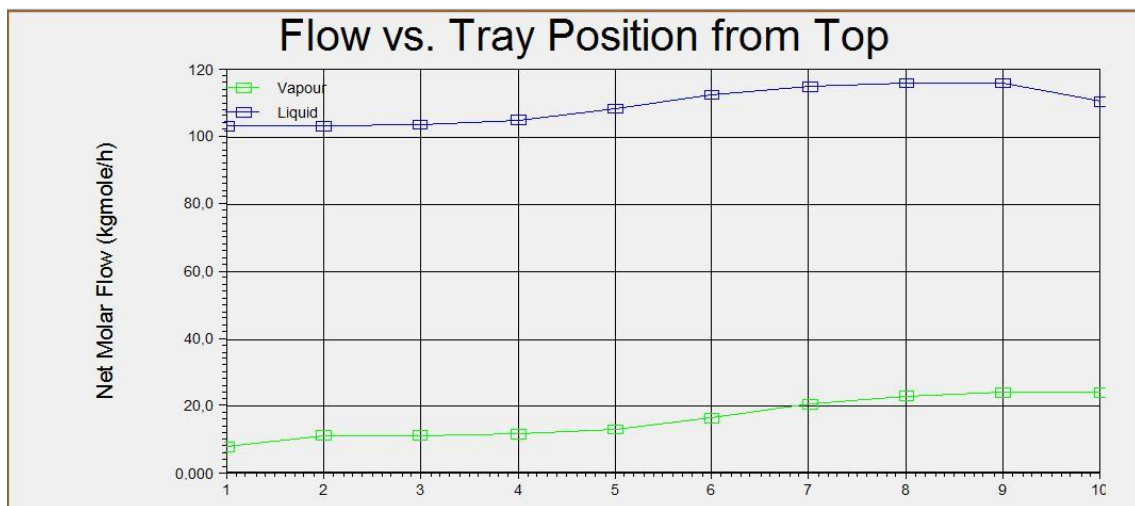


Figura 11.8.7.- Cabal per plat en la TA-301.

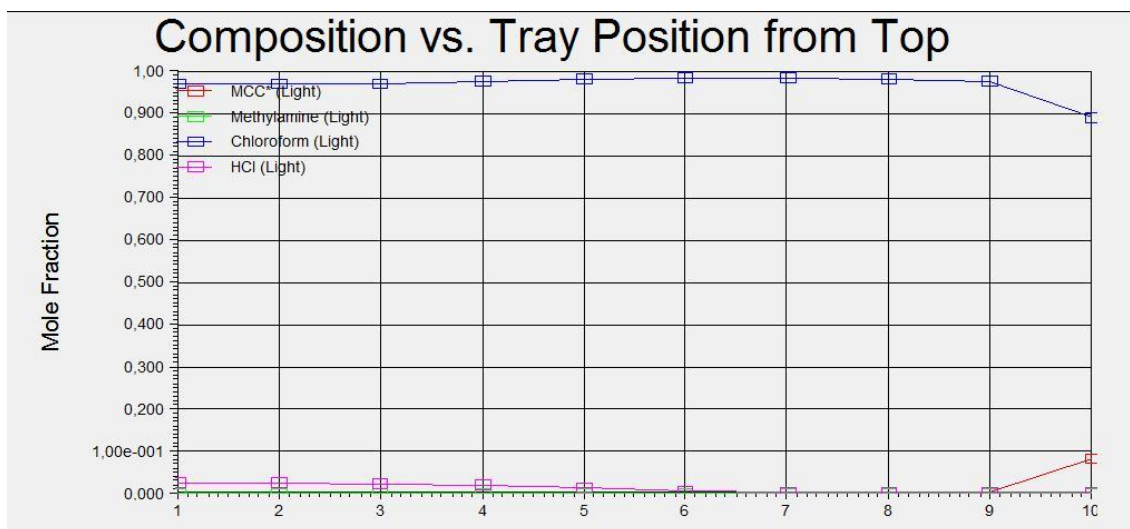


Figura 11.8.7.- Composició per plat en la TA-301.

El dimensionament de la torre d'absorció TA-301 s'ha dut a terme amb l'eina Tray Sizing del HYSYS. S'ha decidit utilitzar una torre de rebliment amb anells **Raschig** ceràmics, d'una polzada de diàmetre, tal com mostren les figures 11.8.11. i 11.8.12.

Les figures 11.8.9 i 11.8.10 mostren el dimensionament d'aquesta. Tal com s'observa, s'ha dividit la torre en dos seccions de diferent diàmetre, de forma que la secció superior serà de diàmetre menor que la secció inferior. Això es deu a que el cabal de vapor de sortida de la torre és molt menor que el cabal de líquid, de forma que per poder aconseguir un flux de vapor ascendent prou adequat a través del rebliment sense que aquest es vegi arrossegat cap avall.

11. Manual de càlculs

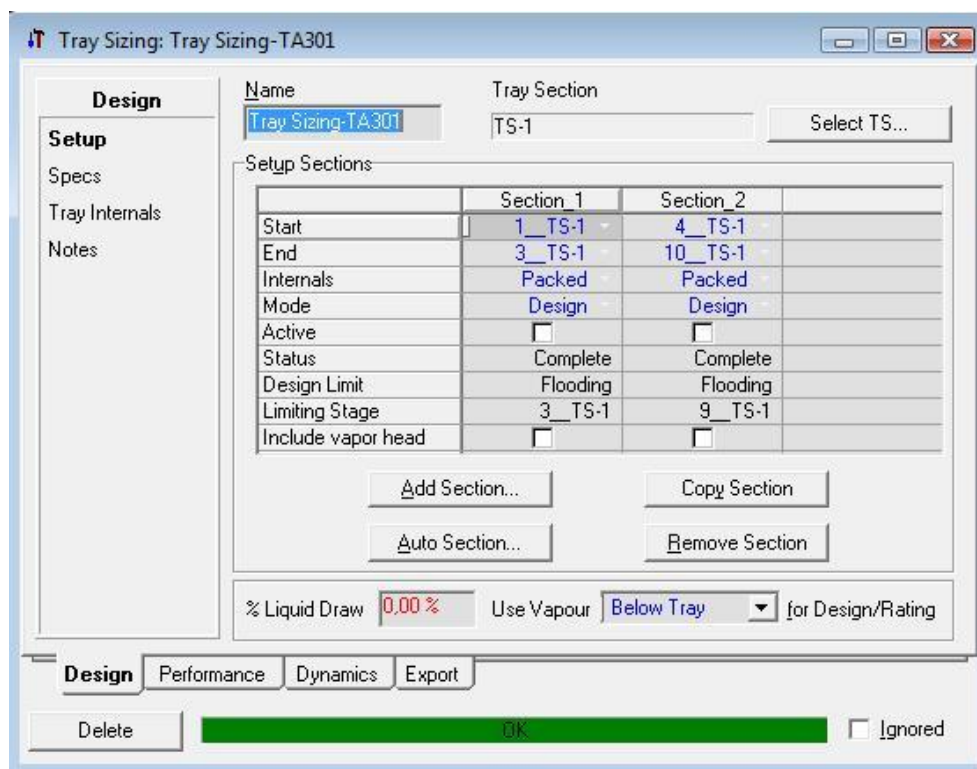


Figura 11.8.9.- Dimensionament de la torre TA-301 amb el Hysys (I).

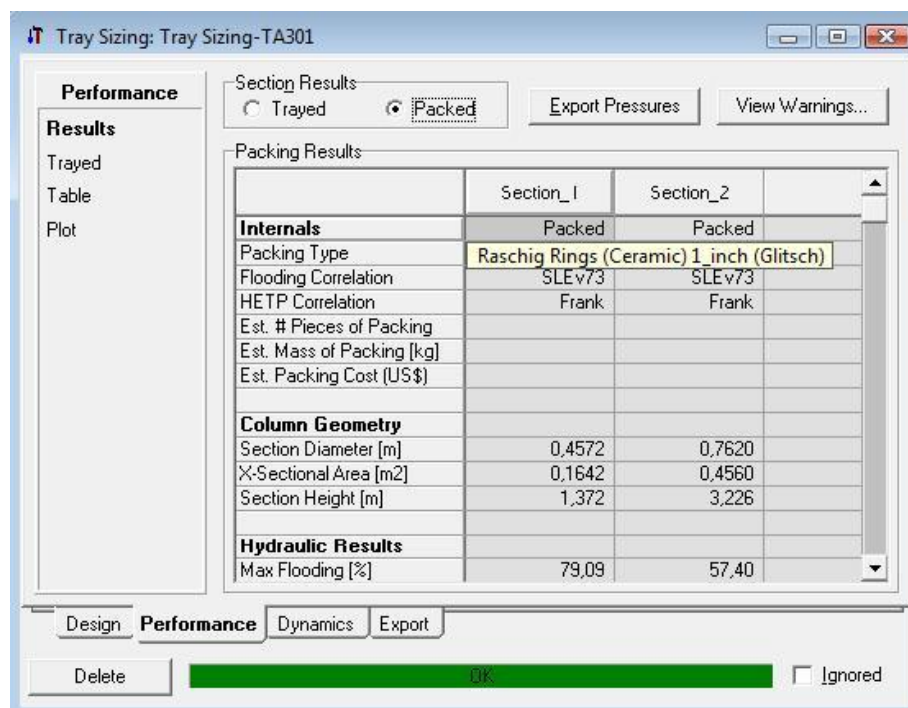


Figura 11.8.10.- Dimensionament de la torre TA-301 amb el Hysys (II).



Figura 11.8.11.- Anells Raschig de ceràmica (I).



Figura 11.8.12.- Anells Raschig de ceràmica (I).

11. Manual de càlculs

11.8.3. Càlcul de l'eficiència teòrica i alçada real

Els resultats obtinguts en el disseny del HYSYS equivalen a etapes amb 100% d'eficàcia, de manera que per a l'alçada real de la torre d'absorció s'ha pres un cert sobredimensionament.

Donat que aquest equip és d'especial importància i marcarà l'actuació i l'eficiència de la resta d'equips i del procés en general, s'ha sobredimensionat el valor d'alçada obtingut al HYSYS tal com si l'eficàcia real fos d'un 50%, obtenint els resultats que mostra la taula 11.8.2.

Taula 11.8.2.- Dimensions reals de la torre d'absorció TA-301.

<u>DIMENSIONS (eficàcia 100%)</u>			<u>DIMENSIONS REALS</u>		
Secció 1	Plats 1-3		Nº plats reals	6	
D	0,4572	m	HTP	0,457	m
H	1,372	m	Alçada real	2,744	m
Secció 2	Plats 4-10		Nº plats reals	12	
D	0,762	m	HTP	0,538	m
H	3,226	m	Alçada real	6,452	m
TOTAL	4,598	m	TOTAL	9,196	m

11.8.4. Càlcul del gruix d'aïllament

El càlcul del gruix d'aïllant s'ha dut a terme tenint en compte unes circumstàncies específiques, ja que la temperatura de la torre no excedeix els 50 °C en cap zona (comprovar figura 11.8.3, a sobre). S'han realitzat els càlculs per comprovar si seria adequat l'aïllament de l'equip en cas que la temperatura a l'interior augmentés fins als 200°C.

Les taules 11.8.3 i 11.8.4, junt amb la figura 11.8.3 i les equacions 11.8.1 i 11.8.2, s'han utilitzat per al càlcul del gruix de l'aïllament.

Taula 11.8.3.- Propietats pel càlcul del gruix d'aïllament

k, acer	15	W/(m°C)
k, aïllant	0,04	W/(m°C)
h aire	30	w/(m2.°C)

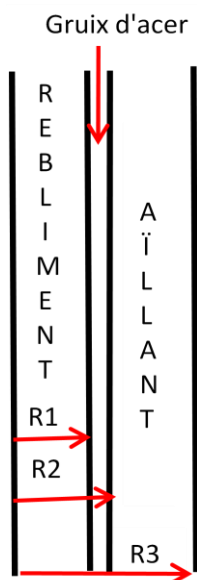


Figura 11.8.13.- Esquema dels diversos radis en l'absorbidor.

11. Manual de càlculs

Taula 11.8.4.- Valor dels radis en l'absorbidor.

r1, dint	0,381	m
r2, dext	0,389	m
t, espessor acer	0,008	m
r3, aïllant	0,439	m
L_{torre}	9,196	m
Espessor aïllant	0,05	m

$$P(W) = \frac{(T_{int, torre} - T_{aire})}{\left(\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot L_{torre} \cdot k_{acer}} \cdot \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot L_{torre} \cdot k_{aïllant}} \cdot \ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right) + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L_{torre} \cdot h_{aire}} \right)} \quad (\text{Eq. 11.8.1})$$

$$T_{exterior} = T_{int, torre} - P * \left[\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{acer} \cdot L_{torre}} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{aïllant} \cdot L_{torre}} \right] \quad (\text{Eq. 11.8.2})$$

Els resultats obtinguts per una temperatura de l'aire de 27°C serien els que mostra la taula 11.8.5.

Taula 11.8.5.- Temperatures a l'exterior de l'equip amb/sense aïllament.

P	16837,34	W	(SENSE AÏLLANT)
Text tub no aïllat	49,13	°C	
P	419,89	W	(PUJADA TEMPERATURA REFRIG)
Text tub aïllat	27,55	°C	

11.8.5. Disseny mecànic de la torre d'absorció

El procediment utilitzat ha estat el que indica el Codi ASME tal com es mostra detalladament en el disseny mecànic dels tancs d'emmagatzematge.

Els valors obtinguts són els que es poden observar en la taula 11.8.6.

Com que la relació L/D es té en compte per al disseny mecànic segons el codi ASME, els valors d'espessor són lleugerament diferents calculats per la secció superior i per la inferior. S'ha decidit utilitzar els valors més grans per tal d'assegurar la resistència mecànica de la torre.

Taula 11.8.6.- Disseny mecànic de la torre d'absorció.

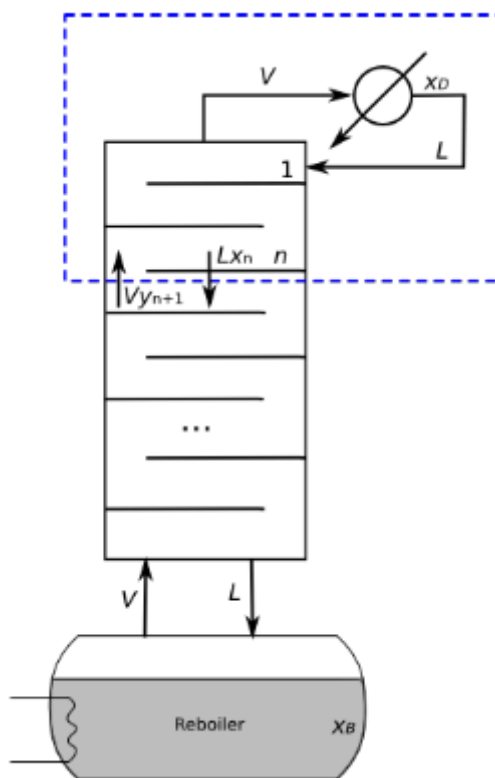
t, cilindre	8	mm
t, torisfèric	10	mm

11.9. Torres de destil·lació

11.9.1. Introducció

Les torres de destil·lació són la principal operació de separació utilitzada en el procés. Consisteixen en una columna amb múltiples etapes on es produeix l'equilibri vapor/líquid de tal manera que el flux de vapor és ascendent cap a la etapa superior i el flux de líquid és descendent cap a l'etapa inferior. Així doncs, els components més volàtils acaben sortint per la part superior de la columna, mentre que els més pesats surten per la part inferior.

Les figures 11.9.1 mostren l'esquema simplificat del funcionament de les torres de destil·lació operant en continu o en discontinu. Totes les torres dissenyades en el procés treballaran en continu, segons l'esquema de la figura 11.9.2.



11. Manual de càlculs

Figura 11.9.1.- Esquema d'una columna de destil·lació discontinua.

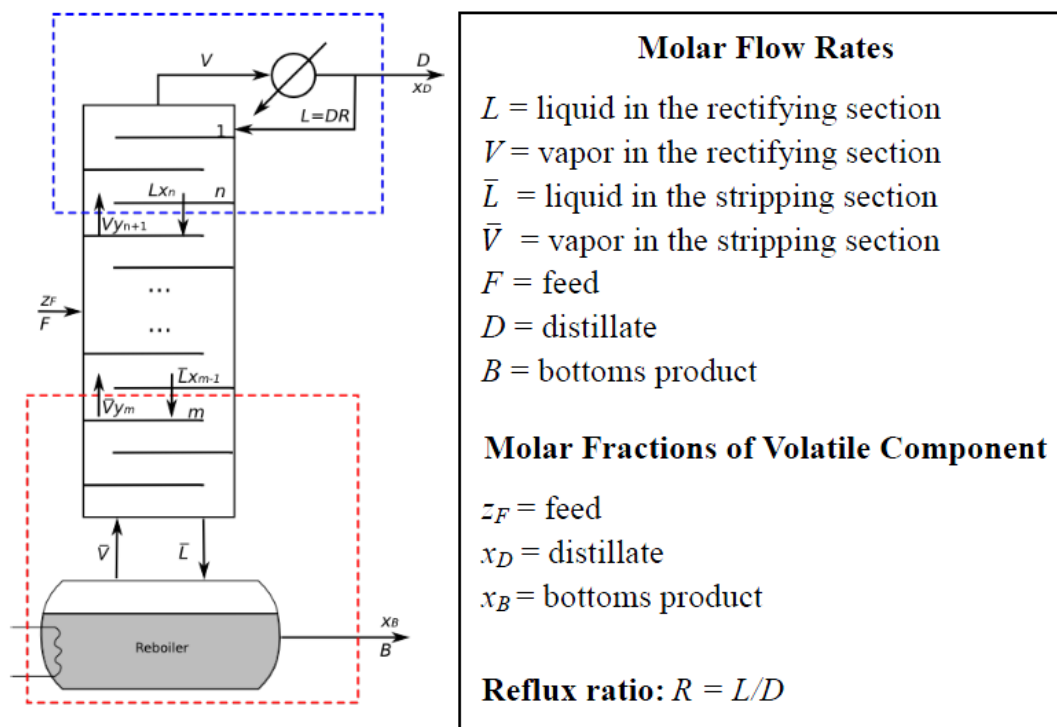


Figura 11.9.2.- Esquema i paràmetres d'una columna de destil·lació contínua.

La figura 11.9.3. mostra a l'esquerra la línia d'equilibri x/y on es representen les fases líquid i vapor, de manera que es poden traçar les línies que indiquen el nombre d'etapes segons el mètode de McCabe. La figura de la dreta mostra com és la línia de quasi-equilibri, assumint que l'eficiència no és ideal i fa augmentar el nombre d'etapes real.

11. Manual de càlculs

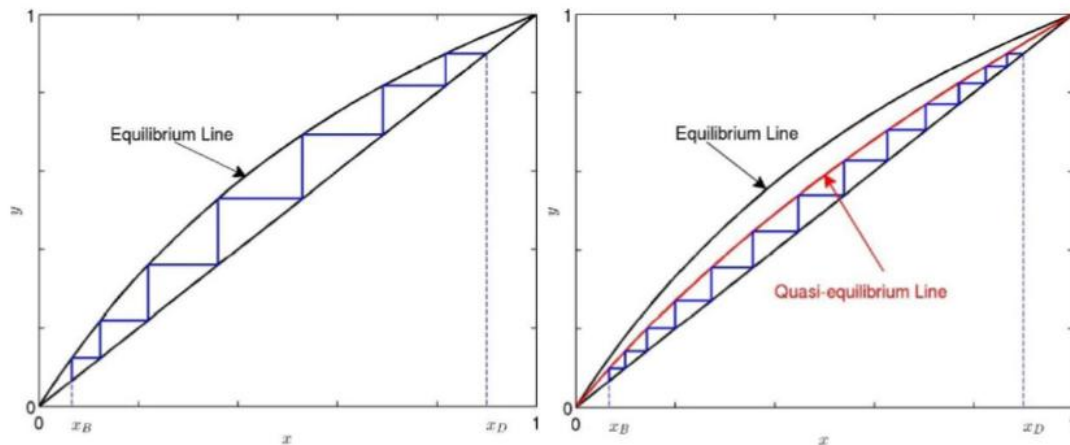


Figura 11.9.3.- Diagrama d'equilibri binari amb el càlcul d'etapes pel mètode de McCabe.

La figura 11.9.4. permet diferenciar entre les línies operatives de la secció de rectificació (per sobre de l'aliment) i l'esgotament (per sota de l'aliment).

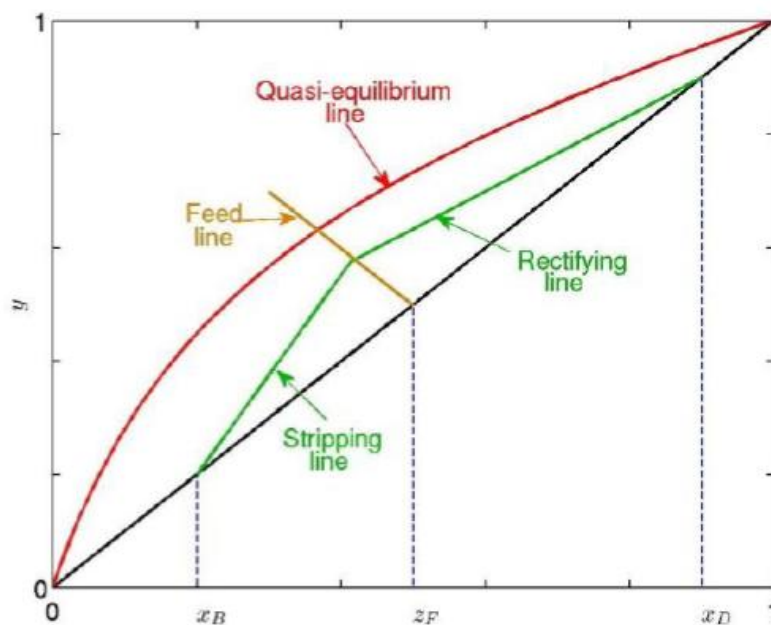


Figura 11.9.4.- Diagrama d'equilibri binari amb una línia d'aliment amb vapor i líquid.

La mínima relació de reflux es calcula gràficament segons la figura 11.9.5.

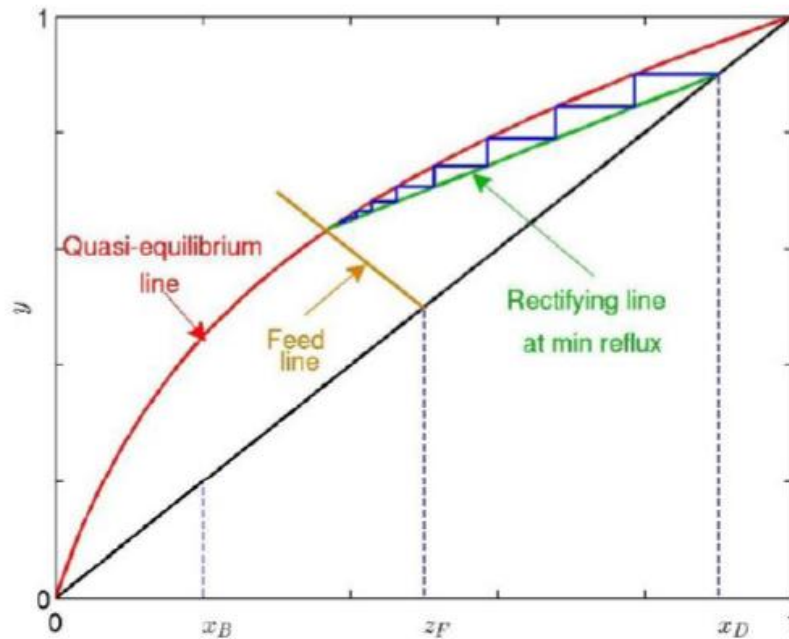


Figura 11.9.5.- Diagrama d'equilibri amb la determinació de la relació de reflux mínima.

Columnes de rebliment vs. Columnes de plats

Caldrà decidir si la columna que s'utilitzarà serà de plats o de rebliment basant-se en les recomanacions que permeten minimitzar els costos i optimitzar el rendiment de la columna.

Condicions que afavoreixen les columnes de rebliment:

- Columnes de diàmetres petits, per exemple menors que 1 ft (0,3048m)
- Quan es tracta amb substàncies corrosives, ja que es poden triar més materials de rebliment per evitar-la. Per exemple, materials com el plàstic, els aliatges metàl·lics o el rebliment ceràmic
- Menor caiguda de pressió, important en columnes de buit.
- Menor **hold-up**, és a dir, menor retenció en el rebliment del líquid descendent.

Condicions que afavoreixen les columnes de plats:

- Càrrega variable de líquid/vapor
- Gran nombre d'etapes o gran diàmetre (cabals de líquid baixos).
- Major temps de residència de líquid.
- Major facilitat per netejar els plats.

11. Manual de càlculs

- Presència d'estrès mecànic o tèrmic per canvis grans de temperatura que portarien al trencament del rebliment.

Per tenir-ne una idea, les columnes de plats se solen utilitzar sempre per torres de diàmetre gran i torres amb més de 30 etapes.

Característiques del condensador

El vapor que prové de la part superior de la columna de destil·lació es compon dels components més volàtils. Aquest tipus de condensadors són bàsicament intercanviadors de calor, amb la característica que la mescla que hi arriba està molt propera al punt de rosada, de manera que els components volàtils condensen molt fàcilment. La mescla líquida o vapor/líquida és conduïda a un divisor de cabal, que varia segons el reflux.

Les figures 11.9.6, 11.9.7 mostren l'esquema de com serien un condensador total o parcial, respectivament.

En els condensadors totals, tot el que entra al condensador passa de la fase vapor a la fase líquida, i tant el reflux com el destil·lat es recuperen en forma líquida. D'altra banda, els condensadors parcials no condensen tot el vapor que hi entra, podent recollir una part del destil·lat en fase vapor i una altra en fase líquida. En els condensadors parcials el reflux es retorna a la torre en fase líquida.

El hysys ofereix la opció que anomena "**full reflux**", encara que el que s'entén com a reflux total és quan no s'extreu destil·lat i tot el condensat és retornat a la columna. En el hysys però, aquesta opció equival a extreure el destil·lat en fase gasosa i només condensar el cabal que s'ha de retornar a la columna. La figura 11.9.8 mostra la opció full reflux en el hysys.

11. Manual de càlculs

Després del condensador caldrà afegir un separador de fases, per tal de separar el vapor del líquid.

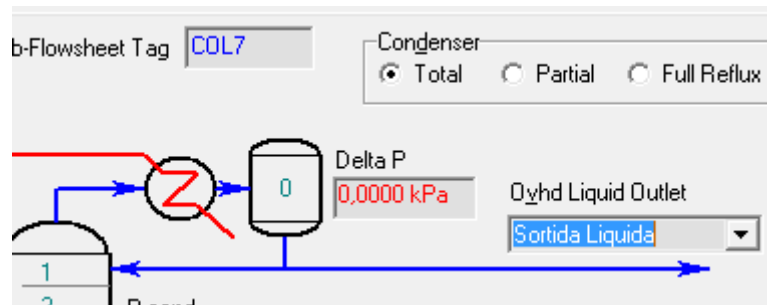


Figura 11.9.6.- Esquema del Hysys pel funcionament del condensador total.

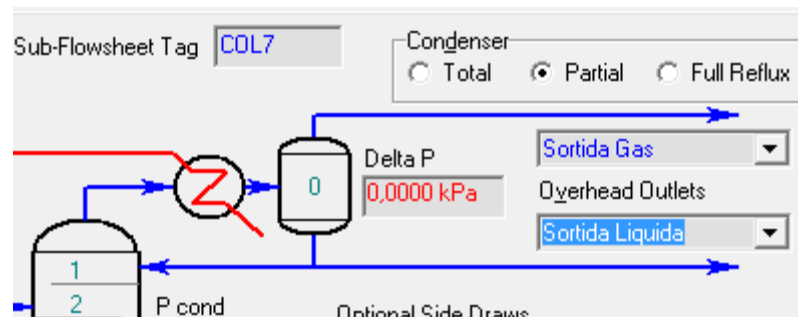


Figura 11.9.7.- Esquema del Hysys pel funcionament del condensador parcial.

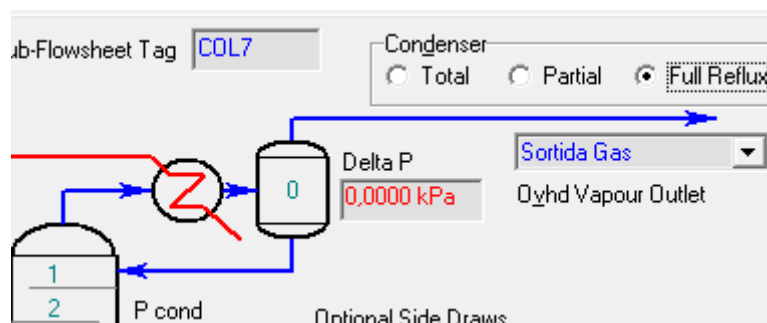


Figura 11.9.8.- Esquema del Hysys per l'opció full reflux.

11. Manual de càlculs

Diàmetre de la columna

El diàmetre de la columna està imposat per la inundació. No depèn del nombre d'etapes sinó dels cabals de líquid i vapor. El nombre d'etapes en canvi caldrà pel càlcul de l'altura de la columna.

Els cabals de líquid i vapor al llarg de la columna s'utilitzen pel càlcul del diàmetre en els punts clau de la columna, és a dir, els caps i les cues, per sobre i per sota de l'aliment, a les possibles sortides laterals...

Un cop calculats els diàmetres en els punts de càrrega màxima, se sol seleccionar un diàmetre únic per la columna. En el cas que els diàmetres calculats variïn en un 20% o més es pot considerar tenir dos seccions de diferent diàmetre a la columna. Aquest fet és força important i a tenir en compte en el cas que una de les dos fases (líquida o vapor) tingui un cabal molt més gran que l'altra pot ser necessari tenir diversos diàmetres de secció.

Inundació

En la columna un diàmetre massa gran implicaria un flux de vapor molt petit en sentit ascendent, impedit que tot el vapor arribés al condensador i que el cabal de sortida pels caps de la torre fos el desitjat. D'altra banda, un diàmetre massa petit implicaria un flux de vapor molt gran en sentit ascendent, provocant que s'arrossegues el líquid cap amunt i eventualment la inundació de la columna, situació del tot indesitjada.

Per tant, quan es treballa amb cabals de vapor petits respecte el cabal de líquid, s'ha de valorar la possibilitat de tenir dos seccions, la superior amb un diàmetre més petit que la inferior.

Per contra, per cabals de líquid petits i cabals de vapor grans, la configuració més apropiada seria una secció superior de diàmetre gran i una secció inferior de diàmetre més petit.

Eficàcia de la columna

L'esquema global dels paràmetres a tenir en compte per calcular l'eficiència d'una torre de destil·lació es mostra en la figura 11.9.9.

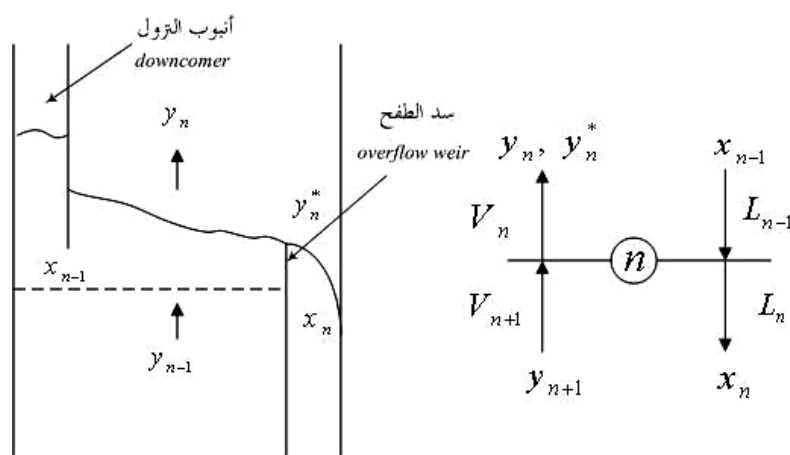
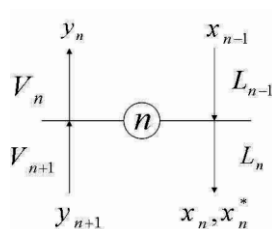


Figura 11.9.9.- Esquema d'una columna de destil·lació discontinua.

Existeixen algunes equacions que determinen l'eficiència global de la torre (E_{OG}) en funció d'aquests paràmetres. Les equacions a), b) i c) són les més habituals.

- a) *Eficiència Global de la fase gas de Murphree (Overall Murphree gas phase efficiency)*

$$E_{OG} = \frac{y_{n+1} - y_n}{y_{n+1} - y_n^*}$$

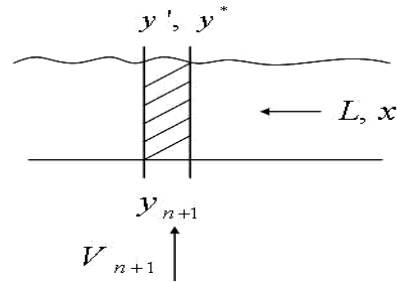


$$E_{OL} = \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n^* - x_{n-1}}$$

- b) Eficiència local o punt d'eficiència de Murphree (Local or point efficiency - Murphree local (point) efficiency)

$$E_v = \frac{y_{n+1} - y'}{y_{n+1} - y^*}$$

$$E_L = \frac{x' - x_{n-1}}{x^* - x_{n-1}}$$



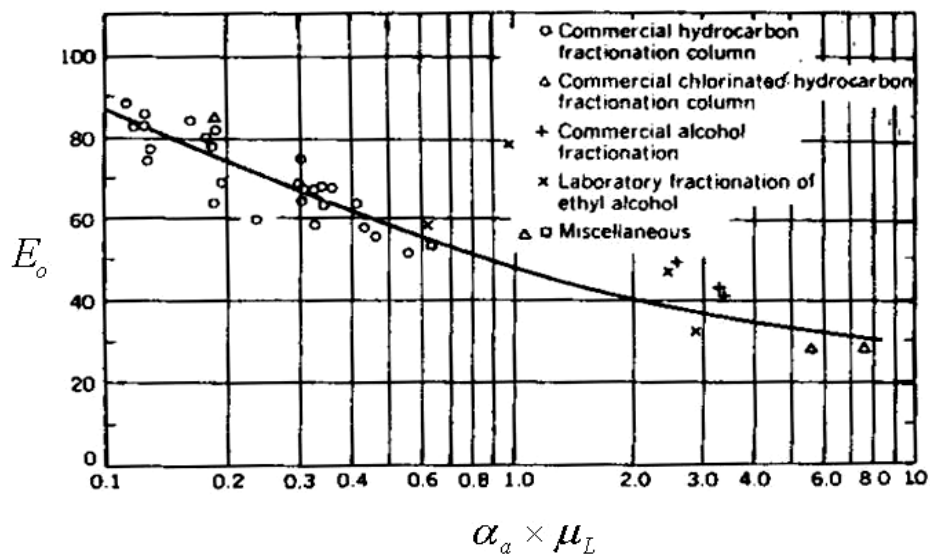
c) *Column Efficiency*
$$E_o = \frac{N_{ideal}}{N_{real}}$$

Factors affecting Point Efficiency

- L, V
- $k_x, k_y, m, \dots$
- *interfacial area*
- *residence time*

Altres equacions àmpliament utilitzades són les equacions empíriques, obtingudes a partir d'una sèrie d'experiments.

La correlació més coneguda és la d'O'Connell (figura 11.9.10) que s'ha anat modificant al llarg del temps.



11. Manual de càlculs

(O'Connell, 1946)

Figura 11.9.10.- Correlació gràfica d'O'Connell 1946.

A part de les modificacions en l'equació d' O'Connell existeixen altres mètodes pel càlcul de l'eficiència global.

1. **Equació d' O'Connell** E_o modificada tal com es mostra a continuació:

Edujee:
$$E_o = 51 - 32.5 \log(\mu_L \alpha_a)$$

Lockett:
$$E_o = 0.492(\mu_L \alpha_a)^{-0.245}$$

2. **Van Winkle** E_{OG}

- Bubble cap trays
- Sieve or perforated trays

$$E_{OG} = 0.07 Dg^{0.14} Sc^{0.25} Re^{0.08}$$

- Re Reynolds Number
$$Re = \frac{h_w u_v \rho_v}{\mu_L F}$$
- Sc Schmidt Number
$$Sc = \frac{\mu_L}{\rho_L D_{LK}}$$
- Dg Surface tension Number
$$Dg = \frac{\sigma_L}{\mu_L \rho_v}$$

3- Relationship between E_{OG} and E_o

Lewis relationship:
$$E_o = \frac{\log \left[1 + E_{OG} \left(\frac{mV}{L} - 1 \right) \right]}{\log \left(\frac{mV}{L} \right)}$$

Disseny de les torres de destil·lació amb HYSYS

11. Manual de càlculs

El programa HYSYS permet dissenyar les torres de destil·lacions a partir del cabal d'aliment i la selecció dels paràmetres adequats.

La volatilitat relativa de cada component es podrà estimar a partir dels valors de les K termodinàmiques.

$$\alpha_R = \frac{y/x}{(1-y)/(1-x)}$$

$$\alpha_{xy} = \frac{K_x}{K_y}$$

On x serà el component clau pesat i y el component clau lleuger.

El primer pas a realitzar serà crear un corrent d'aliment al simulador. S'haurà de crear una llista de components amb els components de la mescla de l'aliment i escollir un paquet de propietats adequat per a la mescla en qüestió. Per tenir una idea de la volatilitat de cada component de forma individual se n'observarà la temperatura d'ebullició. Per a seleccionar el paquet de propietats caldrà conèixer les propietats dels components escollits, com pot ser la forta polaritat dels enllaços. Si la columna opera a pressió atmosfèrica també es pot considerar la idealitat del sistema i per contra, quan operi a pressió elevada no es podrà considerar el mateix. Es poden estimar els coeficients binaris desconeguts amb UNIFAC VLE (Vapor-Liquid Equilibrium).

Un cop creat el corrent de l'aliment s'hauran de definir les composicions i les condicions al simulador i la resta són estimades pel simulador. Quan es coneixen els valors de les constants d'equilibri es pot conèixer la volatilitat relativa de cada component, referida al component clau pesat. S'han de definir els components clau a cada columna, el component clau lleuger (LK) i el component clau pesat (HK). Cal tenir clar quin percentatge se'n vol separar de cadascun.

En aquest punt s'utilitzen els balanços de matèria per conèixer el cabal de destil·lat i de residu que s'obtindrà, i també les seves composicions.. Inicialment es suposen components no clau completament distribuïts, és a dir, que tot el no clau lleuger (LNK) sortirà pel destil·lat i tot el no clau pesat (HNK) sortirà pel residu, però comprova i/o corregeix fent una comprovació amb el gràfic semilogarítmic de Hegstebeck-Geddes (figura 11.9.11). Com que en la majoria dels casos els components tenen volatilitats relatives molt grans, la distribució des components no clau serà completa en tots els casos.

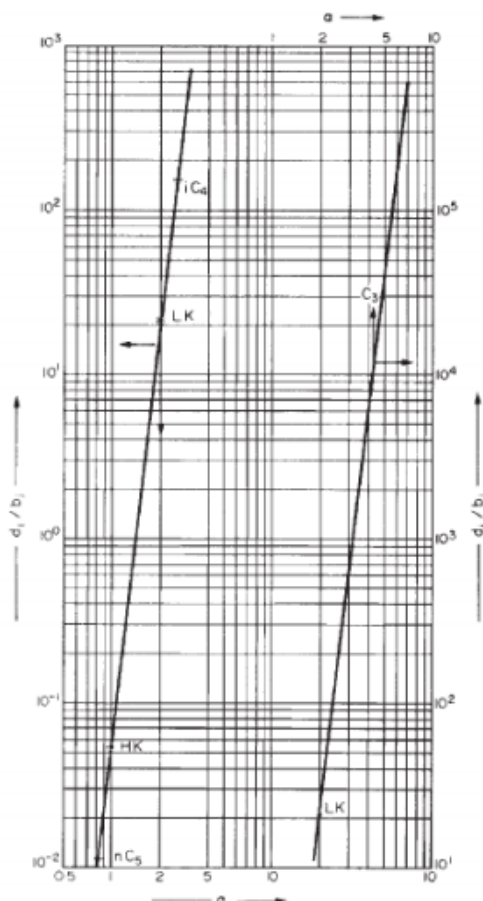


Figura 11.9.11.- Gràfica pel mètode de Hegstebeck-Geddes.

El primer pas de disseny és el mètode aproximat (**Shortcut**) per saber aproximadament les característiques de la columna. En el disseny del Shortcut s'ha d'indicar que l'aliment és el corrent que s'ha creat al principi i també que el destil·lat s'obté en forma líquida o gasosa (o ambdós, depenent del tipus de condensador escollit). Finalment, s'ha d'indicar quin és el producte clau lleuger i quin n'és el clau pesat, així com les seves composicions en residu i destil·lat respectivament, segons el grau de separació desitjat. Amb aquestes dades s'obté la relació de reflux mínima. Per al càlcul de les característiques aproximades de la columna s'ha d'introduir la relació de reflux externa, la qual s'ha d'escollir tenint en compte la relació de reflux mínima.

Un cop realitzat el Shortcut es realitza el **càlcul rigorós** de la columna per afinar el disseny i obtenir-ne les dades necessàries. En el disseny de la columna s'ha de donar les dades obtingudes prèviament al Shortcut. Les temperatures del condensador i de

11. Manual de càlculs

la caldera seran les indicades al simulador El tipus de condensador també s'haurà d'indicar. El nombre d'etapes s'ha d'establir i comprovar si es compleix el balanç segons s'havia determinat. Com es suposa que tota la columna treballa a pressió constant, la pressió del condensador i la caldera serà la pressió d'operació.

11.9.2. Torre TD-301

Les taules 11.9.1 i 11.9.2 mostren els balanços de matèria i els percentatges de recuperació en el destil·lat de la torre TD-301.

Taula 11.9.1.- Balanç de matèria i caracterització de la torre de destil·lació TD-301.

					F (kmol/h)				
		fracció molar			110,71	cabal molar	fracció molar	cabal molar	fracció molar
	COMP	Xf	K	α	F·Xf	D·Xd	Xd	B·Xb	Xb
LN K	HCl	0,004	45,4	55,62	0,44	0,440	0,19	0,00	0,000

11. Manual de càlculs

LK	Ph	0,01 7	4,2 3	5,17 5	1,88	1,880	0,81	0,00	0,000
HK	Cloroform	0,89 4	0,8 2	1,00 0	98,96	0,000	0,00	98,96	0,913
HNK	MCC	0,08 5	0,2 0	0,25 0	9,43	0	0,00	9,43	0,087
Total		1,00 0			D	2,320	B	108,390	

Taula 11.9.2.- Percentatges de recuperació de cada component.

	component	%Recuperat Destil·lat	%Recuperat B
LNK	HCl	100,00%	0,00%
LK	Ph	100,00%	0,00%
HK	Cloroform	0,00%	100,00%
HNK	MCC	0,00%	100,00%

La figura 11.9.12 mostra el disseny del Short-Cut amb el HYSYS.

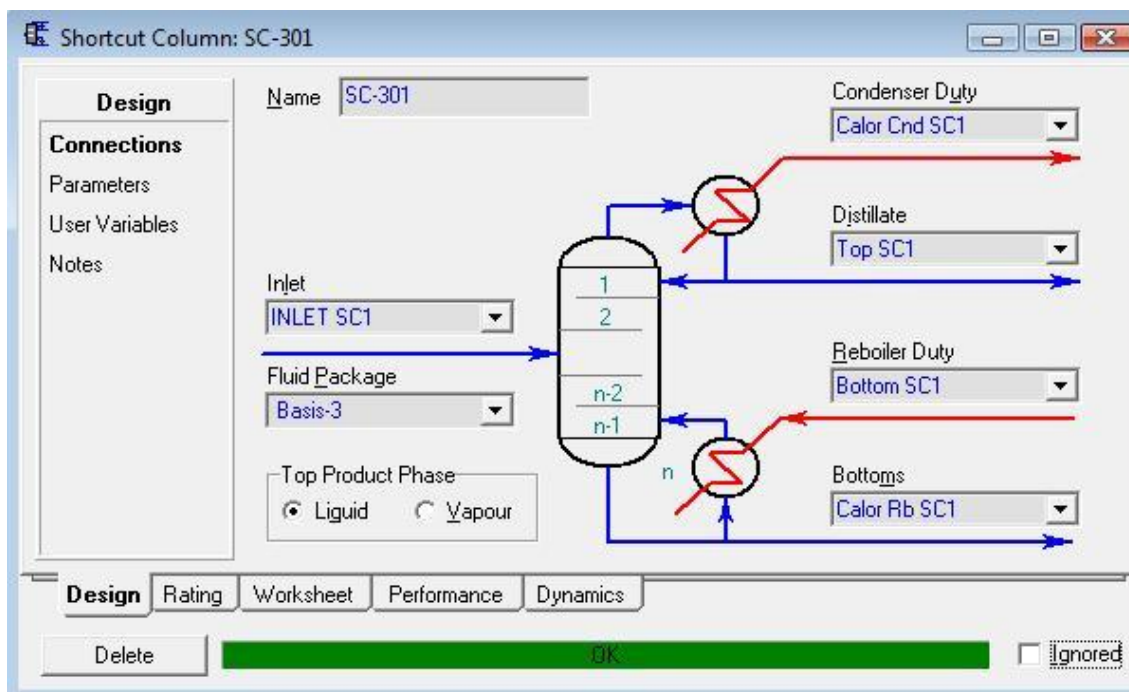


Figura 11.9.12.- Disseny del shortcut per la torre TD-301.

11. Manual de càlculs

En la figura 11.9.13 s'observa el procediment de disseny utilitzat en el HYSYS. En aquest s'observa la pressió d'operació de la torre i el nombre d'etapes teòriques, així com el plat de l'aliment i sortides de la torre.

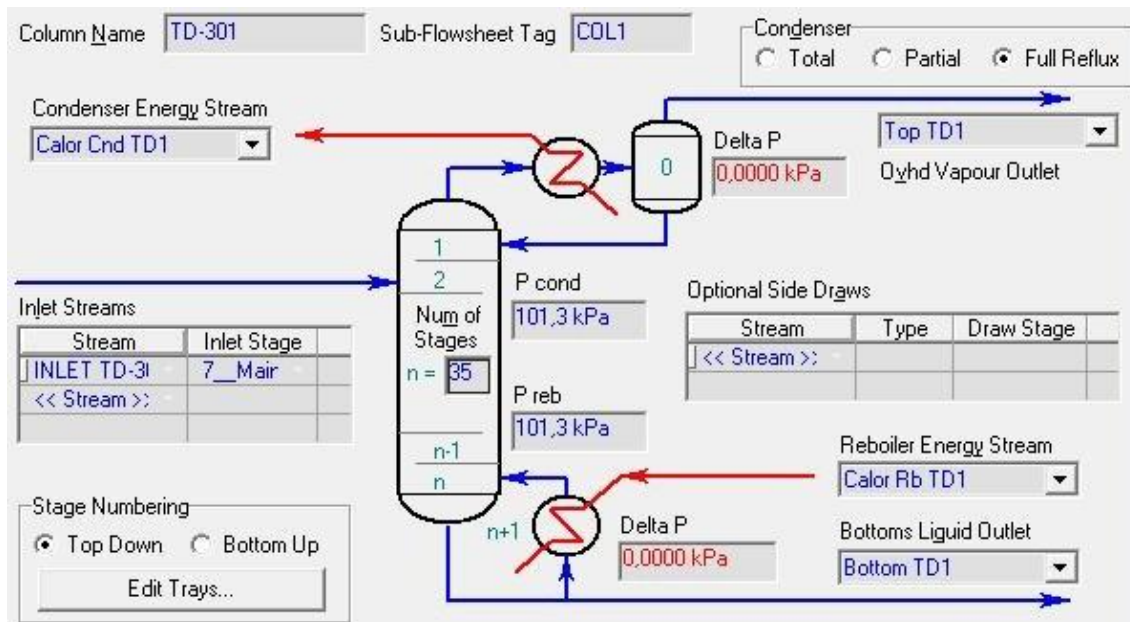


Figura 11.9.13.- Disseny de la torre TD-301 al Hysys.

Les figures de la 11.9.14 a la 11.9.17 mostren com varien diversos factors en la torre en referència a cada plat. Es mostren composició, cabals molars, propietats del fluid i temperatura anomenant els plats de dalt cap a baix.

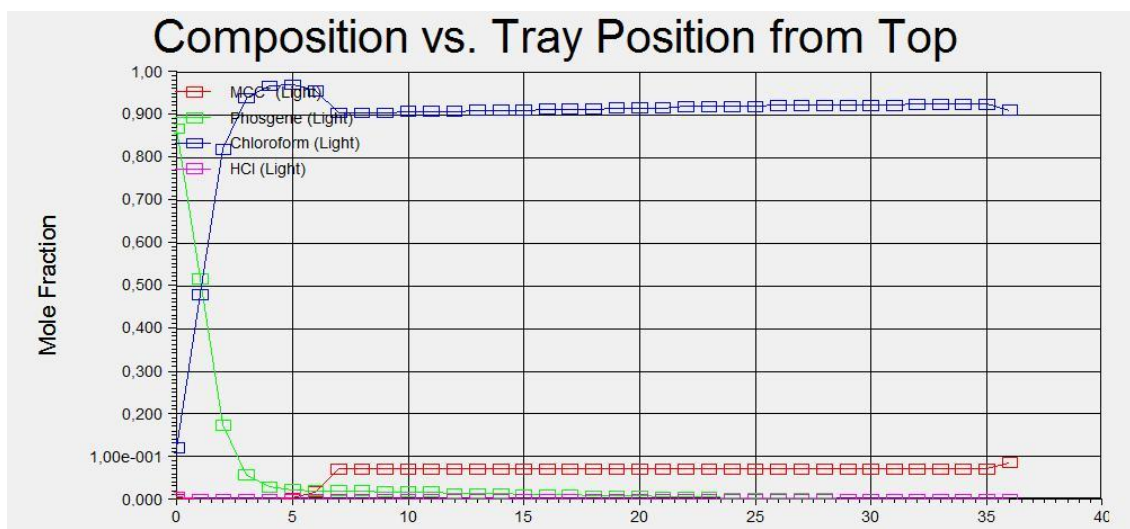


Figura 11.9.14.- Diagrama de composició per plat a la torre TD-301.

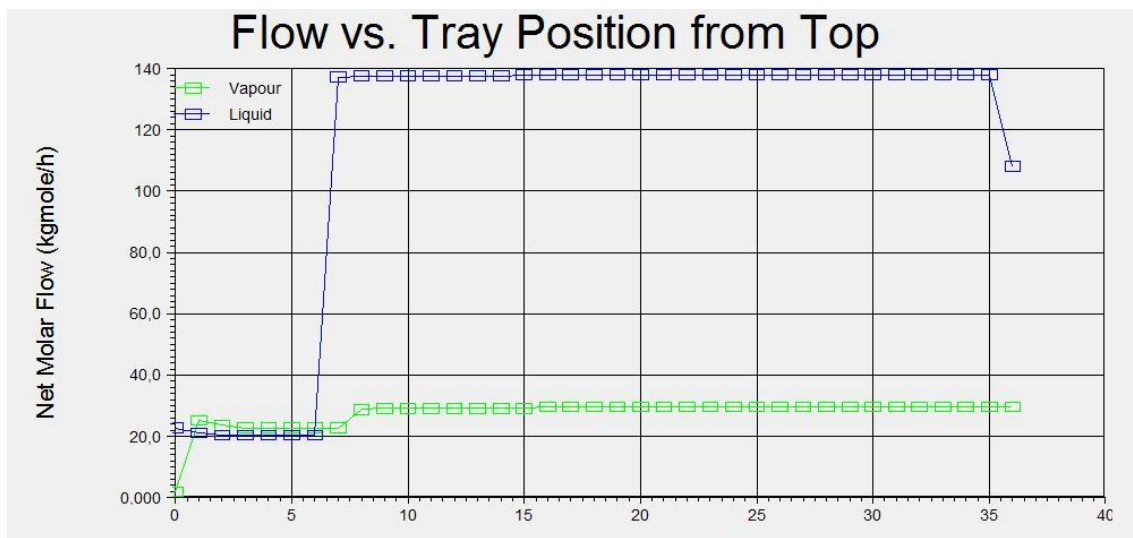


Figura 11.9.15.- Diagrama de cabal molar per plat a la torre TD-301.

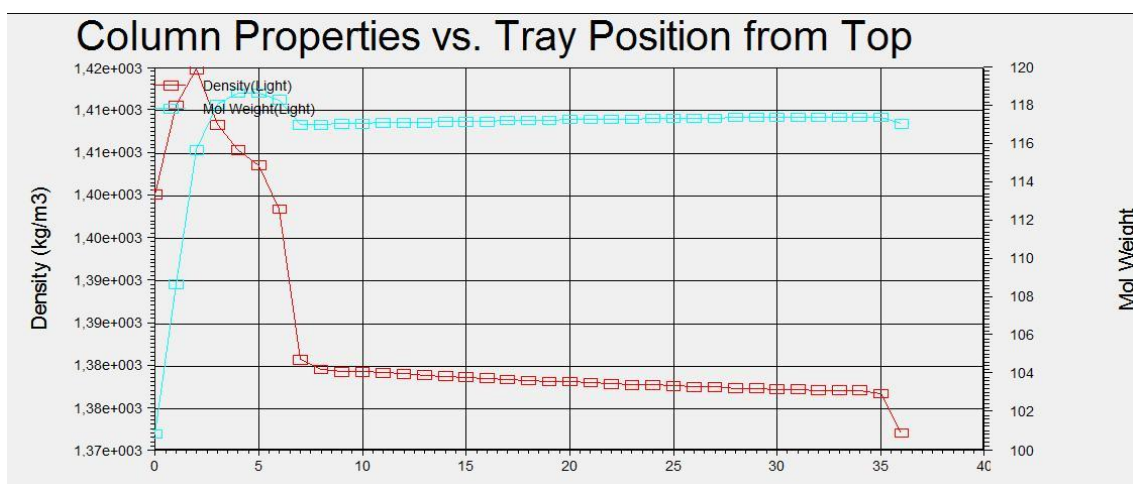


Figura 11.9.16.- Diagrama de les propietats per plat a la torre TD-301.

11. Manual de càlculs

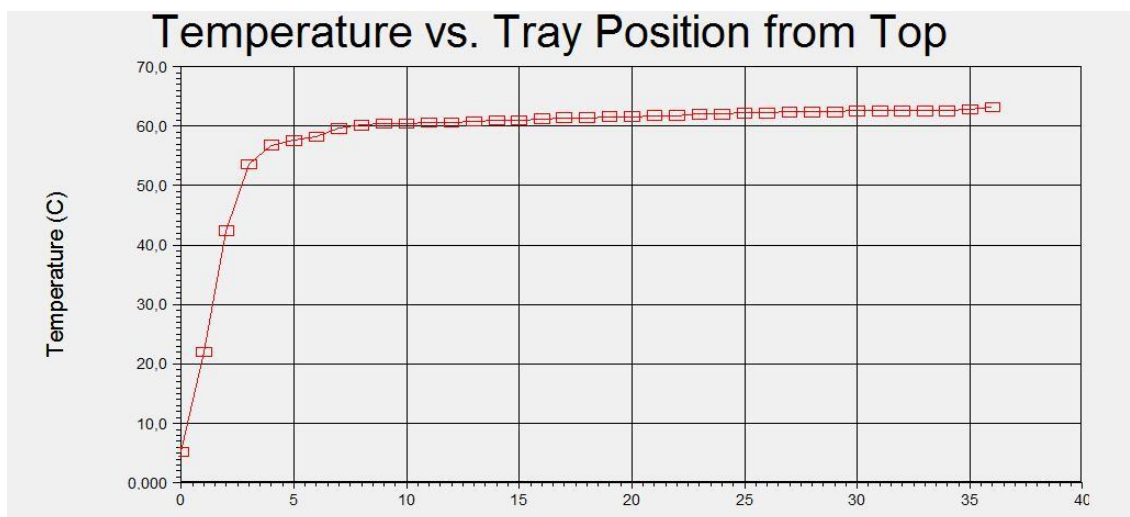


Figura 11.9.17.- Diagrama de la temperatura per plat a la torre TD-301.

El dimensionament de la torre d'absorció TD-301 s'ha dut a terme amb l'eina Tray Sizing del HYSYS. S'ha decidit utilitzar una torre de rebliment amb selles **Berl** ceràmiques, d'una polzada de diàmetre i col·locades a l'atzar, tal com mostren les figures 11.9.20 i 11.9.21

Les figures 11.9.18 i 11.9.19 mostren el dimensionament d'aquesta. Tal com s'observa, la torre té una sola secció.

11. Manual de càlculs

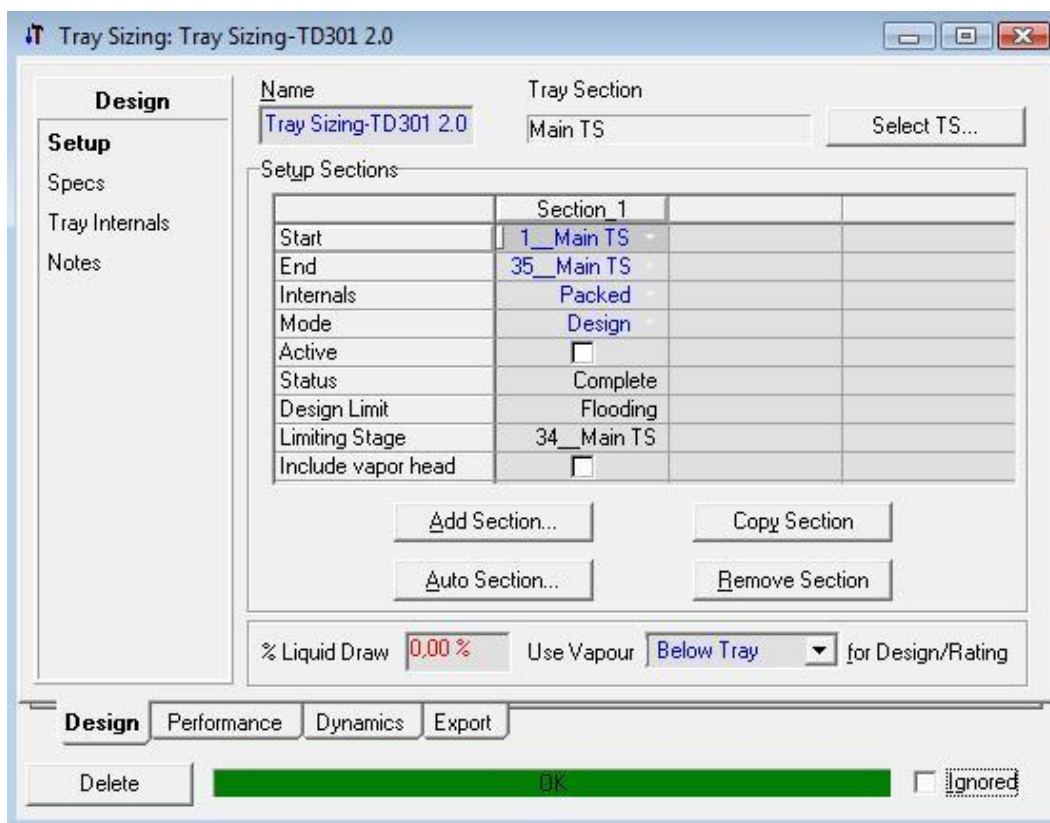


Figura 11.9.18.- Dimensionament de la torre TD-301 amb el Hysys (I).

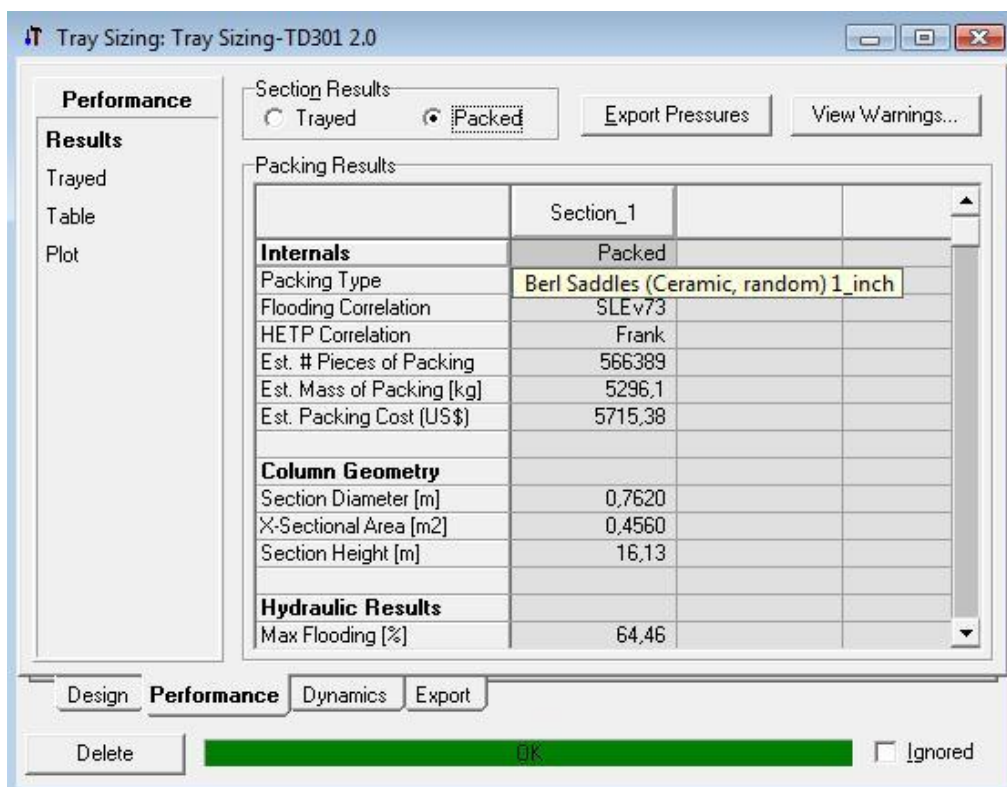


Figura 11.9.19.- Dimensionament de la torre TD-301 amb el Hysys (II).



Figura 11.9.20.- Imatge de les selles Berl de ceràmica pel rebliment.



Figura 11.9.21.- Selles Berl de ceràmica pel rebliment col·locades a l'atzar.

11. Manual de càlculs

Càlcul de l'eficiència teòrica i alçada real

Els resultats obtinguts en el disseny del HYSYS equivalen a etapes amb 100% d'eficàcia, de manera que per a l'alçada real de la torre d'absorció s'ha pres un cert sobredimensionament.

Donat que aquest equip és d'especial importància i marcarà l'actuació i l'eficiència de la resta d'equips i del procés en general, s'ha sobredimensionat el valor d'alçada obtingut al HYSYS tal com si l'eficàcia real fos d'un 50%, obtenint els resultats que mostra la taula 11.9.3.

Càlcul del gruix d'aïllament

El càlcul del gruix d'aïllant s'ha dut a terme tenint en compte unes circumstàncies específiques, ja que la temperatura de la torre no excedeix els 60 °C en cap zona (comprovar figura 11.9.17, a sobre). S'han realitzat els càlculs per comprovar si seria adequat l'aïllament de l'equip en cas que la temperatura a l'interior augmentés fins als 200°C.

Les taules 11.9.3 i 11.9.4, junt amb la figura 11.9.22 i les equacions 11.9.1 o 11.9.2, s'han utilitzat per al càlcul del gruix de l'aïllament.

Taula 11.9.3.- Propietats pel càlcul del gruix d'aïllament

k, acer	15	W/(m°C)
k, aïllant	0,04	W/(m°C)
h aire	30	w/(m ² ·°C)

11. Manual de càlculs

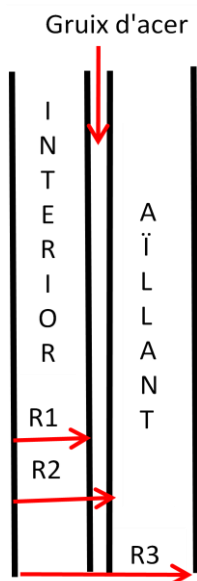


Figura 11.9.22.- Esquema dels diversos radis en les torres.

Taula 11.9.4.- Valor dels radis en la torre.

r1, dint	0,381	m
r2, dext	0,391	m
t, espessor acer	0,01	m
r3, aïllant	0,421	m
L_{torre}	37,82	m
Espessor aïllant	0,03	m

$$P(W) = \frac{(T_{int,torre} - T_{aire})}{\left(\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot L_{torre} \cdot k_{acer}} \cdot \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot L_{torre} \cdot k_{aïllant}} \cdot \ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right) + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L_{torre} \cdot h_{aire}} \right)} \quad (\text{Eq. 11.9.1})$$

$$T_{exterior} = T_{int,torre} - P * \left[\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{acer} \cdot L_{torre}} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{aïllant} \cdot L_{torre}} \right] \quad (\text{Eq. 11.9.2})$$

Els resultats obtinguts per una temperatura de l'aire de 27°C serien els que mostra la taula 11.9.5.

Taula 11.9.5.- Temperatures a l'exterior de l'equip amb/sense aïllament.

P	105689,06	W	(SENSE AÏLLANT)
Text tub no aïllat	62,21	°C	
P	4432,60	W	(AMB AÏLLAMENT)
Text tub aïllat	28,48	°C	

11. Manual de càlculs

Disseny mecànic de la torre TD-301

El procediment utilitzat ha estat el que indica el Codi ASME tal com es mostra detalladament en el disseny mecànic dels tancs d'emmagatzematge.

Els valors obtinguts són els que es poden observar en la taula 11.9.6.

Taula 11.9.6.- Disseny mecànic de la TD-301.

t, cilindre	10	mm
t, torisfèric	10	mm

11.9.3. Torre TD-302

Les taules 11.9.7 i 11.9.8 mostren els balanços de matèria i els percentatges de recuperació en el destil·lat de la torre TD-302

Taula 11.9.7.- Balanç de matèria i caracterització de la torre de destil·lació TD-302.

		fracció molar			F (kmol/h)	cabal molar	fracció molar	cabal molar	fracció molar
					2,32				
	COM P	Xf	K	α	F·Xf	D·Xd	Xd	B·Xb	Xb
LK	HCl	0,19	2,680	4,416	0,44	0,44	1,00	0,00	0,00
HK	Ph	0,81	0,607	1,000	1,88	0,00	0,00	1,88	1,00
	Total	1,000			D	0,440	B	1,880	

Taula 11.9.8.- Percentatges de recuperació de cada component.

	component	%Recuperat D	%Recuperat B
LK	HCl	100,00%	0,00%
HK	Ph	0,00%	100,00%

11. Manual de càlculs

En la figura 11.9.23 s'observa el procediment de disseny utilitzat en el HYSYS. En aquest s'observa la pressió d'operació de la torre i el nombre d'etapes teòriques, així com el plat de l'aliment i sortides de la torre.

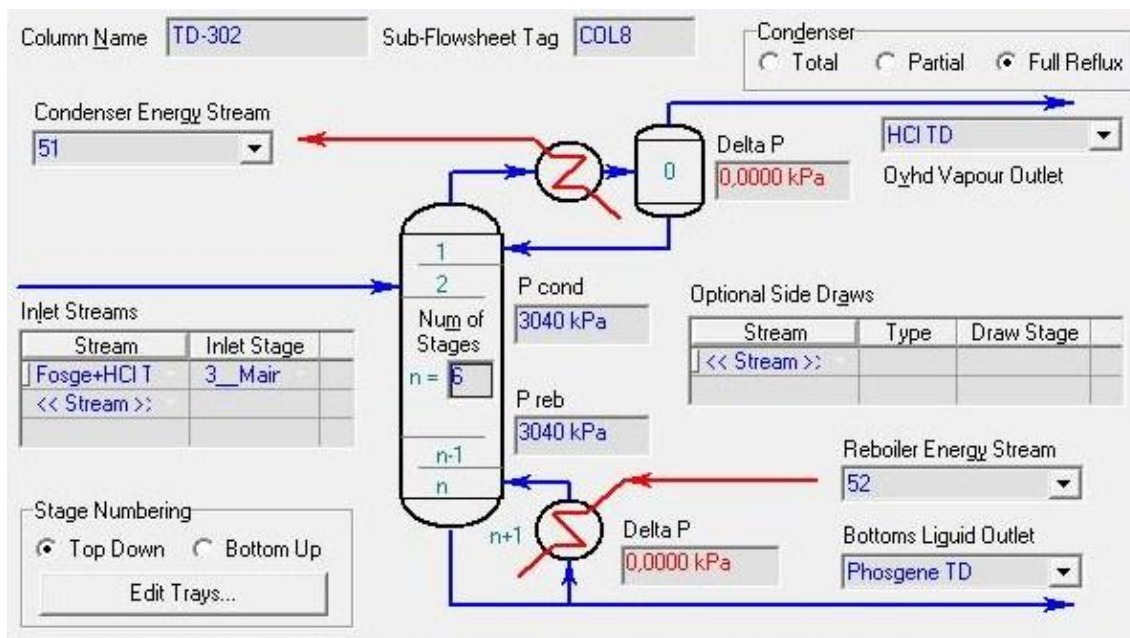
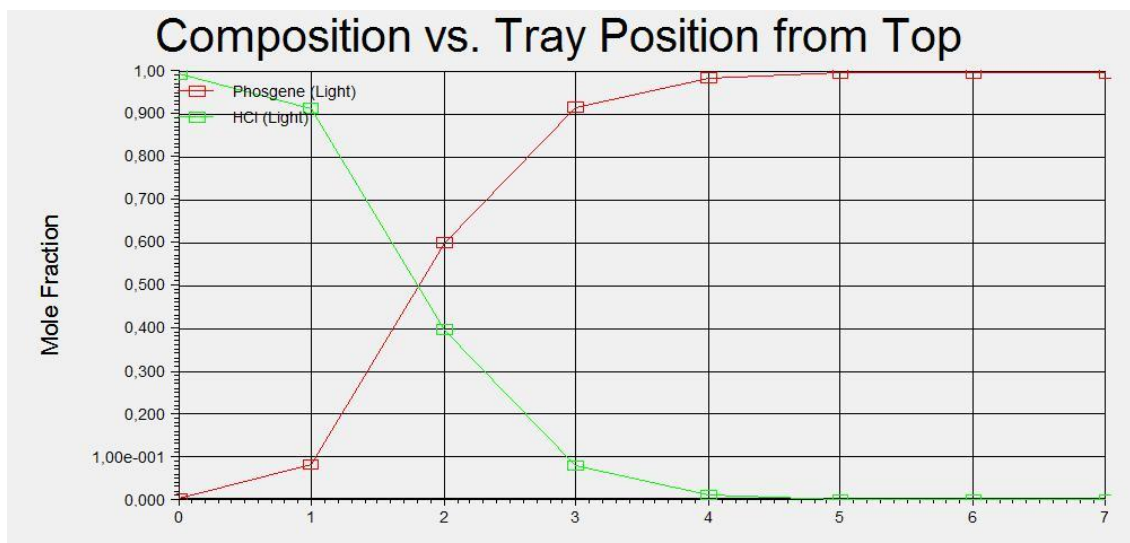


Figura 11.9.23.- Disseny de la torre TD-302 al Hysys.

Les figures de la 11.9.24 a la 11.9.27 mostren com varien diversos factors en la torre en referència a cada plat. Es mostren composició, cabals molars, propietats del fluid i temperatura anomenant els plats de dalt cap a baix.



11. Manual de càlculs

Figura 11.9.24.- Diagrama de composició per plat a la torre TD-302.

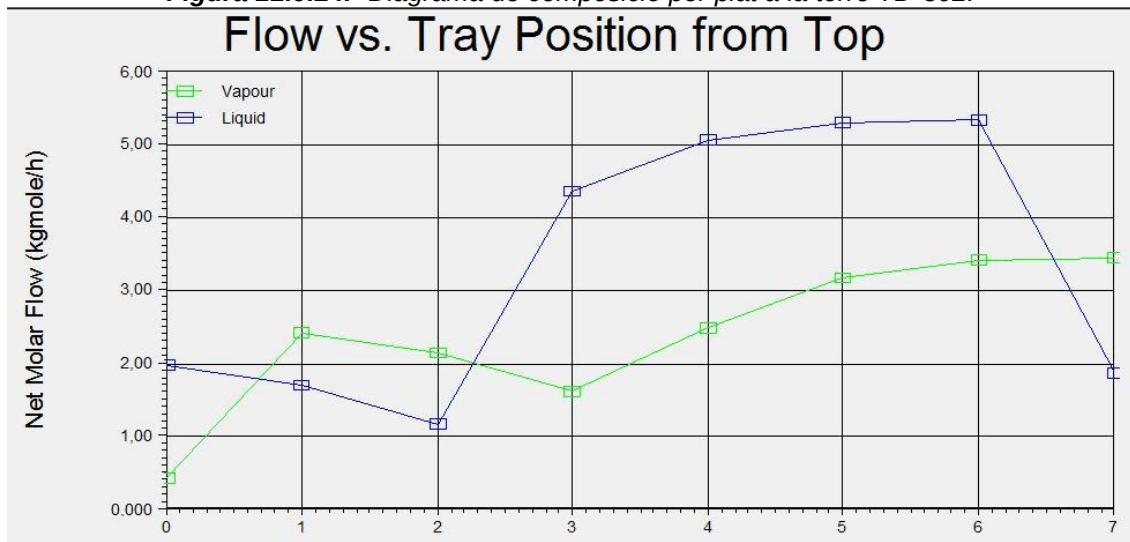


Figura 11.9.25.- Diagrama de cabal molar per plat a la torre TD-302.

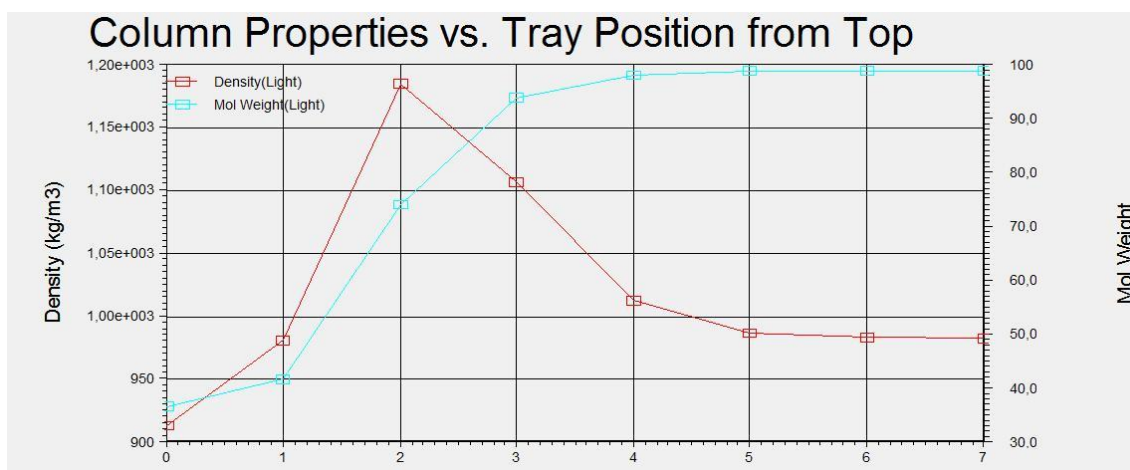
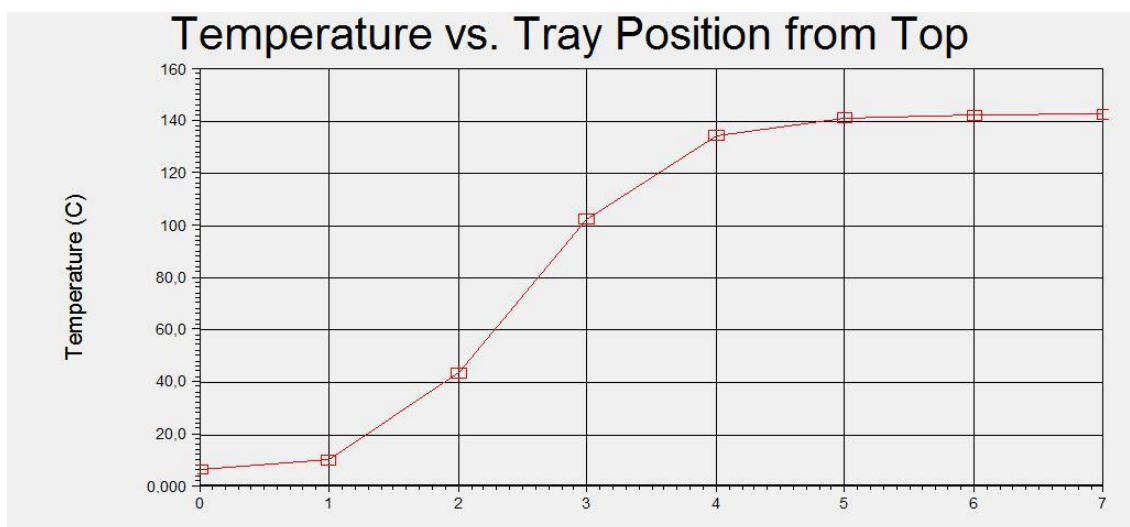


Figura 11.9.26.- Diagrama de les propietats per plat a la torre TD-302.



11. Manual de càlculs

Figura 11.9.27.- Diagrama de la temperatura per plat a la torre TD-302.

El dimensionament de la torre d'absorció TD-302 s'ha dut a terme amb l'eina Tray Sizing del HYSYS. S'ha decidit utilitzar una torre de rebliment amb selles **Berl** ceràmiques, d'un quart de polzada de diàmetre, tal com mostra la figura 11.9.30.

Les figures 11.9.28 i 11.9.29 mostren el dimensionament d'aquesta. Tal com s'observa, s'ha dividit la torre en dos seccions de diferent diàmetre, de forma que la secció superior serà de diàmetre menor que la secció inferior. Això es deu a que el cabal de vapor de sortida de la torre és molt menor que el cabal de líquid, de forma que per poder aconseguir un flux de vapor ascendent prou adequat a través del rebliment sense que aquest es vegi arrossegat cap avall.

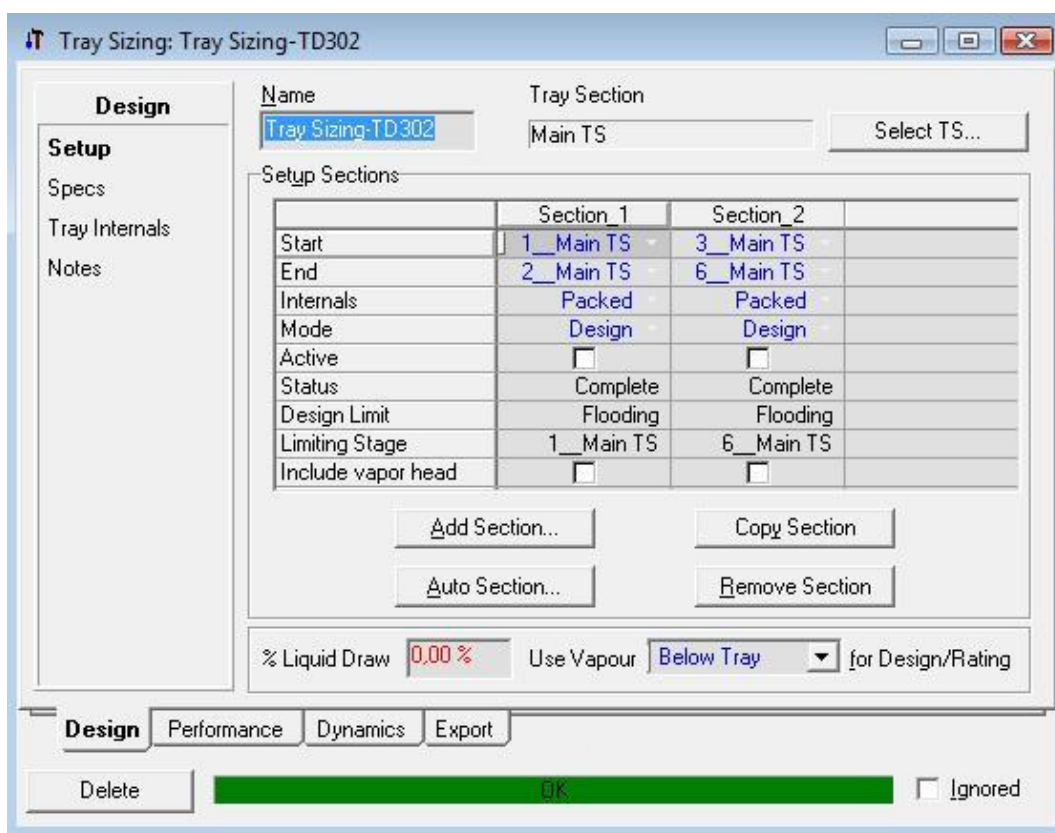


Figura 11.9.28.- Dimensionament de la torre TD-302 amb el Hysys (I).

11. Manual de càlculs

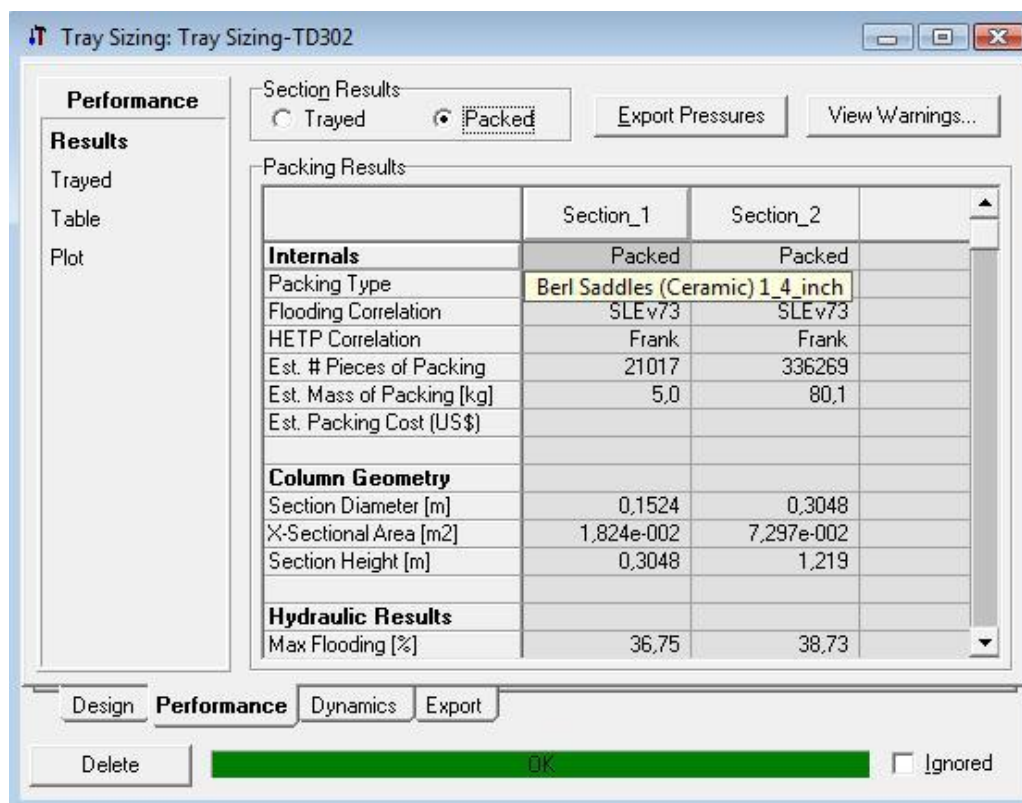


Figura 11.9.29.- Dimensionament de la torre TD-302 amb el Hysys (II).



Figura 11.9.30.- Imatge de les selles Berl de ceràmica pel rebliment.

11. Manual de càlculs

Càlcul de l'eficiència teòrica i alçada real

Càlcul del gruix d'aïllament

El càlcul del gruix d'aïllant s'ha dut a terme tenint en compte unes circumstàncies específiques, ja que la temperatura de la torre no excedeix els 140 °C en cap zona (comprovar figura 11.9.27, a sobre). S'han realitzat els càlculs per comprovar si seria adequat l'aïllament de l'equip en cas que la temperatura a l'interior augmentés fins als 200°C.

Les taules 11.9.9. i les equacions 11.9.3 i 11.9.4, s'han utilitzat per al càlcul del gruix de l'aïllament.

Taula 11.9.9.- Valor dels radis en la torre.

r1, dint	0,1524	m
r2, dext	0,1624	m
t, espessor acer	0,01	m
r3, aïllant	0,192	m
L_{torre}	3,091	m
Espessor aïllant	0,03	m

$$P(W) = \frac{(T_{int,torre} - T_{aire})}{\left(\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot L_{torre} \cdot k_{acer}} \cdot \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot L_{torre} \cdot k_{aïllant}} \cdot \ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right) + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L_{torre} \cdot h_{aire}} \right)} \quad (\text{Eq. 11.9.3})$$

$$T_{exterior} = T_{int,torre} - P * \left[\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{acer} \cdot L_{torre}} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{aïllant} \cdot L_{torre}} \right] \quad (\text{Eq. 11.9.4})$$

Els resultats obtinguts per una temperatura de l'aire de 27°C serien els que mostra la taula 11.9.10.

Taula 11.9.10.- Temperatures a l'exterior de l'equip amb/sense aïllament.

P	12658,69	W	(SENSE AÏLLANT)
Text tub no aïllat	139,94	°C	
P	508,85	W	(AMB AÏLLAMENT)
Text tub aïllat	31,54	°C	

11. Manual de càlculs

Disseny mecànic de la torre TD-302

El procediment utilitzat ha estat el que indica el Codi ASME tal com es mostra detalladament en el disseny mecànic dels tancs d'emmagatzematge.

Els valors obtinguts són els que es poden observar en la taula 11.9.11.

Com que la relació L/D es té en compte per al disseny mecànic segons el codi ASME, els valors d'espessor són lleugerament diferents calculats per la secció superior i per la inferior. S'ha decidit utilitzar els valors més grans per tal d'assegurar la resistència mecànica de la torre.

Taula 11.9.11.- Disseny mecànic de la TD-302.

t, cilindre	10	mm
t, torisfèric	14	mm

11.9.4. Torre TD-303

Les taules 11.9.12 i 11.9.12 mostren els balanços de matèria i els percentatges de recuperació en el destil·lat de la torre TD-303.

Taula 11.9.12.- Balanç de matèria i caracterització de la torre de destil·lació TD-303.

					F (kmol/ h)				
		fracció molar			8,14	cabal molar	fracció molar	cabal molar	fracció molar
	COMP	Xf	K	α	F·Xf	D·Xd	Xd	B·Xb	Xb
L K	HCl	0,87	1,14 4	79,4 4	7,10	7,10	1,00	0,00	0,00

11. Manual de càlculs

H K	Cloroform	0,13	0,014	1,00	1,0400	0,00	0,00	1,04	1,00
	Total	1,000			D	7,100	B	1,040	

Taula 11.9.12.- Percentatges de recuperació de cada component.

	component	%Recuperat D	%Recuperat B
LK	HCl	100,00%	0,00%
HK	Cloroform	0,00%	100,00%

En la figura 11.9.31 s'observa el procediment de disseny utilitzat en el HYSYS. En aquest s'observa la pressió d'operació de la torre i el nombre d'etapes teòriques, així com el plat de l'aliment i sortides de la torre.

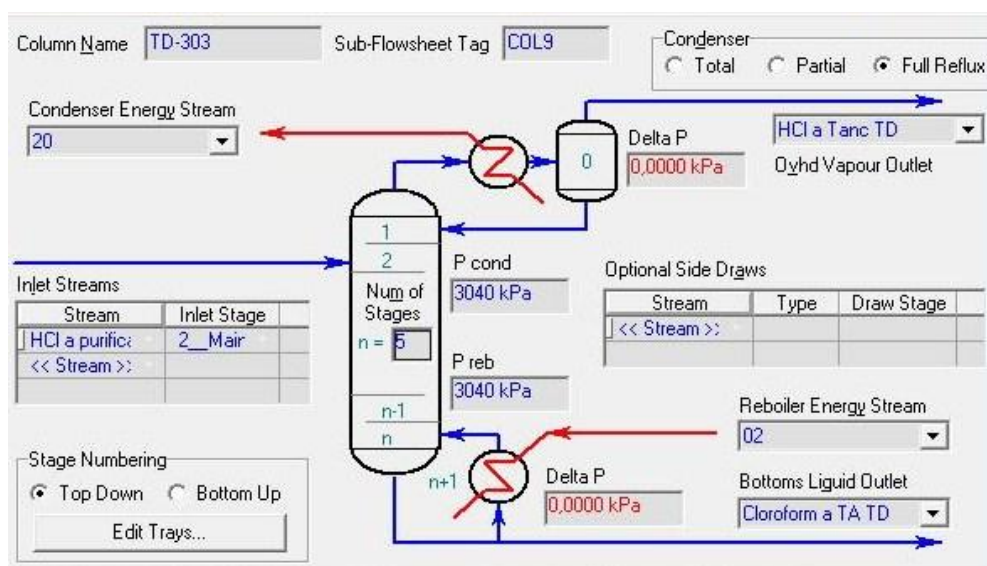


Figura 11.9.31.- Disseny de la torre TD-303 al Hysys.

Les figures 11.9.32 a la 11.9.35 mostren com varien diversos factors en la torre en referència a cada plat. Es mostren composició, cabals molars, propietats del fluid i temperatura anomenant els plats de dalt cap a baix.

11. Manual de càlculs

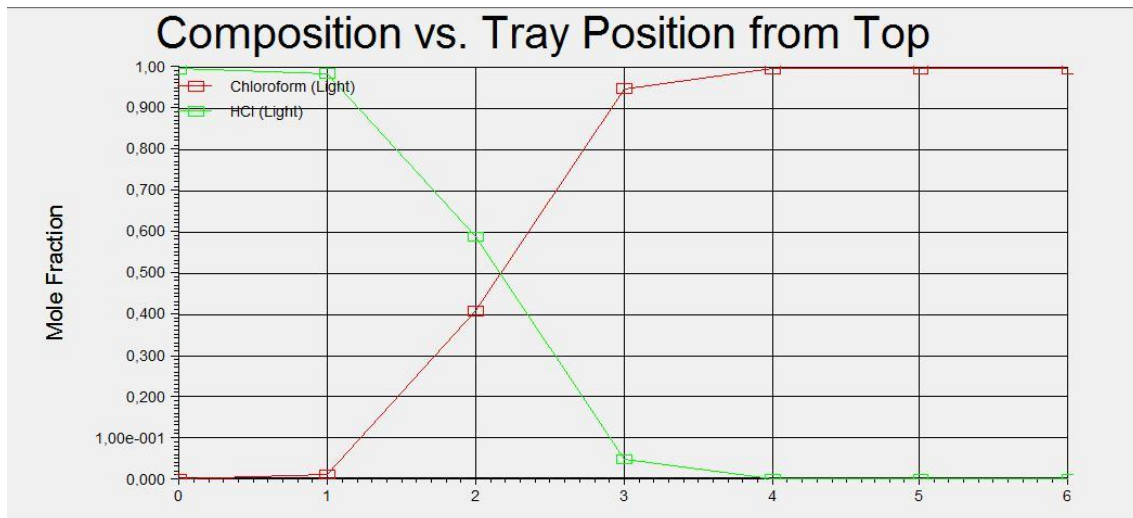


Figura 11.9.32.- Diagrama de composició per plat a la torre TD-303.

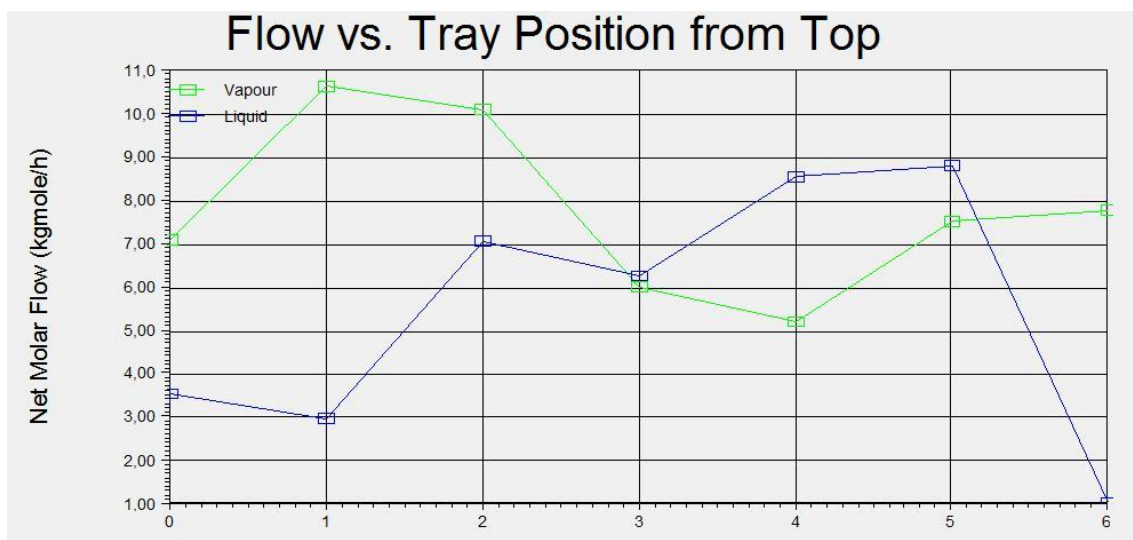


Figura 11.9.33.- Diagrama de cabal molar per plat a la torre TD-303.

11. Manual de càlculs

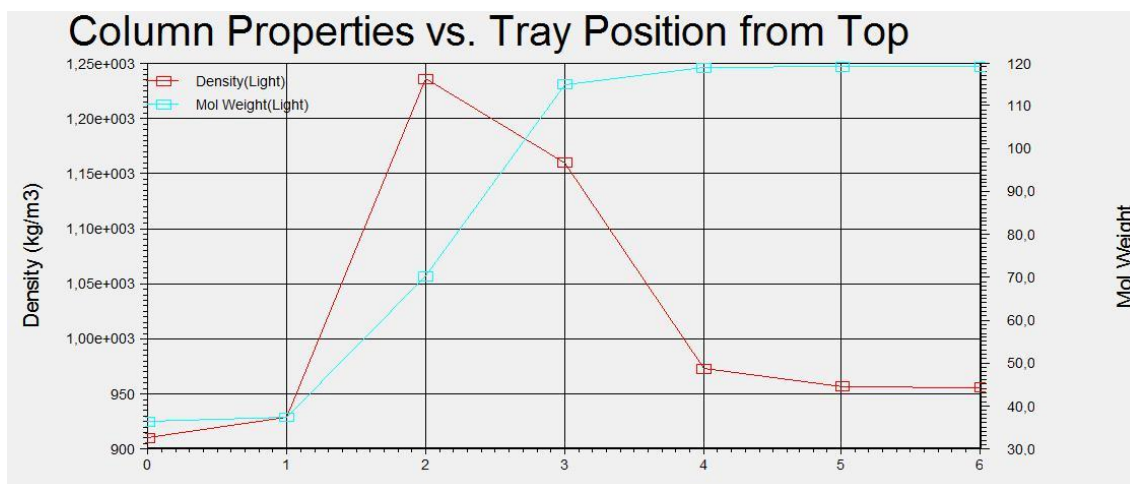


Figura 11.9.34.- Diagrama de les propietats per plat a la torre TD-303.

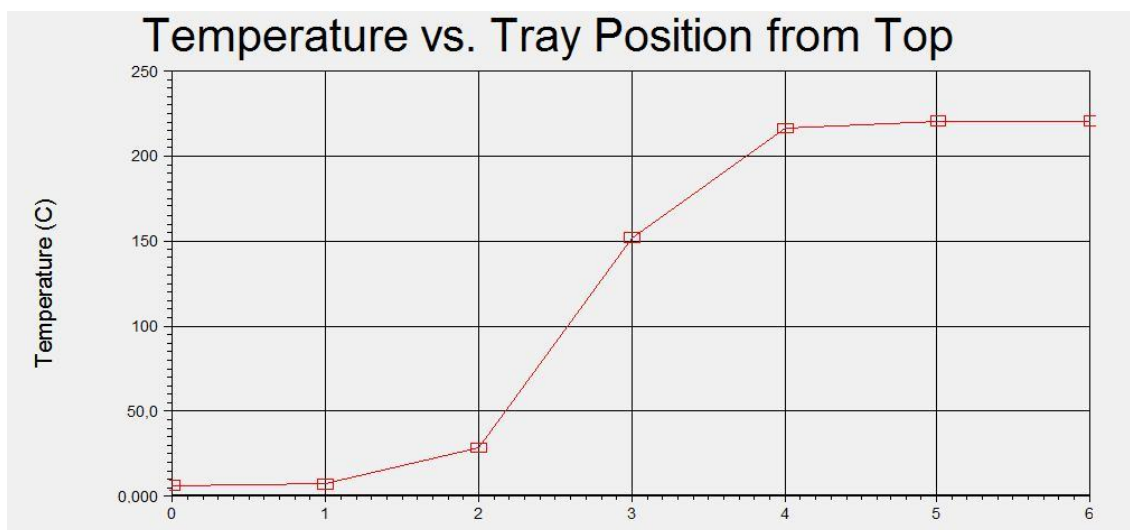


Figura 11.9.35.- Diagrama de la temperatura per plat a la torre TD-303.

El dimensionament de la torre d'absorció TD-303 s'ha dut a terme amb l'eina Tray Sizing del HYSYS. S'ha decidit utilitzar una torre de rebliment amb selles **Berl** ceràmiques, de mitja polzada de diàmetre, tal com mostren la figura 11.9.38.

Les figures 11.9.36 i 11.9.37 mostren el dimensionament d'aquesta. Tal com s'observa aquesta torre té una sola secció.

11. Manual de càlculs

Tray Sizing: Tray Sizing-TD303

Name: Tray Sizing-TD303 Tray Section: Main TS Select TS...

Setup Sections

	Section 1
Start	1_Main TS
End	5_Main TS
Internals	Packed
Mode	Design
Active	☐
Status	Complete
Design Limit	Flooding
Limiting Stage	5_Main TS
Include vapor head	☐

Add Section... Copy Section

Auto Section... Remove Section

% Liquid Draw: 0.00 % Use Vapour: Below Tray for Design/Rating

Design Performance Dynamics Export

Delete OK Ignored

Figura 11.9.36.- Dimensionament de la torre TD-303 amb el Hysys (I).

Tray Sizing: Tray Sizing-TD303

Section Results: ☐ Trayed ☒ Packed Export Pressures View Warnings...

Packing Results

	Section_1
Internals	Packed
Packing Type	Bert Saddles (Ceramic) 0.5_inch (Glitsch)
Flooding Correlation	SLEV73
HETP Correlation	Frank
Est. # Pieces of Packing	
Est. Mass of Packing [kg]	
Est. Packing Cost (US\$)	
Column Geometry	
Section Diameter [m]	0.3048
X-Sectional Area [m2]	7.297e-002
Section Height [m]	1.524
Hydraulic Results	
Max Flooding [%]	47.56

Design Performance Dynamics Export

Delete OK Ignored

Figura 11.9.37.- Dimensionament de la torre TD-303 amb el Hysys (II).



Figura 11.9.38.- Imatge de les selles Berl de ceràmica pel rebliment.

Càlcul de l'eficiència teòrica i alçada real

Càlcul del gruix d'aïllament

Les taules 11.9.13 i les equacions 11.9.5 i 11.9.6, s'han utilitzat per al càlcul del gruix de l'aïllament.

Taula 11.9.13.- Valor dels radis en la torre.

r1, dint	0,1524	m
r2, dext	0,1624	m
t, espessor acer	0,01	m
r3, aïllant	0,212	m
L_{torre}	5,33	m
Espessor aïllant	0,05	m

$$P(W) = \frac{(T_{int,torre} - T_{aire})}{\left(\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot L_{torre} \cdot k_{acer}} \cdot \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot L_{torre} \cdot k_{aïllant}} \cdot \ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right) + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L_{torre} \cdot h_{aire}} \right)} \quad (\text{Eq. 11.9.5})$$

$$T_{exterior} = T_{int,torre} - P * \left[\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{acer} \cdot L_{torre}} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{aïllant} \cdot L_{torre}} \right] \quad (\text{Eq. 11.9.6})$$

11. Manual de càlculs

Els resultats obtinguts per una temperatura de l'aire de 27°C serien els que mostra la taula 11.9.14.

Taula 11.9.14.- Temperatures a l'exterior de l'equip amb/sense aïllament.

P	40271,94	W	
Text tub no aïllat	215,90	°C	(SENSE AÏLLANT)
P	944,61	W	
Text tub aïllat	31,43	°C	(AMB AÏLLAMENT)

Disseny mecànic de la torre TD-303

El procediment utilitzat ha estat el que indica el Codi ASME tal com es mostra detalladament en el disseny mecànic dels tancs d'emmagatzematge.

Els valors obtinguts són els que es poden observar en la figura 11.9.15.

Taula 11.9.15.- Disseny mecànic de la TD-303

t, cilindre	10	mm
t, torisfèric	14	mm

11. Manual de càlculs

11.9.5. Torre TD-401

Les taules 11.9.16 i 11.9.17 mostren els balanços de matèria i els percentatges de recuperació en el destil·lat de la torre TD-401.

Taula 11.9.16.- Balanç de matèria i caracterització de la torre de destil·lació TD-401.

					F (kmol/h)				
		<i>fracció molar</i>			115,92	<i>cabal molar</i>	<i>fracció molar</i>	<i>cabal molar</i>	<i>fracció molar</i>
	COMP	Xf	K	α	F·Xf	D·Xd	Xd	B·Xb	Xb
LK	HCl	0,07	14,79	169,81	7,54	7,54	1,00	0,00	0,000
HK	MIC	0,07	0,0871	1,00	7,54	0,00	0,00	7,54	0,069
HNK	Cloroform	0,85	0,0376	0,4312	98,96	0,00	0,00	98,96	0,914
HNK	MCC	0,02	0,0049	0,0564	1,88	0,00	0,00	1,88	0,017
Total		1,000			D	7,540	B	108,380	

Taula 11.9.17.- Percentatges de recuperació de cada component.

	component	%Recuperat D	%Recuperat B
LK	HCl	100,00%	0,00%
HK	MIC	0,00%	100,00%
HNK	Cloroform	0,00%	100,00%
HNK	MCC	0,00%	100,00%

En la figura 11.9.39 s'observa el procediment de disseny utilitzat en el HYSYS. En aquest s'observa la pressió d'operació de la torre i el nombre d'etapes teòriques, així com el plat de l'aliment i sortides de la torre.

11. Manual de càlculs

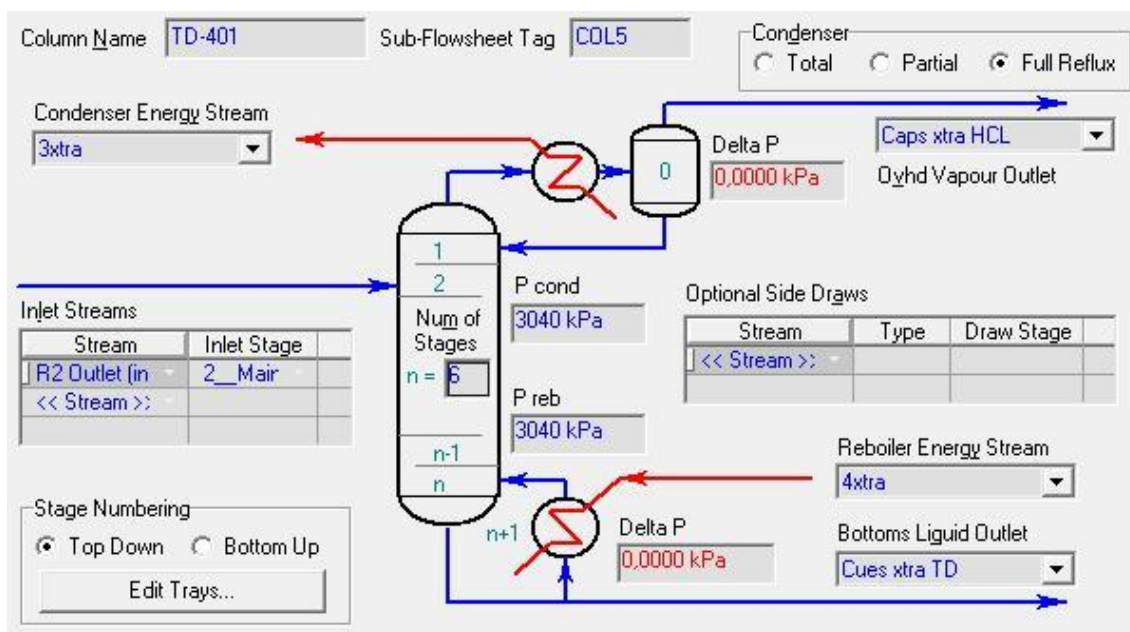


Figura 11.9.39.- Disseny de la torre TD-401 al Hysys.

Les figures de la 11.9.40 a la 11.9.43 mostren com varien diversos factors en la torre en referència a cada plat. Es mostren composició, cabals molars, propietats del fluid i temperatura anomenant els plats de dalt cap a baix.

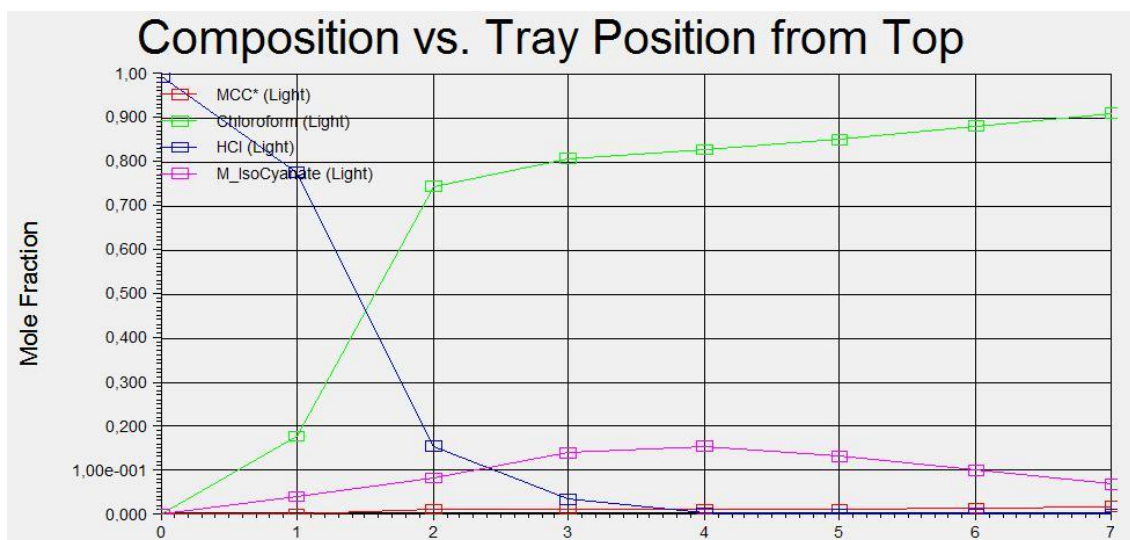


Figura 11.9.40.- Diagrama de composició per plat a la torre TD-401.

11. Manual de càlculs

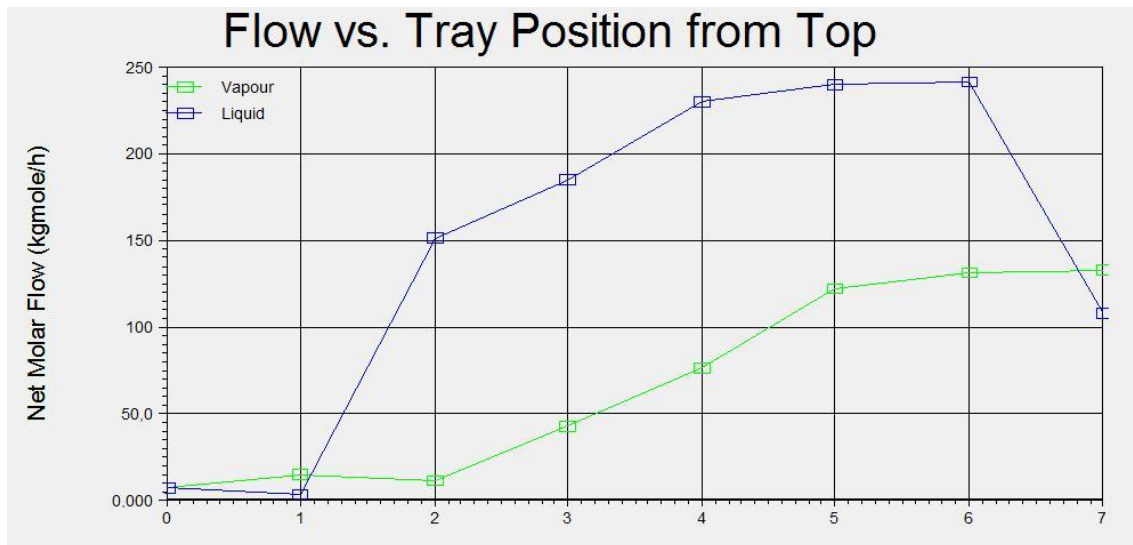


Figura 11.9.41.- Diagrama de cabal molar per plat a la torre TD-401.

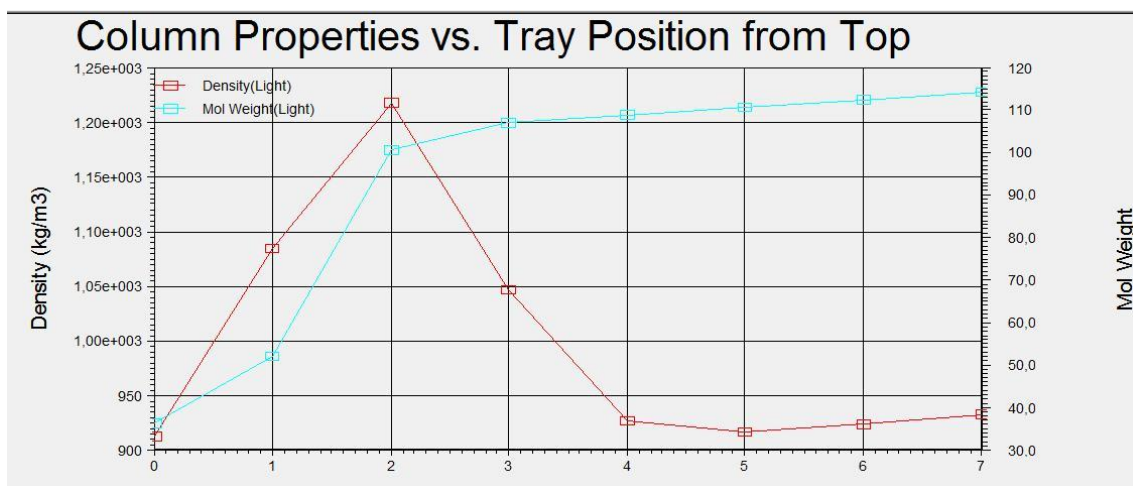


Figura 11.9.42.- Diagrama de les propietats per plat a la torre TD-401.

11. Manual de càlculs

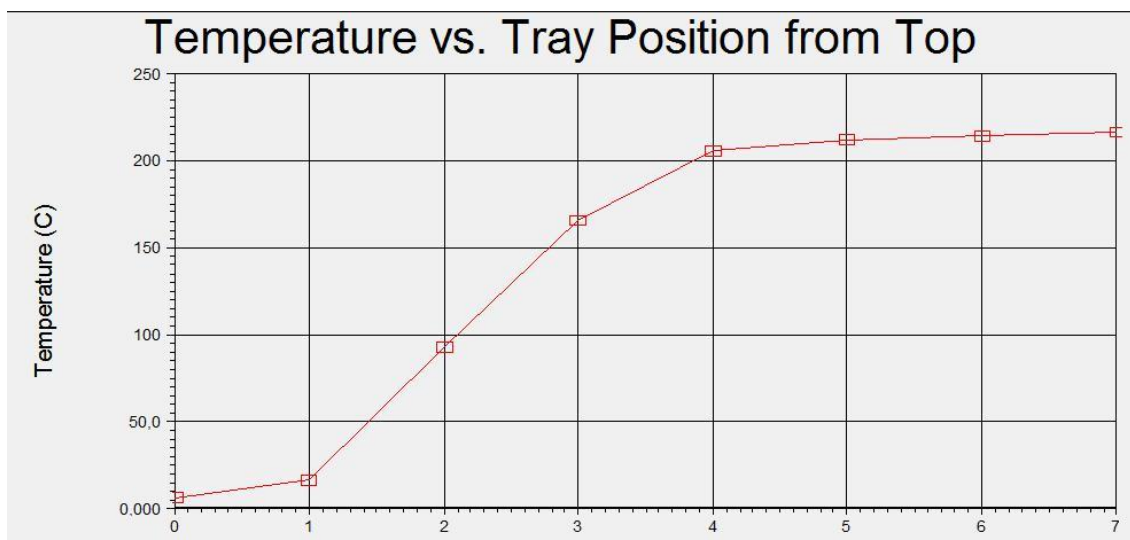


Figura 11.9.43.- Diagrama de la temperatura per plat a la torre TD-401.

El dimensionament de la torre d'absorció TD-401 s'ha dut a terme amb l'eina Tray Sizing del HYSYS. S'ha decidit utilitzar una torre de rebliment amb selles **Intalox** ceràmiques, d'un quart de polzada de diàmetre, tal com mostra la figura 11.9.46.

Les figures 11.9.44 i 11.9.45 mostren el dimensionament d'aquesta. Tal com s'observa, s'ha dividit la torre en dos seccions de diferent diàmetre, de forma que la secció superior serà de diàmetre menor que la secció inferior. Això es deu a que el cabal de vapor de sortida de la torre és molt menor que el cabal de líquid, de forma que per poder aconseguir un flux de vapor ascendent prou adequat a través del rebliment sense que aquest es vegi arrossegat cap avall.

11. Manual de càlculs

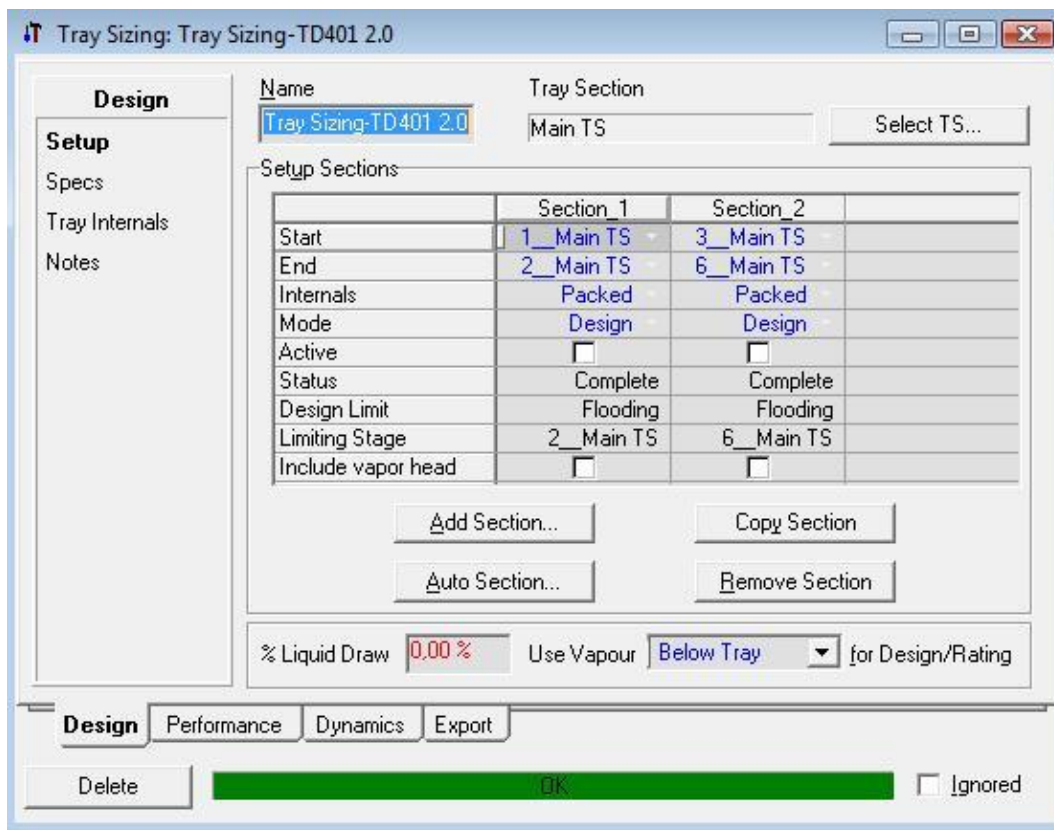


Figura 11.9.44.- Dimensionament de la torre TD-401 amb el Hysys (I).

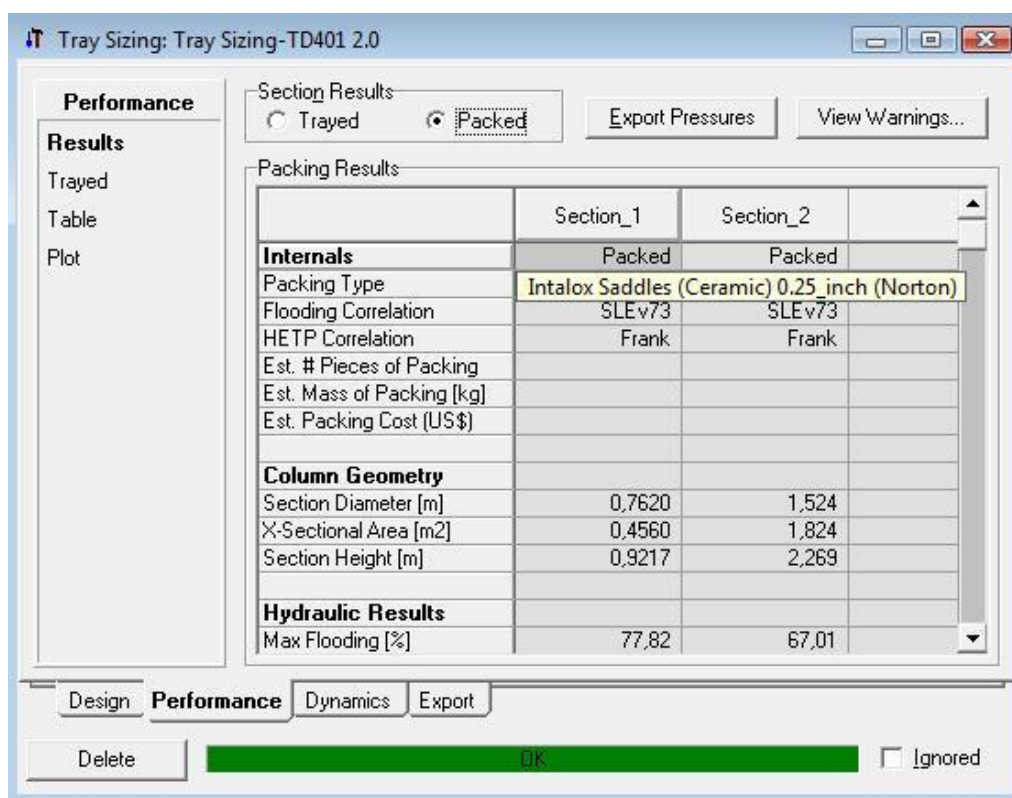


Figura 11.9.45.- Dimensionament de la torre TD-401 amb el Hysys (II).



Figura 11.9.46.- Imatge de les selles Intalox de ceràmica pel rebliment.

Càlcul de l'eficiència teòrica i alçada real

Càlcul del gruix d'aïllament

La taula 11.9.18 junt amb les equacions 11.9.7 i 11.9.8, s'han utilitzat per al càlcul del gruix de l'aïllament.

Taula 11.9.18.- Valor dels radis en la torre.

r1, dint	0,762	m
r2, dext	0,802	m
t, espessor acer	0,04	m
r3, aïllant	0,852	m
L_{torre}	17	m
Espessor aïllant	0,05	m

11. Manual de càlculs

$$P(W) = \frac{(T_{int,torre} - T_{aire})}{\left(\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot L_{torre} \cdot k_{acer}} \cdot \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot L_{torre} \cdot k_{aïllant}} \cdot \ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right) + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L_{torre} \cdot h_{aire}} \right)} \quad (\text{Eq. 11.9.7})$$

$$T_{exterior} = T_{int,torre} - P * \left[\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{acer} \cdot L_{torre}} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{aïllant} \cdot L_{torre}} \right] \quad (\text{Eq. 11.9.8})$$

Els resultats obtinguts per una temperatura de l'aire de 27°C serien els que mostra la taula 11.9.18.

Taula 11.9.18.- Temperatures a l'exterior de l'equip amb/sense aïllament.

P	476777,92	W	(SENSE AÏLLANT)
Text tub no aïllat	201,58	°C	
P	13045,81	W	(AMB AÏLLAMENT)
Text tub aïllat	31,78	°C	

Disseny mecànic de la torre TD-401

El procediment utilitzat ha estat el que indica el Codi ASME tal com es mostra detalladament en el disseny mecànic dels tancs d'emmagatzematge.

Els valors obtinguts són els que es poden observar en la taula 11.9.19.

Com que la relació L/D es té en compte per al disseny mecànic segons el codi ASME, els valors d'espessor són lleugerament diferents calculats per la secció superior i per la inferior. S'ha decidit utilitzar els valors més grans per tal d'assegurar la resistència mecànica de la torre.

Taula 11.9.19.- Disseny mecànic de la TD-401.

t, cilindre	40	mm
t, torisfèric	60	mm

11. Manual de càlculs

11.9.6. Torre TD-402

Les taules 11.9.20 i 11.9.21 mostren els balanços de matèria i els percentatges de recuperació en el destil·lat de la torre TD-402.

Taula 11.9.20.- Balanç de matèria i caracterització de la torre de destil·lació TD-402.

					F (kmol /h)				
		<i>fracció molar</i>			108,38	<i>cabal molar</i>	<i>fracció molar</i>	<i>cabal molar</i>	<i>fracció molar</i>
	COMP	Xf	K	α	F·Xf	D·Xd	Xd	B·Xb	Xb
LK	MIC	0,07	1,9480	2,0673	7,5400	7,3900	0,98	0,15	0,0015
HK	Clorof orm	0,91	0,9423	1,0000	98,9600	0,0000	0,00	98,96	0,9799
HNK	MCC	0,02	0,2376	0,2521	1,8800	0,0000	0,00	1,88	0,0186
Total		1,000			D	7,390	B	100,990	

Taula 11.9.21.- Percentatges de recuperació de cada component.

	component	%Recuperat D	%Recuperat B
LK	MIC	98,01%	1,99%
HK	Cloroform	0,00%	100,00%
HNK	MCC	0,00%	100,00%

En la figura 11.9.47 s'observa el procediment de disseny utilitzat en el HYSYS. En aquest s'observa la pressió d'operació de la torre i el nombre d'etapes teòriques, així com el plat de l'aliment i sortides de la torre.

11. Manual de càlculs

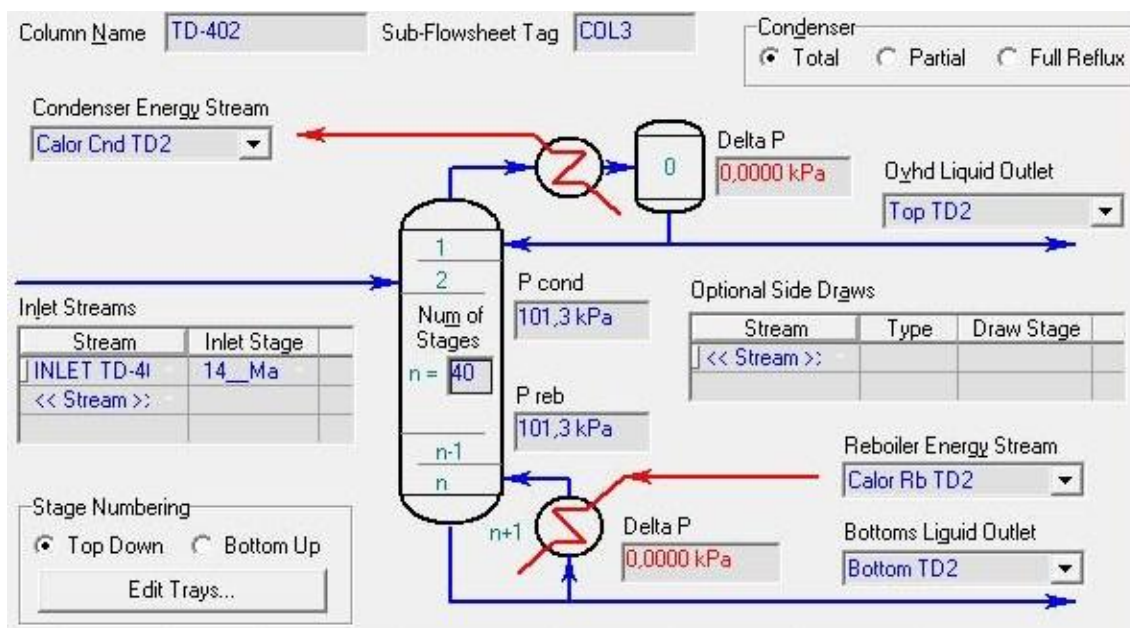


Figura 11.9.47.- Disseny de la torre TD-402 al Hysys.

Les figures de la 11.9.48 a la 11.9.51 mostren com varien diversos factors en la torre en referència a cada plat. Es mostren composició, cabals molars, propietats del fluid i temperatura anomenant els plats de dalt cap a baix.

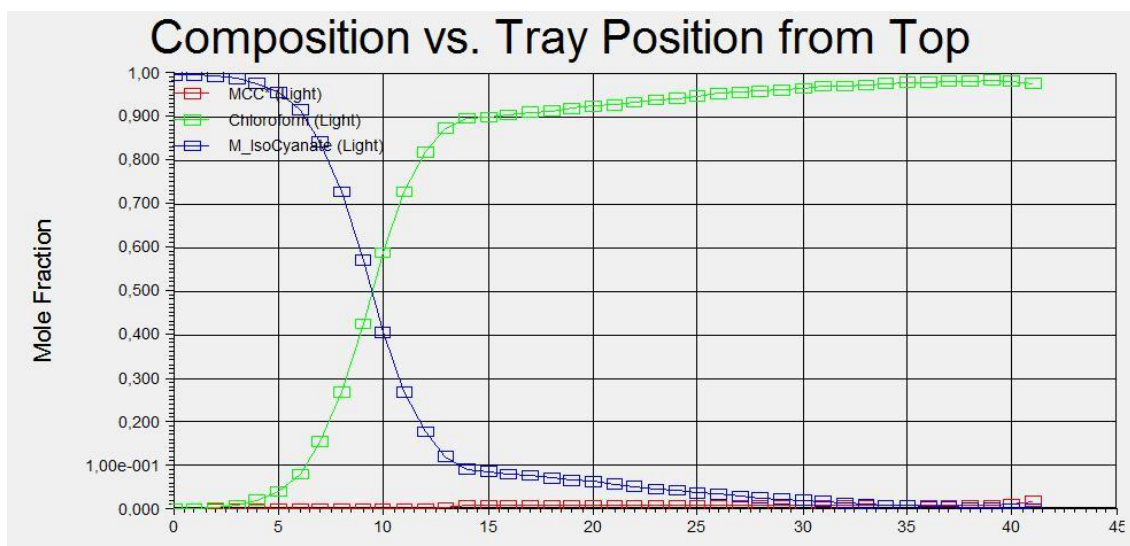


Figura 11.9.48.- Diagrama de composició per plat a la torre TD-402.

11. Manual de càlculs

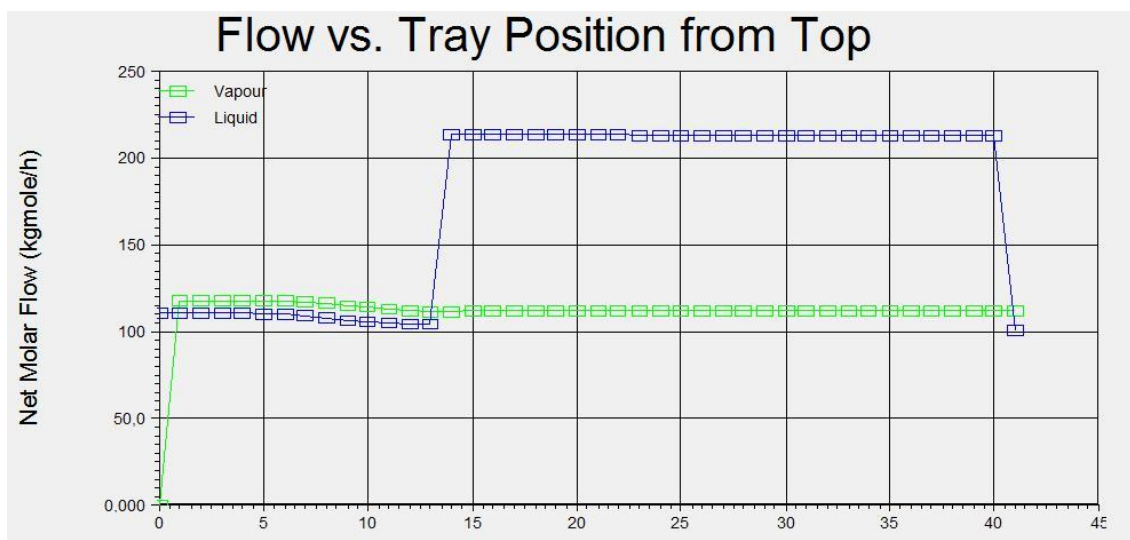


Figura 11.9.49.- Diagrama de cabal molar per plat a la torre TD-402.

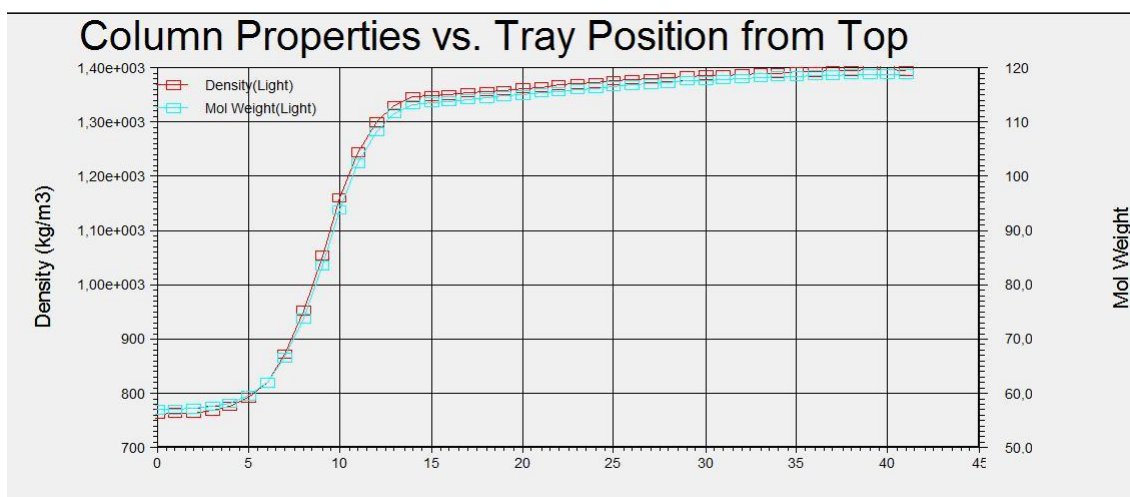


Figura 11.9.50.- Diagrama de les propietats per plat a la torre TD-402.

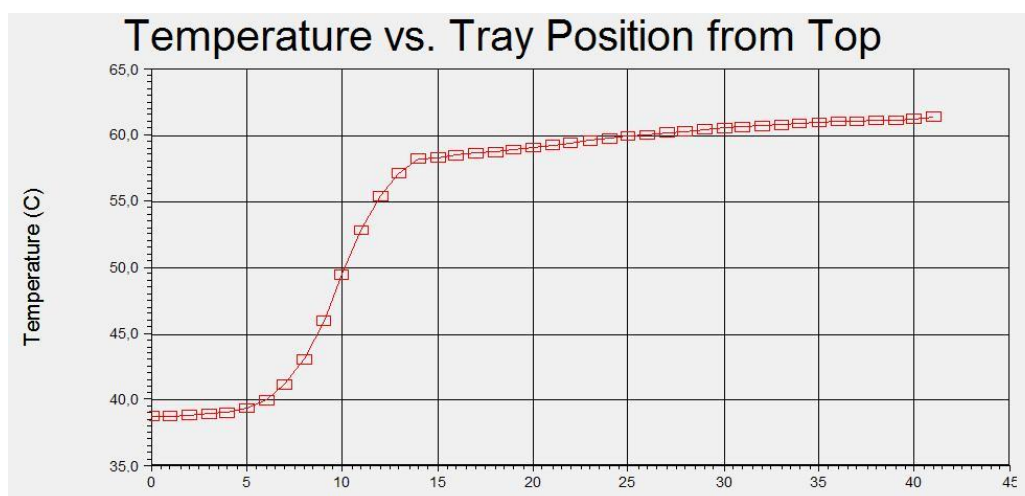


Figura 11.9.51.- Diagrama de la temperatura per plat a la torre TD-402.

11. Manual de càlculs

El dimensionament de la torre d'absorció TD-402 s'ha dut a terme amb l'eina Tray Sizing del HYSYS. S'ha decidit utilitzar una torre de plats perforats, tal com mostra la figura 11.9.55.

Les figures 11.9.53 i 11.9.54 mostren el dimensionament d'aquesta. Tal com s'observa, la torre té una sola secció.

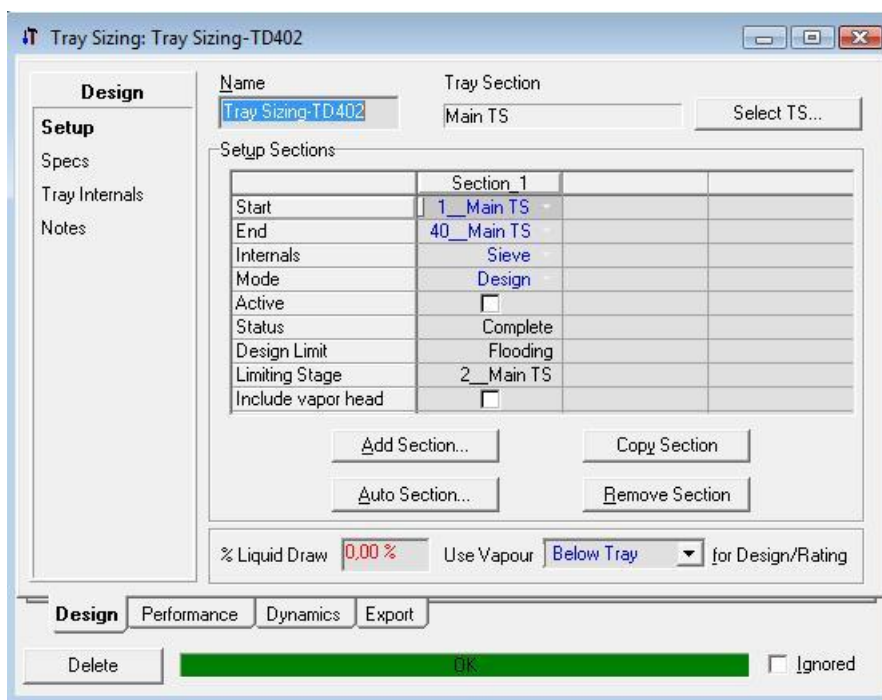


Figura 11.9.53.- Dimensionament de la torre TD-402 amb el Hysys (I).

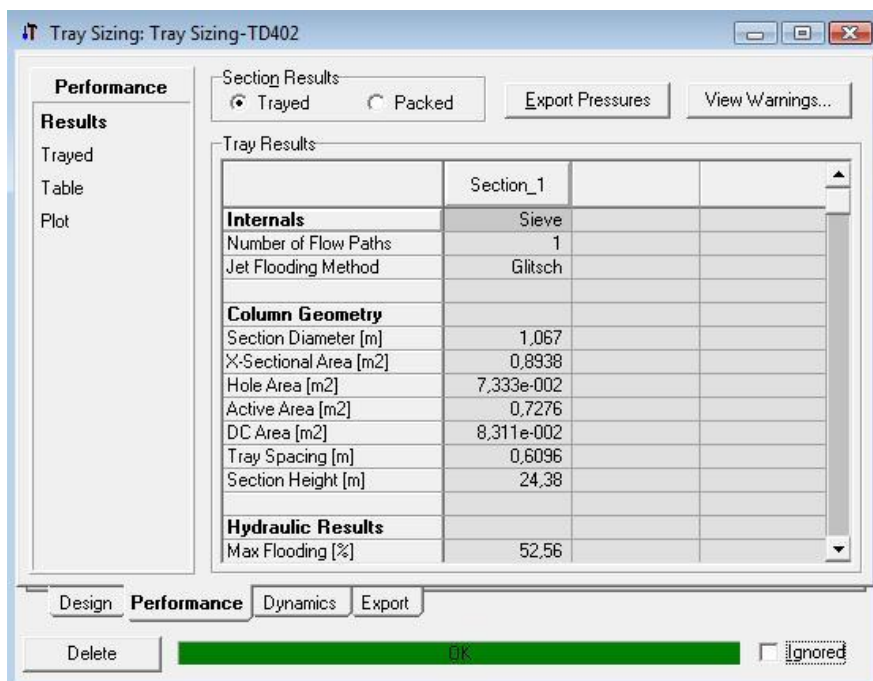


Figura 11.9.54.- Dimensionament de la torre TD-402 amb el Hysys (II).

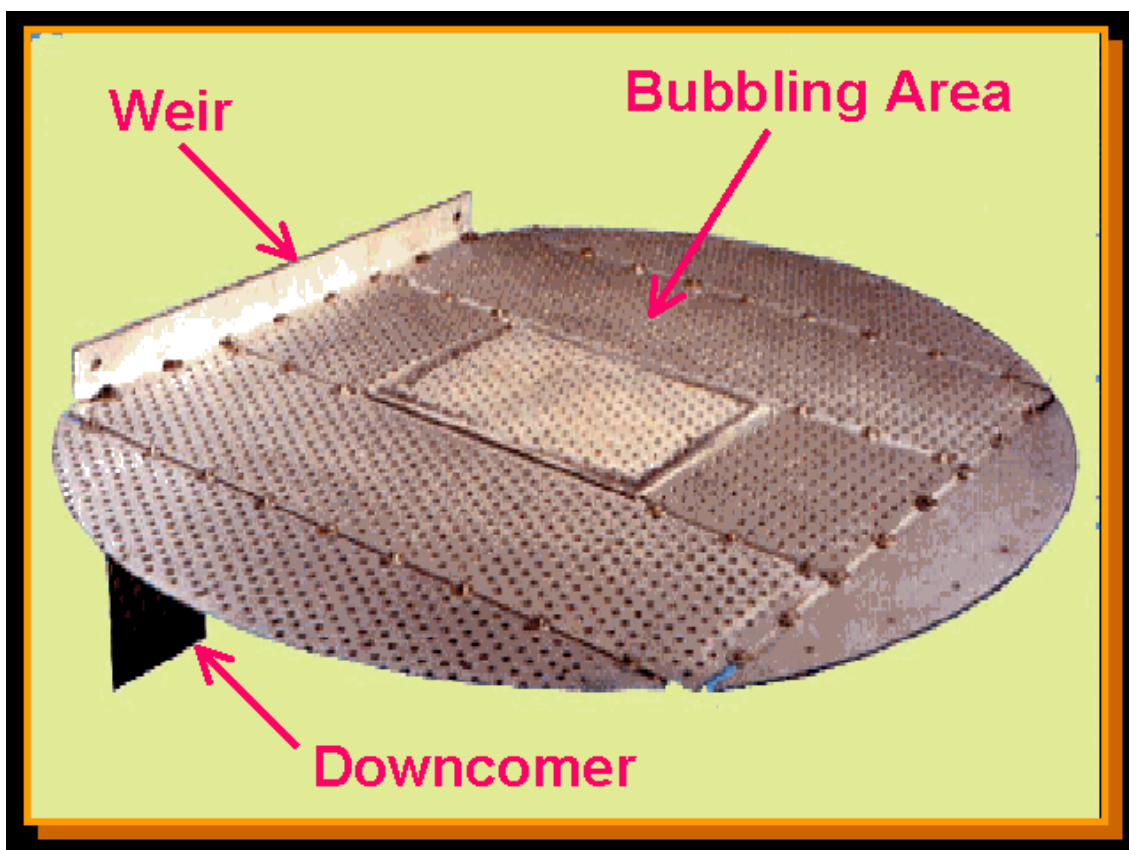


Figura 11.9.55.- Plats perforats (Sieve) emprats a la torre TD-402.

Càlcul de l'eficiència teòrica i alçada real

Càlcul del gruix d'aïllament

Les taules 11.9.22 i les equacions 11.9.9 i 11.9.10, s'han utilitzat per al càlcul del gruix de l'aïllament.

Taula 11.9.22.- Valor dels radis en la torre.

r1, dint	0,5335	m
r2, dext	0,5475	m
t, espessor acer	0,014	m
r3, aïllant	0,578	m
L_{torre}	46	m
Espessor	0,03	m

11. Manual de càlculs

	aïllant		
--	----------------	--	--

$$P(W) = \frac{(T_{int,torre} - T_{aire})}{\left(\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot L_{torre} \cdot k_{acer}} \cdot \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot L_{torre} \cdot k_{aïllant}} \cdot \ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right) + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L_{torre} \cdot h_{aire}} \right)} \quad (\text{Eq. 11.9.9})$$

$$T_{exterior} = T_{int,torre} - P * \left[\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{acer} \cdot L_{torre}} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{aïllant} \cdot L_{torre}} \right] \quad (\text{Eq. 11.9.10})$$

Els resultats obtinguts per una temperatura de l'aire de 27°C serien els que mostra la taula 11.9.23.

Taula 11.9.23.- Temperatures a l'exterior de l'equip amb/sense aïllament.

P	167529,69	W	
Text tub no aïllat	60,44	°C	(SENSE AÏLLANT)
P	7148,92	W	
Text tub aïllat	28,43	°C	(AMB AÏLLAMENT)

Disseny mecànic de la torre TD-402

El procediment utilitzat ha estat el que indica el Codi ASME tal com es mostra detalladament en el disseny mecànic dels tancs d'emmagatzematge.

Els valors obtinguts són els que es poden observar en la figura 11.9.24..

Taula 11.9.24.- Disseny mecànic de la TD-402

t, cilindre	14	mm
t, torisfèric	14	mm

11. Manual de càlculs

11.9.7. Torre TD-501

Les taules 11.9.25 i 11.9.26 mostren els balanços de matèria i els percentatges de recuperació en el destil·lat de la torre TD-501.

Taula 11.9.25.- Balanç de matèria i caracterització de la torre de destil·lació TD-501.

					F (kmol/h)				
		<i>fracció molar</i>			61,79	<i>cabal molar</i>	<i>fracció molar</i>	<i>cabal molar</i>	<i>fracció molar</i>
	COMP	Xf	K	α	F·Xf	D·Xd	Xd	B·Xb	Xb
LK	MIC	0,01	7,41	6,86	0,71	0,71	1,00	0,00	0,00
HK	Toluè	0,85	1,08	1,00	52,35	0,00	0,00	52,35	0,86
HNK	AN	0,01	0,0021	0,002	0,70	0,00	0,00	0,70	0,011
HNK	Carbaryl	0,13	0,000014	0,00	8,03	0,00	0,00	8,03	0,13
Total		1,000			D	0,710	B	61,080	

Taula 11.9.26.- Percentatges de recuperació de cada component.

	component	%Recuperat D	%Recuperat B
LK	MIC	100,00%	0,00%
HK	Toluè	0,00%	100,00%
HNK	AN	0,00%	100,00%
HNK	Carbaryl	0,00%	100,00%

En la figura 11.9.56. s'observa el procediment de disseny utilitzat en el HYSYS. En aquest s'observa la pressió d'operació de la torre i el nombre d'etapes teòriques, així com el plat de l'aliment i sortides de la torre.

11. Manual de càlculs

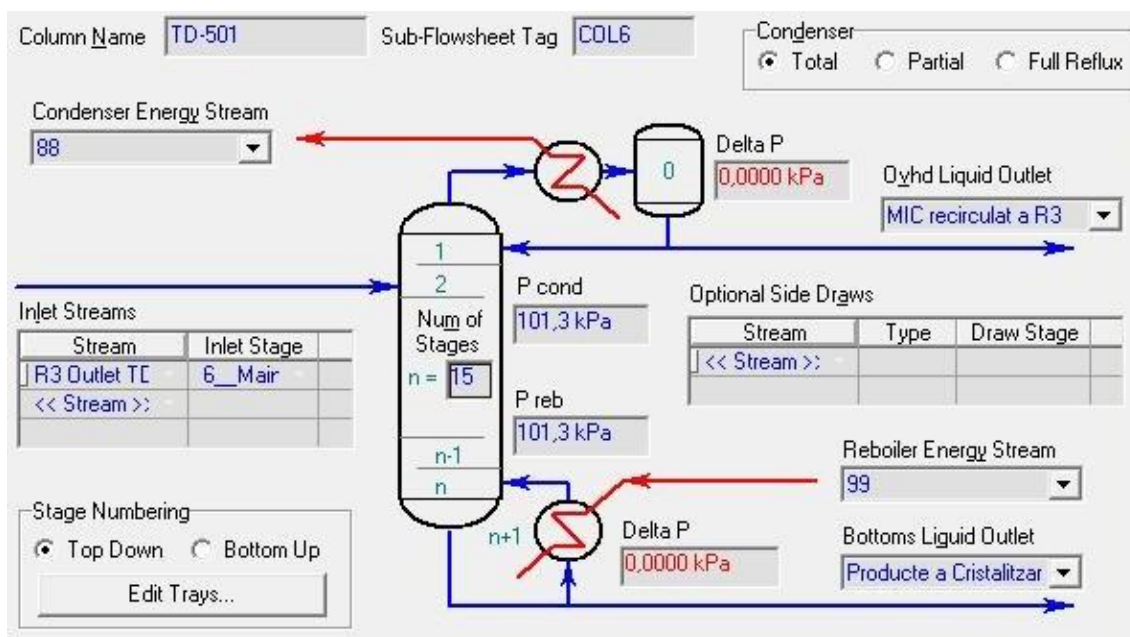


Figura 11.9.56.- Disseny de la torre TD-501 al Hysys.

Les figures de la 11.9.57 a la 11.9.60 mostren com varien diversos factors en la torre en referència a cada plat. Es mostren composició, cabals molars, propietats del fluid i temperatura anomenant els plats de dalt cap a baix.

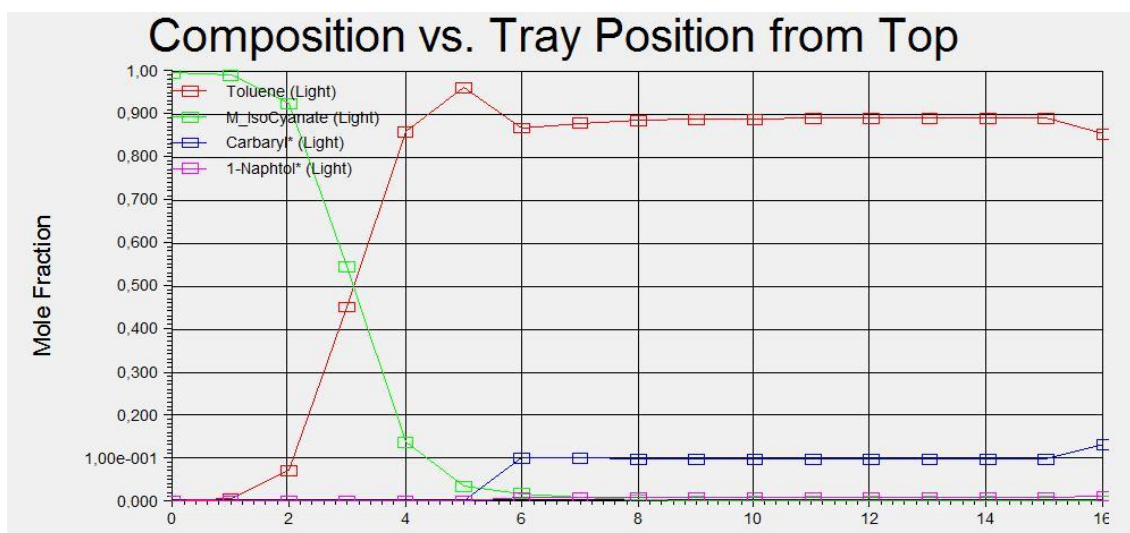


Figura 11.9.57.- Diagrama de composició per plat a la torre TD-501.

11. Manual de càlculs

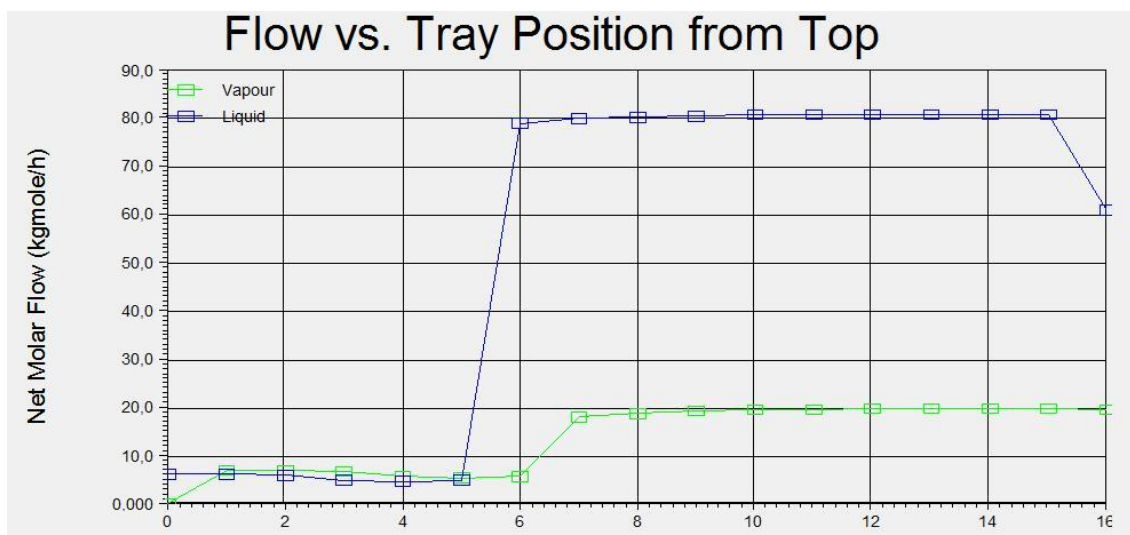


Figura 11.9.58.- Diagrama de cabal molar per plat a la torre TD-501.

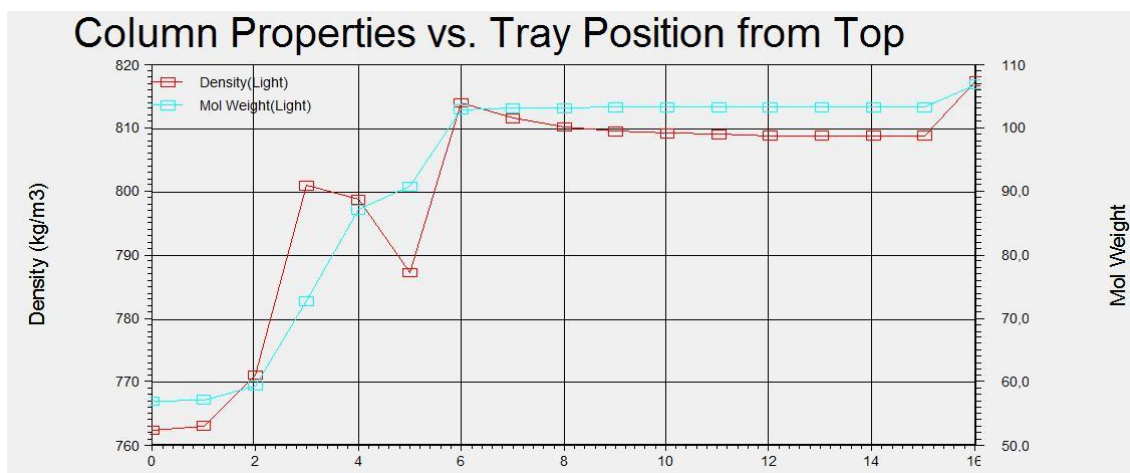


Figura 11.9.59.- Diagrama de les propietats per plat a la torre TD-501.

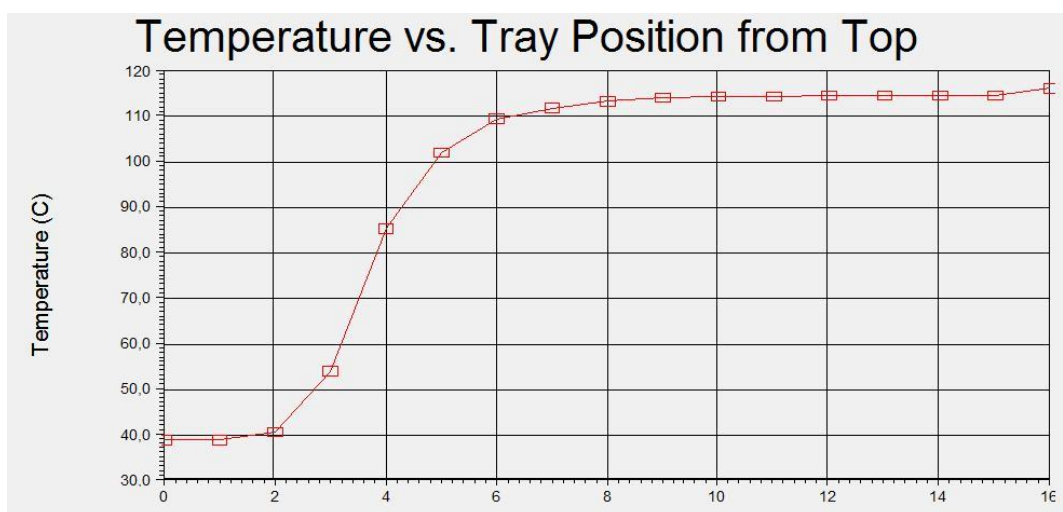


Figura 11.9.60.- Diagrama de la temperatura per plat a la torre TD-501.

11. Manual de càlculs

El dimensionament de la torre d'absorció TD-302 s'ha dut a terme amb l'eina Tray Sizing del HYSYS. S'ha decidit utilitzar una torre de rebliment amb selles **Berl** ceràmiques, d'un quart de polzada de diàmetre, tal com mostra la figura 11.9.63.

Les figures 11.9.61 i 11.9.62 mostren el dimensionament d'aquesta. Tal com s'observa, s'ha dividit la torre en dos seccions de diferent diàmetre, de forma que la secció superior serà de diàmetre menor que la secció inferior. Això es deu a que el cabal de vapor de sortida de la torre és molt menor que el cabal de líquid, de forma que per poder aconseguir un flux de vapor ascendent prou adequat a través del rebliment sense que aquest es vegi arrossegat cap avall.

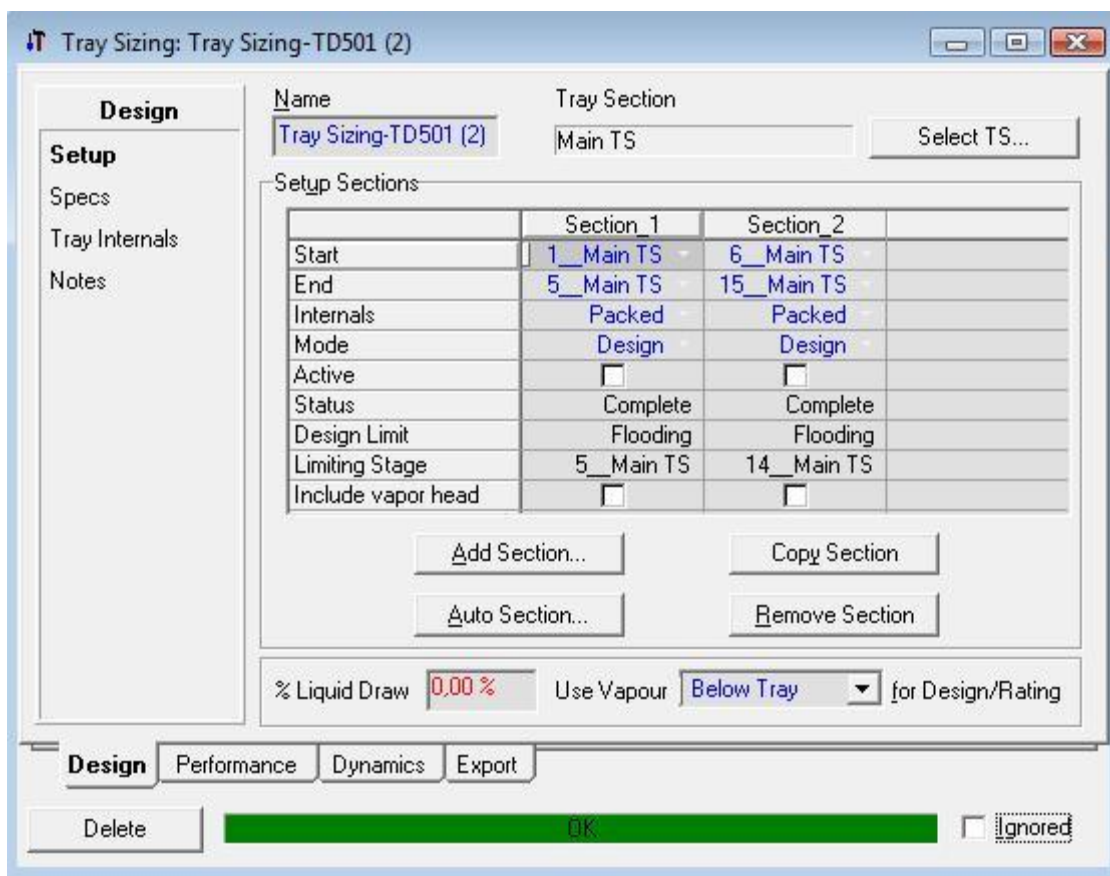


Figura 11.9.61.- Dimensionament de la torre TD-501 amb el Hysys (I).

11. Manual de càlculs

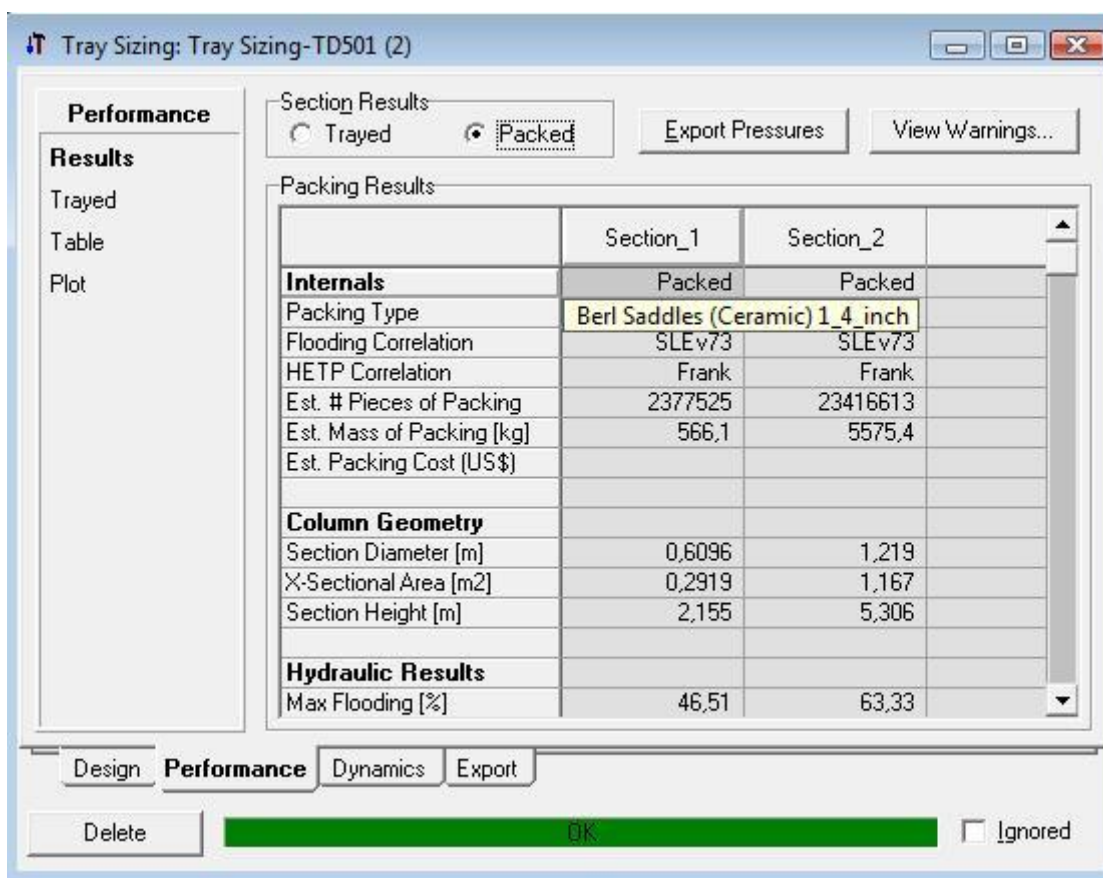


Figura 11.9.62.- Dimensionament de la torre TD-501 amb el Hysys (II).



Figura 11.9.63.- Imatge de les selles Berl de ceràmica pel rebliment.

11. Manual de càlculs

Càlcul de l'eficiència teòrica i alçada real

Càlcul del gruix d'aïllament

La taula 11.9.27 i les equacions 11.9.11 i 11.9.12, s'han utilitzat per al càlcul del gruix de l'aïllament.

Taula 11.9.27.- Valor dels radis en la torre.

r1, dint	0,6095	m
r2, dext	0,6245	m
t, espessor acer	0,015	m
r3, aïllant	0,655	m
L_{torre}	18,56	m
Espessor aïllant	0,03	m

$$P(W) = \frac{(T_{int,torre} - T_{aire})}{\left(\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot L_{torre} \cdot k_{acer}} \cdot \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot L_{torre} \cdot k_{aïllant}} \cdot \ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right) + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L_{torre} \cdot h_{aire}} \right)} \quad (\text{Eq. 11.9.11})$$

$$T_{exterior} = T_{int,torre} - P * \left[\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{acer} \cdot L_{torre}} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{aïllant} \cdot L_{torre}} \right] \quad (\text{Eq. 11.9.12})$$

Els resultats obtinguts per una temperatura de l'aire de 27°C serien els que mostra la taula 11.9.28..

Taula 11.9.28.- Temperatures a l'exterior de l'equip amb/sense aïllament.

P	197903,72	W	(SENSE AÏLLANT)
Text tub no aïllat	113,45	°C	
P	8485,86	W	(AMB AÏLLAMENT)
Text tub aïllat	30,71	°C	

11. Manual de càlculs

Disseny mecànic de la torre TD-501

El procediment utilitzat ha estat el que indica el Codi ASME tal com es mostra detalladament en el disseny mecànic dels tancs d'emmagatzematge.

Els valors obtinguts són els que es poden observar en la taula 11.9.29.

Com que la relació L/D es té en compte per al disseny mecànic segons el codi ASME, els valors d'espessor són lleugerament diferents calculats per la secció superior i per la inferior. S'ha decidit utilitzar els valors més grans per tal d'assegurar la resistència mecànica de la torre.

Taula 11.9.29.- Disseny mecànic de la TD-501.

t, cilindre	15	mm
t, torisfèric	15	mm

11.10. Bescanviadors de calor

11.10.1. Introducció

Un bescanviador de calor és un equip construït per a que tingui lloc una calor de transferència eficaç des d'un medi fluid a un altre. Els medis poden estar separats per una paret sòlida per a prevenir que es mesclin o poden estar en contacte directe. Són àmpliament usats en processos de refrigeració, plantes químiques, plantes petroquímiques, refineries de petroli i en el processament de gas natural. En aquesta planta els tipus de bescanviadors usats són bescanviadors de carcassa i tubs, bescanviadors de doble tub i evaporadors. En tots ells els medis fluids de bescanvi de calor estan separats per parets sòlides de tubs.

Bescanviadors de carcassa i tubs

Els bescanviador de carcassa i tubs són els bescanviadors de calor més usats en refineries de petroli i altres processos químics de gran escala i és adient per a processos a alta pressió. Com el seu nom implica, aquest tipus de bescanviador consisteix en d'una carcassa amb un feix de tubs situats a l'interior. Dos fluids amb diferent temperatura d'entrada circulen a través del bescanviador, un circula a través dels tubs mentre l'altre circula entre l'exterior dels tubs i l'interior de la carcassa. Durant la circulació d'aquests fluids té lloc una transferència de calor entre ells a través de les parets dels tubs; la calor es transfereix des del costat dels tubs al costat de la carcassa o viceversa. Els fluids poden ser gasos o líquids, tant en el costat de la carcassa com en el de tubs. Per a poder transferir calor de manera eficient cal tenir una gran àrea d'intercanvi, portant a un ús de molts tubs; aquesta és una manera eficaç de conservar energia.

Els bescanviadors de carcassa i tubs poden ser amb canvi de fase o sense canvi de fase. En els bescanviadors de carcassa i tubs amb canvi de fase té lloc una condensació o una ebullició, amb el canvi de fase tenint lloc normalment en el costat de la carcassa. En el cas d'un bescanviador de carcassa i tubs amb ebullició generalment s'usen evaporadors, els quals tenen un procés de disseny diferent als bescanviadors de carcassa i tubs sense canvi de fase i als bescanviadors de carcassa i tubs amb condensació. Aquest últims dos es dissenyen de forma molt similar. Els bescanviadors de calor d'aquesta

11. Manual de càlculs

planta han estat tots dissenyats segons la norma TEMA (*Tubular Exchangers Manufacturers Association*)

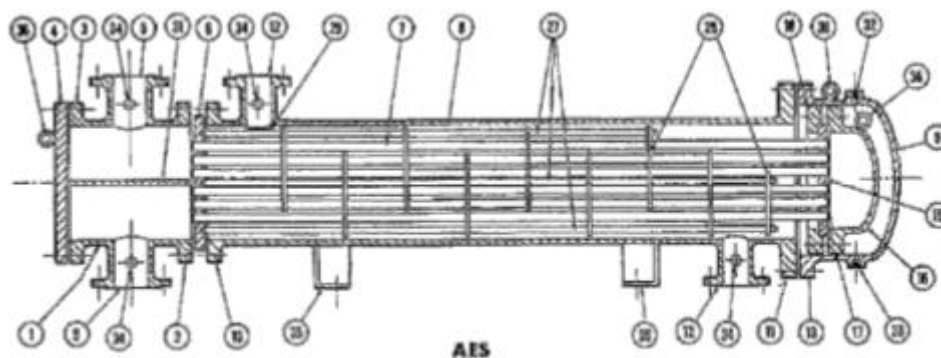


Figura 11.10.1.- Bescanviador de carcassa i tubs amb capçal flotant.

Taula 11.10.1.- Nomenclatura estàndard d'un bescanviador de calor TEMA.

Nomenclatura estàndard TEMA Heat Exchanger			
1	Cabezal estacionario-canal	21	Cubierta exterior del cabezal flotante
2	Cabezal estacionario-casquete.	22	Faldón de la placa flotante de tubos
3	Pestaña de cabezal estacionario, canal o casquete	23	Brida del prensaestopas
4	Cubierta de canal	24	Empaquetadura
5	Tobera de cabezal estacionario	25	Anillo seguidor de la empaquetadura
6	Lámina estacionaria de tubo	26	Anillo de cierre hidráulico
7	Tubos	27	Bielas y espaciadores
8	Carcasa	28	Deflectores transversales o platos de soporte
9	Cubierta de la carcasa	29	Desviador de choque
10	Brida de la carcasa, extremo del cabezal estacionario	30	Deflector longitudinal
11	Brida de la carcasa, extremo del cabezal trasero.	31	Desviador de flujo
12	Tobera de la carcasa	32	Conexión del venteo
13	Brida de la cubierta de la carcasa	33	Conexión del drenaje
14	Junta de expansión	34	Conexión de la instrumentación
15	Placa flotante de tubos	35	Soporte
16	Cabezal flotante	36	Talón elevador
17	Brida del cabezal flotante	37	Ménsula de soporte
18	Dispositivo de apoyo del cabezal flotante	38	Rebosadero
19	Anillo divisor	39	Conexión de nivel de líquido
20	Brida de apoyo dividida		

11. Manual de càlculs

Reboilers

Els reboilers són bescanviadors de calors usats típicament per a subministrar calor a l'inferior de columnes de destil·lació industrials. El líquid provinent de l'inferior de la columna de destil·lació es troba al costat de la carcassa és bullit parcialment per a generar vapors que són retornats a la columna de destil·lació. La calor subministrada a la columna per el reboiler és extreta per el condensador situat a la part superior de la columna. Normalment s'usa vapor d'aigua per a subministrar la calor necessària per a l'ebullició. Un ús adient dels reboilers és vital per a establir una destil·lació efectiva.

L'element més crític en el disseny de reboilers és la selecció del tipus d'equip apropiat. La majoria dels reboilers són de carcassa i tubs. Els reboilers usats de forma més comuna són els següents:

Kettle-Reboiler

Els kettles-reboilers són molt simples i eficaços. Poden necessitar bombeig del líquid provinent de la columna de destil·lació al kettle o hi pot haver suficient càrrega del líquid per a prescindir d'una bomba. Normalment entra vapor d'aigua pressuritzat a dins del feix de tubs i surt de l'equip en forma de condensat mentre el líquid provinent de l'inferior de la columna circula a través de la carcassa. En la carcassa hi ha una paret de retenció que separa el feix de tubs de la secció del reboiler on el líquid residual del reboiler (anomenat cues de destil·lació) és extret; d'aquesta manera el feix de tubs es manté cobert de líquid. En aquesta planta es dissenyen evaporadors com a kettles-reboilers i tots utilitzen l'oli tèrmic HR com a font de calor, ja que s'ha considerat innecessària la instal·lació d'una caldera de vapor donat que la gran majoria de columnes de destil·lació contenen o poden arribar a contenir MIC en el seu interior.

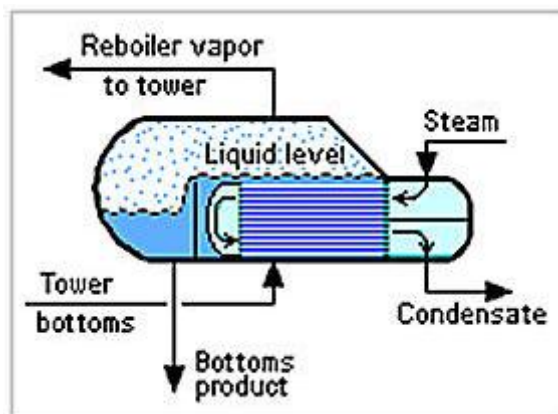


Figura 11.10.2.- Kettle-Reboiler típic.

Reboiler termosifó

Els reboilers termosifons o calàndries no requereixen bombeig del líquid de la columna cap al reboiler. La circulació natural és aconseguida usant la diferència de densitat entre l'entrada del reboiler (líquid de la columna) i la sortida contenint la barreja vapor-líquid. Aquests equips són més complexos que els kettles-reboilers i per tant requereixen més atenció dels operaris de planta. Hi han molts tipus de reboilers termosifons incloent verticals, horitzontals o de recirculació.

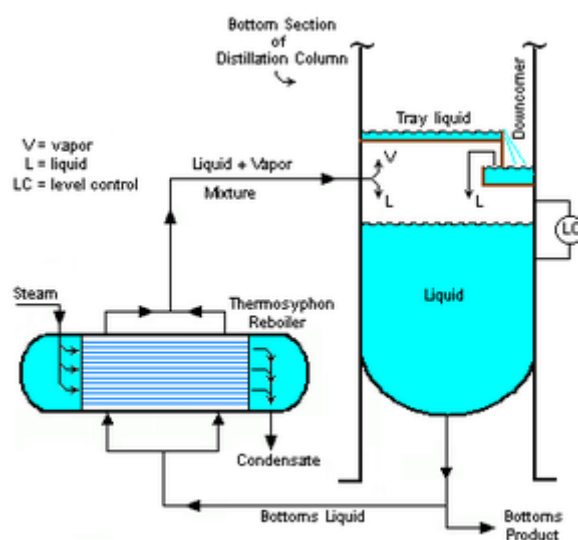


Figura 11.10.3.- Reboiler termosifó típic.

11. Manual de càlculs

Forn

Els forns també es poden usar com a reboilers de columna de destil·lació. Es requereix bombeig del líquid de la columna. La font de calor del forn pot ser gas o fuel oil.

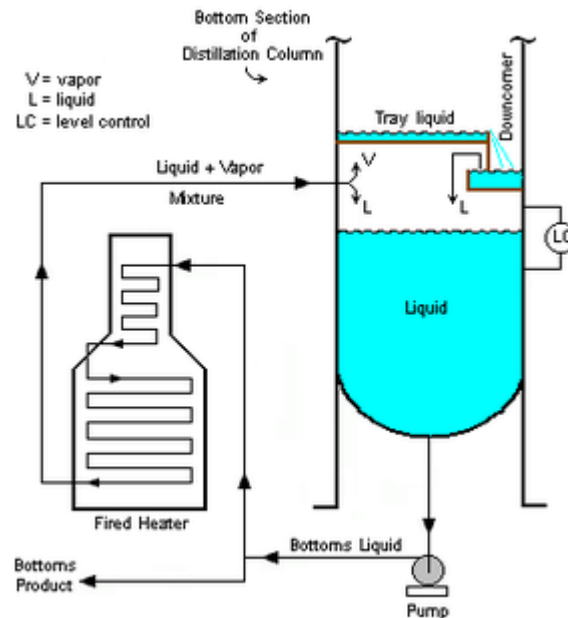


Figura 11.10.4.- Forn reboiler típic

Reboilers de circulació forçada

Un reboiler de circulació forçada utilitza una bomba per a introduir el líquid provinent de la columna dins del reboiler. Només és adient usar aquest tipus de reboiler quan aquest es troba lluny de la columna de destil·lació o quan el líquid del inferior de la columna és molt viscos.

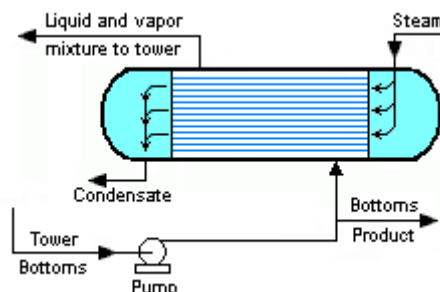


Figura 11.10.5.- Reboiler de circulació forçada típic

11. Manual de càlculs

Bescanviadors de doble tub

Els bescanviadors de doble tub són els bescanviadors més senzills usats en la indústria. Per una banda, aquests bescanviadors tenen un disseny i un manteniment barats, essent equips adients per a petites indústries. D'altra banda però, la seva eficàcia baixa fa que en processos d'alta producció es necessitin grans dimensions, fet que ha portat a la indústria moderna a decantar-se en la majoria dels casos per a bescanviadors de carcassa i tubs. L'equip en si consisteix en 2 tubs concèntrics en els quals circula un fluid per la secció anular (normalment el calent) i l'altre fluid circula a través del tub interior.

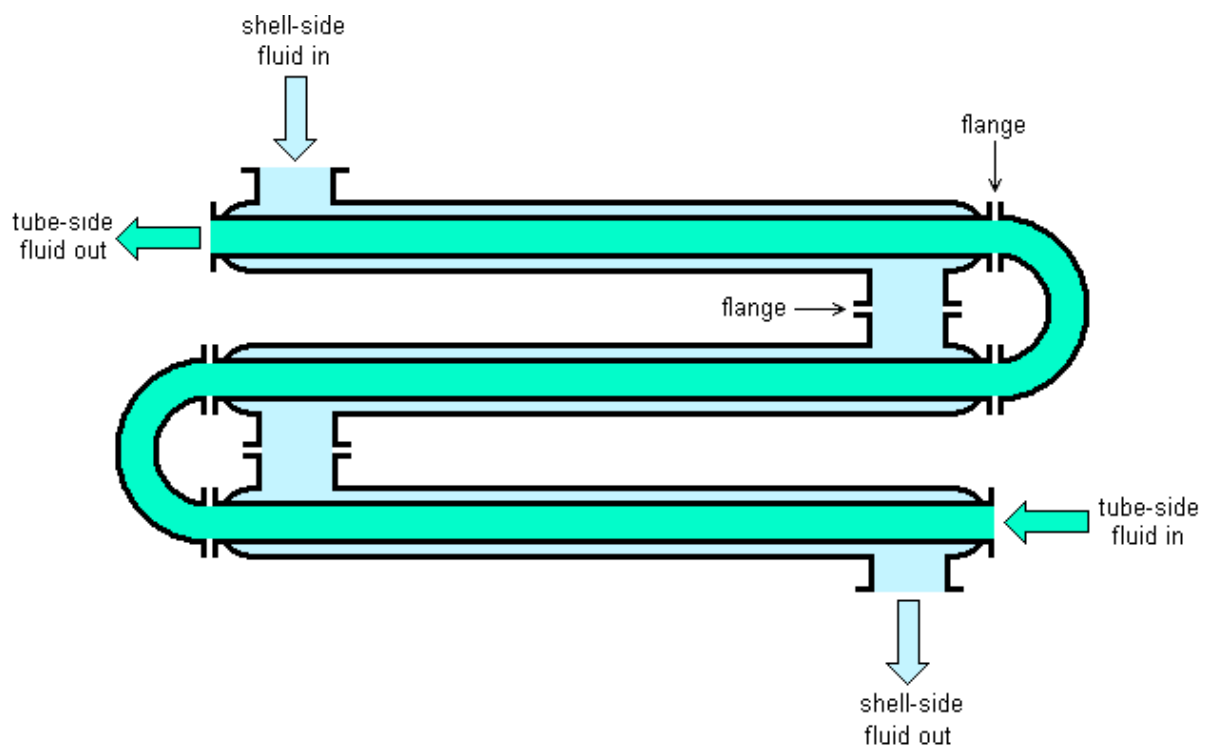


Figura 11.10.6.- Bescanviador de doble tub típic.

11. Manual de càlculs

11.10.2.- Disseny

Bescanviadors de carcassa i tubs

Els bescanviadors de carcassa i tubs localitzats en la planta són els següents: B-301, B-302, B-303, B-501, B-502, B-503, C-301, C-302, C-303, C-401, C-501, C-502 i C-503. La lletra B es refereix als bescanviadors de carcassa i tubs sense canvi de fase i la lletra C es refereix als bescanviadors de carcassa i tubs amb condensació en el costat de la carcassa (condensadors).

Tots els bescanviadors de carcassa i tubs han estat dissenyats seguint el Mètode de Kern. Seguidament s'indiquen els passos d'aquest mètode usant com a exemple el disseny del bescanviador B-301, en el qual s'escalfa el foscge provinent de la barreja entre foscge recirculat i foscge d'emmagatzematge de 48°C a 205°C amb oli tèrmic HR abans d'entrar en el reactor R-301.

BALANÇ TÈRMIC

En primer lloc cal decidir quin fluid circula per tubs i quin per carcassa. Normalment el fluid que circula per la banda dels tubs és el d'alta pressió, corrosiu i amb un factor d'embrutiment elevat mentre el fluid de carcassa és el més viscos o el que està en fase gasosa.

En el cas del bescanviador B-301 el foscge és el fluid de carcassa al ser l'únic fluid gasós de l'equip mentre que l'oli tèrmic HR és el fluid de tubs. Per als condensadors, el fluid que circula per carcassa és el gas que condensarà mentre que el fluid refrigerant circula pels tubs.

Seguidament es fa el balanç tèrmic per al bescanviador B-301:

$$q = m_s C_{ps} (T_2 - T_1) = m_t C_{pt} (t_1 - t_2) = 0,003 \frac{\text{kmol}}{\text{s}} \cdot 61 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}} \cdot (205 - 48) \text{K} = \\ 0,002 \frac{\text{kmol}}{\text{s}} \cdot 613 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}} \cdot (300 - t_2) \text{K} = 26,35 \text{ kW} \quad (\text{Eq. 11.10.1})$$

q=Calor bescanviat

s(subíndex)=Carcassa

t(subíndex)=Tubs

m=Cabal de fluid

Cp=Capacitat calorífica

1(subíndex)=Entrada

11. Manual de càlculs

2(subíndex)=Sortida

T=Temperatura de fluid de carcassa

t=Temperatura de fluid de tubs

Es varia el cabal d'entrada de l'oli tèrmic HR i es determina la seva temperatura de sortida a partir de l'**equació 11.10.1**.

$t_2=281^{\circ}\text{C}$

El salt tèrmic màxim permès de l'oli tèrmic és de 40°C , per tant es dóna per bo el cabal de l'oli tèrmic HR amb el qual s'ha obtingut la seva darrera temperatura de sortida.

En el cas dels condensadors el balanç tèrmic pot prendre dues formes diferents depenent de si es considera que el fluid que condensa canvia de temperatura. En els condensadors connectats a una torre de destil·lació o un cristal·litzador se suposa que el fluid a condensar no varia de temperatura. Aquests condensadors són el C-301, C-302, C-303, C-401, C-402, C-501, C-502 i C-503 i el seu balanç tèrmic pren la següent forma

$$q = m_s \lambda_s = m_t C_{pt}(t_2 - t_1) \quad (11.10.2.)$$

λ =Entalpia de vaporització

En el condensador C-403 el fluid a condensar si que canvia de temperatura; el seu balanç tèrmic és doncs el següent:

$$q = m_s \lambda_s (T_1 - T_2) + m_s C_{ps} = m_t C_{pt}(t_2 - t_1) \quad (\text{Eq. 11.10.3})$$

2.CÀLCUL DE DTML

2.1 Tipus de circulació.

A continuació es determina la diferència de temperatura mitjana logarítmica en contracorrent i en paral·lel per a decidir el tipus de circulació.

$$DTML(\text{contracorrent}) = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = 154 \text{ K} \quad (\text{Eq. 11.10.4})$$

$$DTML(\text{paral·lel}) = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = 147 \text{ K} \quad (\text{Eq. 11.10.5})$$

11. Manual de càlculs

DTML=Diferència de temperatura mitjana logarítmica

En contracorrent:

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1$$

En paral·lel:

$$\Delta T_1 = T_1 - t_1$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_2$$

El tipus de circulació que s'empria correspon al valor de DTML més gran. En tots els bescanviadors de carcassa i tubs de la planta s'obté un valor major de DTML en contracorrent i consegüentment tots tenen aquest tipus de circulació.

2.2 Decisió del número de passos per carcassa i per tubs.

A la primera iteració es suposa que tant el número de passos per carcassa com per tubs és 1. El número de passos per tubs pot variar d'1 a 16. Si hi ha més d'un número de pas per carcassa el número de passos per tubs mínim és el doble del número de passos per carcassa. Després de varies iteracions s'obté el següent

n_{pt} (Número de passos per tub)=8

n_s (Número de passos per carcassa)=1

3 CORRECCIÓ DTML

Per un sol pas per tubs i per carcassa no s'ha de realitzar la correcció de DTML. En cas contrari cal corregir DTML a partir de la següent expressió

$$(DTML)_c = DTML \cdot F = 151 K \quad (\text{Eq. 11.10.6})$$

$(DTML)_c$ =DTML corregit

Si $F > 0.85$ corregir DTML

Si $F < 0.85$ augmentar n_s .

F és un factor de correcció que s'avalua gràficament i a partir de les **equacions** 11.10.7 i 11.10.8

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,6 \quad (\text{Eq. 11.10.7})$$

11. Manual de càlculs

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0,1 \quad (\text{Eq. 11.10.8})$$

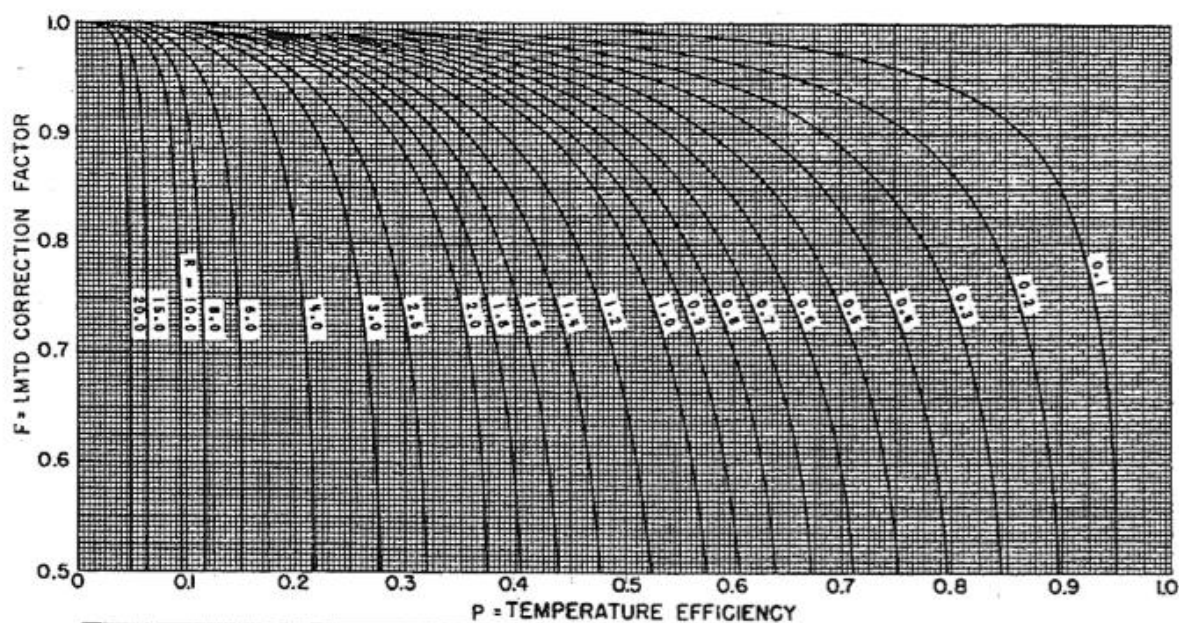


Figura 11.10.7.- Obtenció del factor de correcció F per a un pas per carcassa.

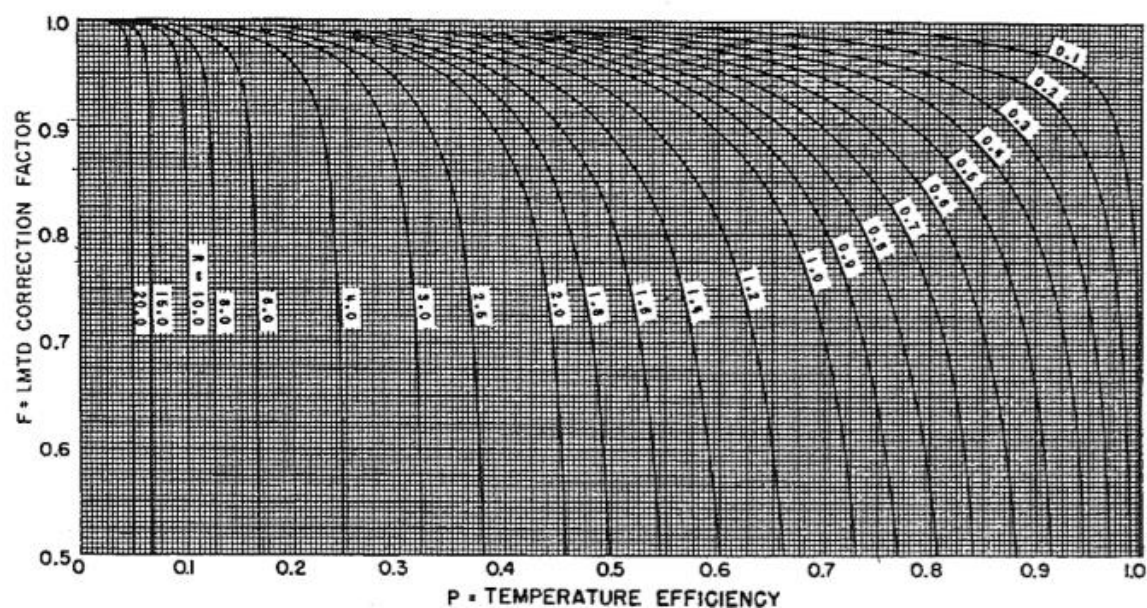


Figura 11.10.8.- Obtenció del factor de correcció F per a dos passos per carcassa.

11. Manual de càlculs

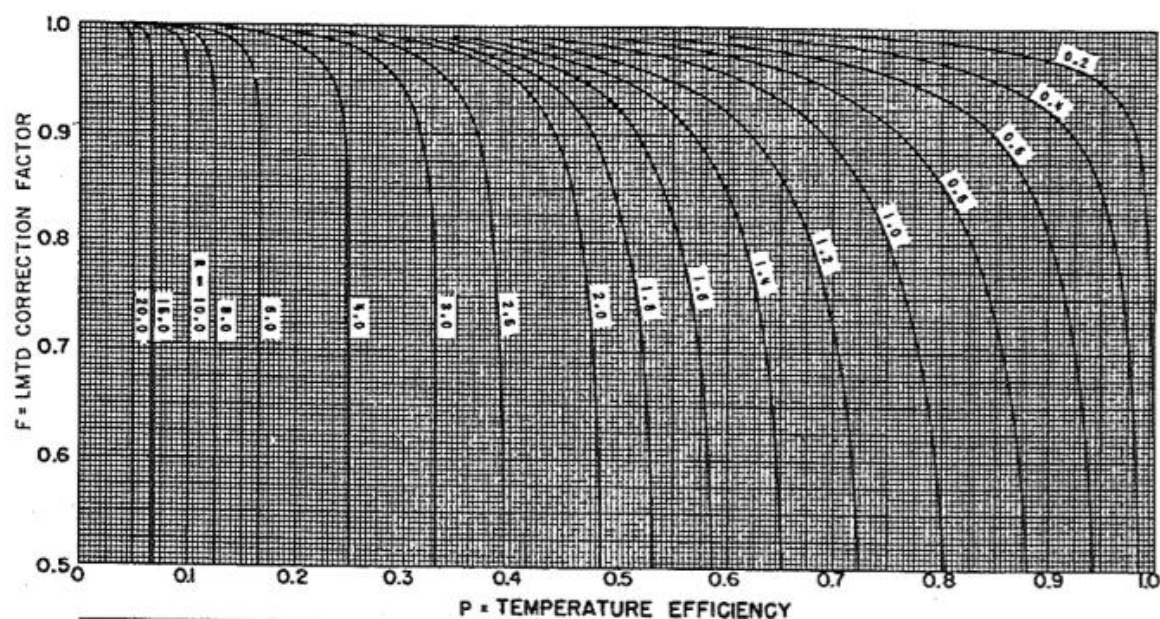


Figura 11.10.9.- Obtenció del factor de correcció F per a tres passos per carcassa.

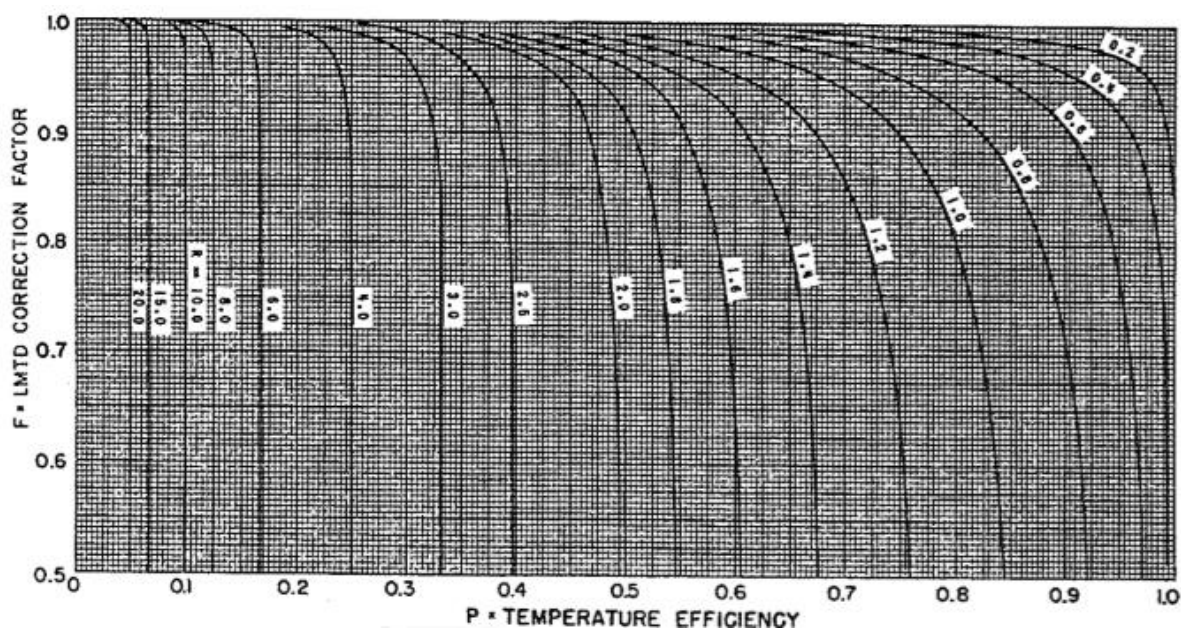


Figura 11.10.10.- Obtenció del factor de correcció F per a quatre passos per carcassa.

Al tenir 1 pas per carcassa s'usen les anteriors figures per a l'obtenció del factor de correcció F .

$F=0,98$

11. Manual de càlculs

Al obtenir un factor de correcció major de 0,85 s'efectua la correcció de DTML.

4 SELECCIÓ DEL BESCANVIADOR

4.1 Suposició coeficient global inicial

Es parteix d'un valor inicial obtingut a partir de la **taula 11.10.2**.

Taula 11.10.2.- Valors de U per a suposar inicialment a partir dels fluids usats.

Condensing		
Hot Fluid	Cold Fluid	U, Btu/hr (ft ²) (°F)
Steam (pressure)	Water	350-750
Steam (vacuum)	Water	300-600
Saturated organic solvents near atmospheric	Water	100-200
Saturated organic solvents, vacuum with some noncondensable	Water, brine	60-120
Organic solvents, atmospheric and high noncondensable	Water, brine	20-80
Aromatic vapors, atmospheric with noncondensables	Water	5-30
Organic solvents, vacuum and high noncondensables	Water, brine	10-50
Low boiling atmospheric	Water	80-200
High boiling hydrocarbon, vacuum	Water	10-30
Heaters		
Steam	Water	250-750
Steam	Light oils	50-150
Steam	Heavy oils	10-80
Steam	Organic solvents	100-200
Steam	Gases	5-50
Dowtherm	Gases	4-40
Dowtherm	Heavy oils	8-60
Flue gas	Aromatic HC and steam	5-15
Evaporators		
Steam	Water	350-750
Steam	Organic solvents	100-200
Steam	Light oils	80-180
Steam	Heavy oils (vacuum)	25-75
Water	Refrigerants	75-150
Organic solvents	Refrigerants	30-100
Heat Exchangers (No Change of Phase)		
Water	Water	150-300
Organic solvents	Water	50-150
Gases	Water	3-50
Light oils	Water	60-160
Heavy oils	Water	10-50
Organic solvents	Light oil	20-70
Water	Brine	100-200
Organic solvents	Brine	30-90
Gases	Brine	3-50
Organic solvents	Organic solvents	20-60
Heavy oils	Heavy oils	8-50

La última suposició feta és la següent: $U=70 \text{ W/(m}^2 \text{ K)}$

11. Manual de càlculs

4.2 Càlcul de l'àrea total de bescanvi

Es determina l'àrea total de bescanvi:

$$A = \frac{q}{U(DTML)_c} = \frac{26,35 \text{ kW}}{77 \frac{W}{m^2 K} \cdot 151,0 K} = 2,50 \text{ m}^2$$

A=Àrea total de bescanvi

U=Coeficient global de transmissió de calor

4.3 Selecció de les característiques dels tubs

El diàmetre extern dels tubs sol oscil·lar entre 16 i 50 mm. Generalment s'usen tubs de diàmetre petits degut a que l'equip sol ser més econòmic i compacte, encara que els tubs més amples són més fàcils de netejar per mètodes mecànics i s'utilitzen per fluids que tinguin gran risc de produir incrustacions.

La longitud dels tubs solen oscil·lar entre 6 i 16 peus (1.83 i 4.88 metres). Per a una superfície donada l'ús de tubs llargs reduirà el diàmetre de carcassa. Els tubs s'escullen de la següent taula.

Taula 11.10.3.- Dades sobre tubs de bescanviadors de carcassa i tubs.

Diàmetre exterior pulg	Espesor de pared		Diàmetre interior on	Àrea de la secció transversal de metal cm ²	Àrea de la secció interior dm ²	Circumferència m, a superfície m/lin de longitudinal		Velocitat en m/seg para 1 litro/min	Capacitat para la velocidad de 1 m/seg litres/min	Peso kg/m*
	Núm. BWG	on				Exterior	Interior			
5/16	12	0,277	1,034	1,142	0,00839	0,0499	0,0325	0,1993	5,038	0,896
	14	0,211	1,166	0,910	0,01068	0,0499	0,0366	0,1361	6,407	0,713
	16	0,165	1,257	0,735	0,01245	0,0499	0,0395	0,1343	7,446	0,577
	18	0,124	1,339	0,574	0,01403	0,0499	0,0421	0,1184	8,449	0,451
3/8	12	0,277	1,351	1,419	0,01431	0,0598	0,0425	0,1163	8,601	1,113
	14	0,211	1,483	1,123	0,01728	0,0598	0,0466	0,0965	10,36	0,881
	16	0,165	1,575	0,903	0,01951	0,0598	0,0495	0,0856	11,69	0,708
	18	0,124	1,656	0,697	0,02155	0,0598	0,0520	0,0774	12,92	0,546
7/16	12	0,277	1,669	1,690	0,02183	0,0698	0,0524	0,0762	13,13	1,326
	14	0,211	1,801	1,335	0,02546	0,0698	0,0566	0,0634	15,29	1,048
	16	0,165	1,892	1,065	0,02815	0,0698	0,0594	0,0593	16,87	0,835
	18	0,124	1,974	0,819	0,03057	0,0698	0,0620	0,0545	18,36	0,643
1	12	0,277	1,986	2,348	0,02713	0,0798	0,0584	0,0614	16,29	1,841
	14	0,211	2,118	1,968	0,03103	0,0798	0,0624	0,0538	18,59	1,543
	16	0,165	2,210	1,542	0,03521	0,0798	0,0665	0,0473	21,14	1,210
	18	0,124	2,286	1,232	0,03837	0,0798	0,0694	0,0435	23,02	0,966
1 1/16	12	0,277	2,494	3,032	0,04887	0,0997	0,0784	0,0341	29,31	2,378
	14	0,211	2,621	2,523	0,05398	0,0997	0,0824	0,0309	32,37	1,978
	16	0,165	2,753	1,961	0,05955	0,0997	0,0865	0,0280	35,72	1,537
	18	0,124	2,845	1,561	0,06355	0,0997	0,0894	0,0262	38,14	1,225
1 1/2	12	0,277	3,256	3,710	0,07692	0,1197	0,0983	0,0217	46,14	2,909
	14	0,211	3,388	3,071	0,08324	0,1197	0,1023	0,0200	49,96	2,408
	16	0,165	3,520	2,387	0,09021	0,1197	0,1064	0,0185	54,09	1,872
	18	0,124	3,652	2,068	0,10000	0,1197	0,1100	0,0170	59,19	1,388
2	12	0,277	4,326	4,777	0,15236	0,1596	0,1382	0,0110	91,19	3,988
	14	0,211	4,526	4,177	0,16072	0,1596	0,1422	0,0104	96,53	3,304

La primera iteració en el disseny de tots el bescanviadors de carcassa i tubs de la planta consta de tubs de diàmetre extern de 3/4"(19,05 mm) amb un gruix de

11. Manual de càlculs

1,24 mm i un diàmetre intern de 16,65 mm. Després de varies iteracions les característiques dels tubs del bescanviador B-301 són les següents:

$L=1,83 \text{ m}=6 \text{ peus}$

$D_e=22,2 \text{ mm}$

$\Delta x=1,2 \text{ mm}$

$D_i=19,7 \text{ mm}$

4.4 Distribució dels tubs

La distribució dels tubs segueix tres esquemes típics: triangular, quadrat i romboïdal.

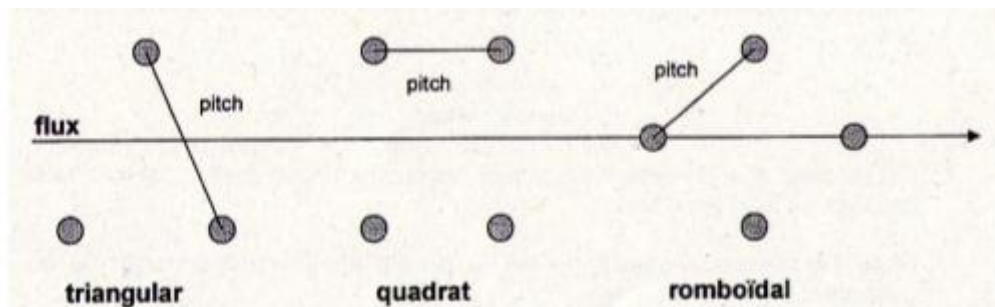


Figura 11.10.11.- Distribució típica dels tubs en bescanviadors de carcassa i tubs.

Es defineix *pitch* com la distància entre els centres de dos tubs consecutius. El *pitch* triangular i romboïdal proporcionen altes velocitats de transferència de calor, però en canvi la pèrdua de pressió és alta comparada amb el *pitch* quadrat.

El *pitch* recomanat equival a 1,25 vegades el diàmetre extern del tub.

Tots els bescanviadors de carcassa i tubs d'aquesta planta tenen un *pitch* triangular i tots són 1,25 vegades el diàmetre exterior del tub.

$$Pitch = 1,25D_e = 1,25 \cdot 22,2 \text{ mm} = 27,8 \text{ mm}$$

D_e =Diàmetre extern dels tubs

4.5 Càlcul del número de tubs N_t

11. Manual de càlculs

A partir del valor del diàmetre extern dels tubs i de la longitud es determina l'àrea de bescanvi d'un tub.

$$A_t = \pi D_e L = \pi \cdot 22,2 \text{ mm} \cdot 1,83 \text{ m} = 0,14 \text{ m}^2$$

A_t =Àrea de bescanvi per tub

L =Longitud de tubs

Amb l'àrea total de bescanvi necessària i l'àrea de bescanvi d'un tub es determina el número de tubs.

$$N_t = \frac{A}{A_t} = \frac{2,50 \text{ m}^2}{0,14 \text{ m}^2} \approx 19$$

N_t =Nombre de tubs

4.6 Càlcul del diàmetre de carcassa

Els diàmetres típics de carcassa solen oscil·lar entre 150 i 1520 mm.

Per a calcular el diàmetre de carcassa s'ha de determinar prèviament el diàmetre del feix de tubs.

$$D_b = D_e \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n_1} = 22,2 \text{ mm} \cdot \left(\frac{19}{0,0365} \right)^{1/2,675} \approx 230 \text{ mm}$$

D_b =Diàmetre del feix de tubs

Les constants K_1 i n_1 depenen del número de passos per tubs i del tipus de *pitch*.

Taula 11.10.4.- Valors de K_1 i n_1 .

Pitch triangular $p_t = 1.25 D_e$					
Passos per tub	1	2	4	6	8
K_1	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
n_1	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675
Pitch quadrat $p_t = 1.25 D_e$					
Passos per tub	1	2	4	6	8
K_1	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.0331
n_1	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643

Un cop s'ha obtingut el diàmetre del feix de tubs cal determinar l'espai entre aquest i la carcassa.

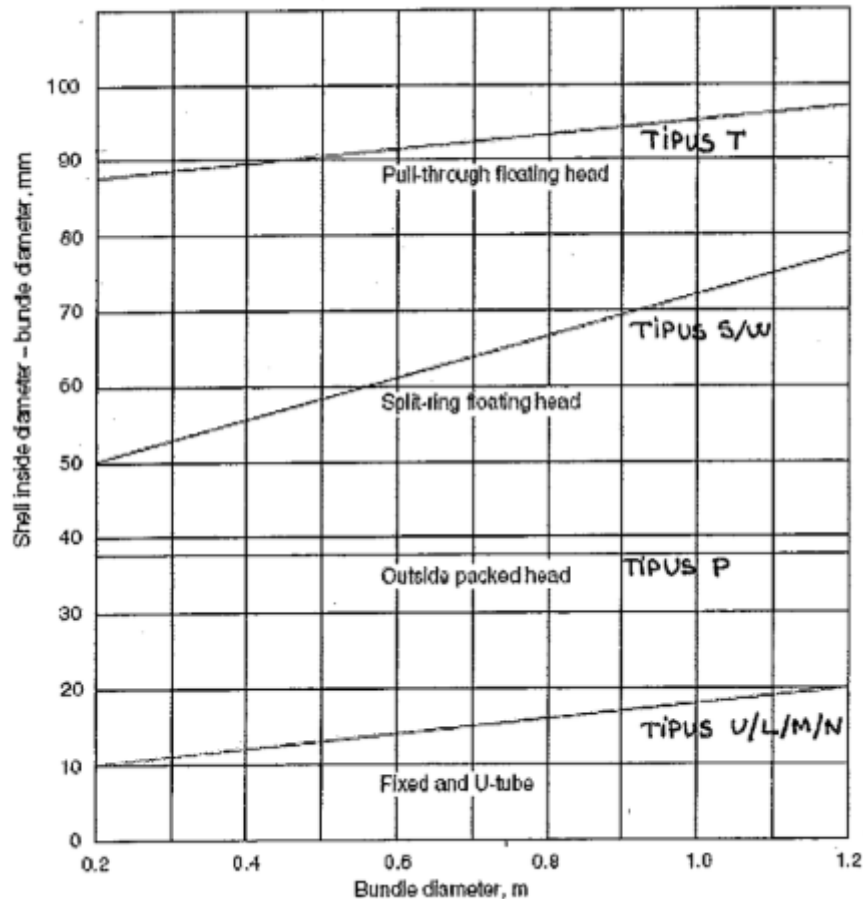


Figura 11.10.12: Espaiat entre feix de tubs i carcassa per a cada tipus de carcassa.

S'escull un capçal de tipus T per al bescanviador B-301, aleshores s'obté un espaiat de 88 mm.

$$D_s = D_b + \text{espaiat} = 230 \text{ mm} + 88 \text{ mm} = 318 \text{ mm}$$

D_s =Diàmetre de carcassa

4.7 Comprovació de la relació L/D_s

Es comprova que el quocient entre la longitud dels tubs i el diàmetre de la carcassa està comprès entre 4 i 6.

Si L/D_s està comprès entre 4 i 6 es procedeix al següent pas del disseny

Si L/D_s és superior a 6 cal suposar un valor de L més petit i tornar al pas 4.5.

Si L/D_s és inferior a 4 cal suposar un valor de L més gran i tornar al pas 4.5.

$$\frac{L}{D_s} = \frac{1,83 \text{ m}}{318 \text{ mm}} = 5,8$$

11. Manual de càlculs

4.8 Selecció del número de passos per tub mitjançant velocitats típiques de circulació en tubs

Es calcula la velocitat del fluid per tubs

$$v_t = \frac{m_t}{\rho_t A_{pas1tub} N_{tp}} = \frac{0,55 \frac{kg}{s}}{770 \frac{kg}{m^3} \cdot 306 mm^2 \cdot 2} = 1,0 \frac{m}{s}$$

v=Velocitat

ρ =Densitat

$A_{pas1tub}$ =Àrea de pas d'un tub

N_{tp} =Número de tubs per pas

$$A_{pas1tub} = \frac{\pi}{4} D_i^2 = \frac{\pi}{4} \cdot (19,7 mm)^2 = 306 mm^2$$

D_i =Diàmetre interior de tub

$$N_{tp} = \frac{N_t}{n_{pt}} = \frac{19}{8} \approx 2$$

La velocitat del tub que s'obté es compara amb les velocitats típiques. Si la velocitat obtinguda està compresa dins del rang típic es procedeix al pas 4.9. En cas contrari cal procedir a un pas alternatiu.

Taula 11.10.5.- Velocitats típiques de fluid per tub.

	Velocitats típiques (m/s)
Líquid	1-2
Gas a alta pressió	5-10
Gas a pressió atmosfèrica	10-30
Gas al buit	50-70

4.8.1 Càlcul de n_{pt} a partir de velocitats típiques de circulació per tubs

La modificació substancial de velocitat de fluid per tubs s'aconsegueix mitjançant un canvi de número de passos per tub. Si el valor de velocitat per

11. Manual de càlculs

tubs no està comprès en el rang de valors típics cal prendre un valor de v_t' típic i es recalcula n_{pt} i N_{tp} .

$$N_{tp} = \frac{m_t}{\rho_t A_{pas1tub} v_t'}$$

$$n_{pt} = \frac{N_t}{N_{tp}}$$

El número de passos per tub ha de ser parell, per tant s'arrodoneix si és necessari.

Si es varia n_{pt} pot ser que s'hagi de tornar a corregir el valor de DTML; en cas afirmatiu caldrà tornar a l'apartat 3 i en cas contrari es procedeix a l'apartat 4.9.

4.9 Determinació del número de pantalles deflectores i de l'espai entre elles

Hi has dos paràmetres que determinen les característiques geomètriques de les pantalles deflectores:

- L'altura lliure de la pantalla (*baffle cut*) és l'espai que queda entre la pantalla i la carcassa i és per on passa el fluid del costat de la carcassa. S'expressa com un percentatge que sol oscil·lar entre el 15 i el 45% del diàmetre de la carcassa; els valors òptims estan compresos entre el 20 i el 25%. El *baffle cut* de tots els bescanviadors de carcassa i tubs d'aquesta planta és el 25% del diàmetre de carcassa.
- L'espaiat entre pantalles sol oscil·lar entre 0.2 i 1 vegades el diàmetre de la carcassa i el rang òptim està comprès entre 0,3 i 0,5 vegades el diàmetre de carcassa.

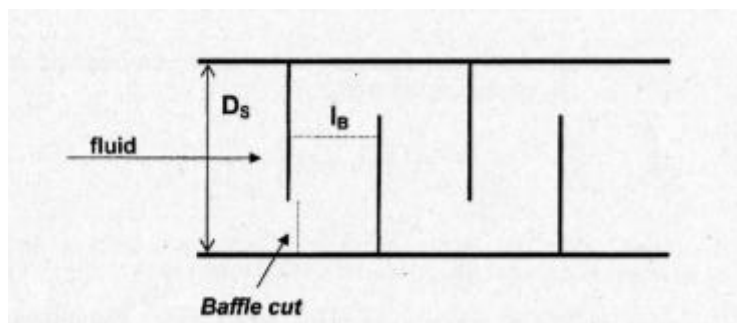


Figura 11.10.13.- Baffle cut, espaiat entre pantalles i diàmetre de carcassa.

$$Baffle\ cut = 0,25D_s = 0,25 \cdot 318\ mm \approx 80\ mm$$

$$I_B = 0,3D_s = 0,3 \cdot 318\ mm \approx 96\ mm$$

$$Númer\ de\ pantalles\ deflectores = \frac{L}{I_B} - 1 = \frac{1,83\ m}{96\ mm} - 1 \approx 19$$

11. Manual de càlculs

5. CORRECCIÓ DEL VALOR U SUPOSAR DEL BESCANVIADOR

Com que l'àrea de bescanvi necessària es pot haver canviat a causa de l'arrodoniment del número de tubs necessaris, es torna a calcular el valor d'aquesta àrea i també el valor de U suposat

$$A = N_t \pi L D_e = 24 \cdot \pi \cdot 1,83 \text{ m} \cdot 22,2 \text{ mm} = 3,15 \text{ m}^2$$

$$U = \frac{q}{A(DTML)_c} = \frac{26,35 \text{ kW}}{3,15 \text{ m}^2 \cdot 151 \text{ K}} = 55 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}}$$

6. DETERMINACIÓ DEL VALOR REAL DE U DEL BESCANVIADOR A PARTIR DELS COEFICIENTS INDIVIDUALS DE TRANSMISSIÓ DE CALOR I DELS FACTORS D'EMBRUTIMENT

6.1 Coeficient individual de transmissió de calor costat tub

6.1.1 Secció de pas

L'àrea de pas de tots els tubs es determina a partir de la següent expressió.

$$A_{past} = N_t \frac{A_{pas1tub}}{n_{pt}} = 24 \cdot \frac{306 \text{ mm}^2}{8} = 918 \text{ mm}^2$$

A_{past} =Àrea de pas de tubs

6.1.2 Diàmetre equivalent costat tub

$$D_{eqt} = D_i = 19,7 \text{ mm}$$

D_{eq} =Diàmetre equivalent

6.1.3 Densitat de flux màssic per tub

$$G_t = \frac{m_t}{A_{past}} = \frac{0,5 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{918 \text{ mm}^2} = 596 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{s}}$$

G_t =Densitat de flux màssic

6.1.4 Càlcul del Reynolds i del Prandtl

$$Re_t = \frac{D_{eqt} G_t}{\mu_t} = \frac{19,7 \text{ mm} \cdot 596 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{s}}}{3,5 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m s}}} \approx 3,8 \cdot 10^4$$

11. Manual de càlculs

Re=Número de Reynolds

μ =Viscositat

$$Pr_t = \frac{Cp_t \mu_t}{k_t} = \frac{608 \frac{kJ}{kmol K} \cdot \frac{1 kmol}{240 kg} \cdot 3,5 \cdot 10^{-4} \frac{kg}{m s}}{0,1 \frac{W}{m K}} = 9,31$$

Pr=Número de Prandtl

k=Conductivitat tèrmica

6.1.5 Càlcul del coeficient individual de transmissió de calor per tub

Per líquid circulant a través de tubs s'usa la següent correlació de Sieder i Tate:

$$Nu_t = \frac{h_t D_{eqt}}{k_t} = j_{ht} Re_t Pr_t^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Nu=Número de Nusselt

h =Coeficient individual de transmissió de calor

w (Subíndex)=Paret

j_h =Factor de correcció de transmissió de calor

Manipulant l'**equació** s'obté el valor de h_t :

$$\begin{aligned} h_t &= j_{ht} Re_t Pr_t^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \frac{k_t}{D_{eqt}} \\ &= 3,3 \cdot 10^{-3} \cdot 3,8 \cdot 10^4 \cdot 9,31^{0,33} \left(\frac{3,5 \cdot 10^{-4}}{3,8 \cdot 10^{-4}} \right)^{0,14} \cdot \frac{0,1 \frac{W}{m K}}{19,7 mm} \\ &= 1230 \frac{W}{m^2 K} \end{aligned}$$

El valor del factor de transferència de calor per tub (j_{ht}) s'obté gràficament o a partir d'una correlació depenent del valor de Re_{tub} :

- Per a $Re_t < 10^4$ s'obté j_{ht} a partir de la següent gràfica:

11. Manual de càlculs

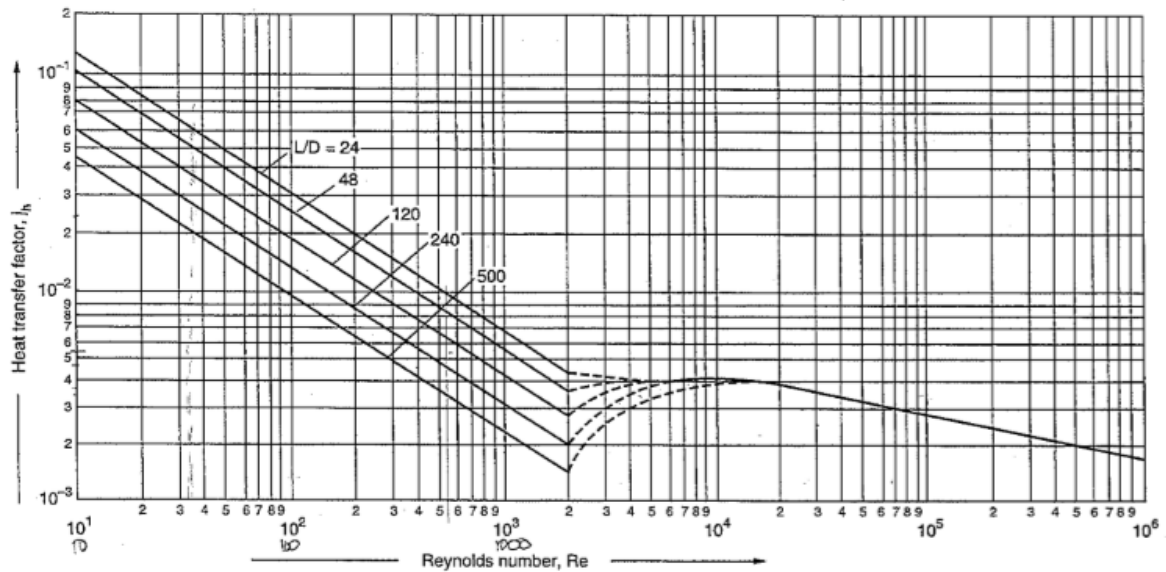


Figura 11.10.14: Factor de transferència de calor per tubs a partir de Re_{tub} per a $Re_{tub} < 10^4$

- Per a $Re_t > 10^4$ s'obté j_{ht} a partir de la següent correlació

$$j_{Ht} = 0,027 Re_t^{0,8} \quad ; \quad j_{Ht} = j_{ht} Re_t \rightarrow j_{ht} = 0,027 Re_t^{-0,2} \\ = 0,027 \cdot (3,8 \cdot 10^4)^{-0,2} = 3,3 \cdot 10^{-3}$$

El factor de correcció de la viscositat $(\mu/\mu_w)^{-0,14}$ es determina a partir dels següents passos:

- En primer lloc es calcula h_{tub} menyspreant el factor de correcció de la viscositat:

$$h_t' = j_{ht} Re_t Pr_t^{0,33} \frac{k_t}{D_{eqt}} = 3,3 \cdot 10^{-3} \cdot 3,8 \cdot 10^4 \cdot 9,31^{0,33} \cdot \frac{0,1 \frac{W}{m K}}{19,7 mm} \\ = 1240 \frac{W}{m^2 K}$$

- Es calcula la temperatura de la paret (t_w) a partir de la següent expressió

$$h_t'(t_w - t) = U(T - t)$$

On t = Temperatura mitjana del tub

T = Temperatura mitjana de la paret

U = Coeficient global de transferència de calor suposat

Manipulant l'equació s'obté t_w :

11. Manual de càlculs

$$t_w = \frac{U(T - t)}{h_t'} + t = \frac{55 \frac{W}{m^2 K} \cdot (126 - 290) ^\circ C}{1240 \frac{W}{m^2 K}} + 290^\circ C = 283^\circ C$$

- Finalment es determina la viscositat del fluid circulant pel tub a la temperatura de la paret i es calcula el coeficient individual de transferència de calor considerant el factor de correcció de viscositat.

En el cas de que el fluid circulant pels tubs està en fase gas s'usa la següent correlació de Gambill per a obtenir h_{tub} .

$$Nu_t = \frac{0,021 Re_t^{0,8} Pr_t^{0,4}}{\left(\frac{T_w}{T_b}\right)^{0,29 + 0,019 \left(\frac{L}{D_e}\right)}}$$

On T_b és la temperatura mitjana de tubs.

6.2 Coeficient individual de transmissió de calor costat carcassa

6.2.1 Càlcul de l'àrea transversal de la carcassa

$$A_{ST} = \frac{I_B D_s (pitch - D_e)}{pitch n_{ps}} = \frac{96 \text{ mm} \cdot 318 \text{ mm} \cdot (27,8 - 22,2) \text{ mm}}{27,8 \text{ mm} \cdot 1} = 0,006 \text{ m}^2$$

A_{ST} =Àrea transversal de la carcassa

6.2.2 Càlcul del cabal màssic per unitat d'àrea i de la velocitat del fluid per costat carcassa

$$G_s = \frac{m_s}{A_{ST}} = \frac{0,3 \frac{kg}{s}}{0,006 \text{ m}^2} = 43 \frac{kg}{m^2 s}$$

$$v_s = \frac{m_s}{A_{ST} \rho_s} = \frac{0,3 \frac{kg}{s}}{0,006 \text{ m}^2 \cdot 3,1 \frac{kg}{m^3}} = 13,5 \frac{m}{s}$$

Cal comprovar que la velocitat obtinguda es troba dins del rang típic

Taula 11.10.6.- Velocitats típiques de fluid per carcassa.

	Velocitats típiques (m/s)
Líquid	0,3-1
Gas a alta pressió	5-10

11. Manual de càlculs

Gas a pressió atmosfèrica	10-30
Gas al buit	50-70

En cas d'obtenir una velocitat fora del rang típic pot esser necessari canviar el número de passos per carcassa; conseqüentment s'hauria de tornar a l'apartat 3 i corregir el valor de DTML a partir de la gràfica corresponent.

Si la velocitat obtinguda es troba dins del rang típic es procedeix al següent pas.

6.2.3 Càlcul del diàmetre equivalent de carcassa

El diàmetre equivalent es calcula depenent del tipus de pitch

$$\begin{aligned} \text{pitch triangular} \rightarrow D_{eqs} &= \frac{1,1}{D_e} (\text{pitch}^2 - 0,917 D_e^2) \\ &= \frac{1,1}{22,2 \text{ mm}} \cdot (27,8^2 - 0,917 \cdot 22,2^2) \text{ mm}^2 = 15,8 \text{ mm} \end{aligned}$$

$$\text{pitch quadrat} \rightarrow D_{eqs} = \frac{1,27}{D_e} (\text{pitch}^2 - 0,785 D_e^2)$$

6.2.4 Càlcul del Reynolds de carcassa i del Prandtl de carcassa

$$\begin{aligned} Re_s &= \frac{G_s D_{eqs}}{\mu_s} = \frac{43 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{s}} \cdot 15,8 \text{ mm}}{1,1 \cdot 10^{-5} \frac{\text{kg}}{\text{m s}}} = 4,3 \cdot 10^4 \\ Pr_s &= \frac{C_{p_s} \mu_s}{k_s} = \frac{64 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}} \cdot \frac{1 \text{ kmol}}{130 \text{ kg}} \cdot 1,1 \cdot 10^{-5} \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{0,01 \frac{\text{W}}{\text{m K}}} = 0,72 \end{aligned}$$

6.2.5 Càlcul del coeficient individual de transmissió de calor costat carcassa

Per a líquids circulant a través de la carcassa es torna a usar la correlació de Sieder i Tate; manipulant-la s'obté el valor de h_s

$$h_s = j_{hs} Re_s Pr_s^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \frac{k_s}{D_{eqs}}$$

El factor de transferència de calor per carcassa (j_{hs}) es determina gràficament i en funció de Re_s i del *baffle cut*.

11. Manual de càlculs

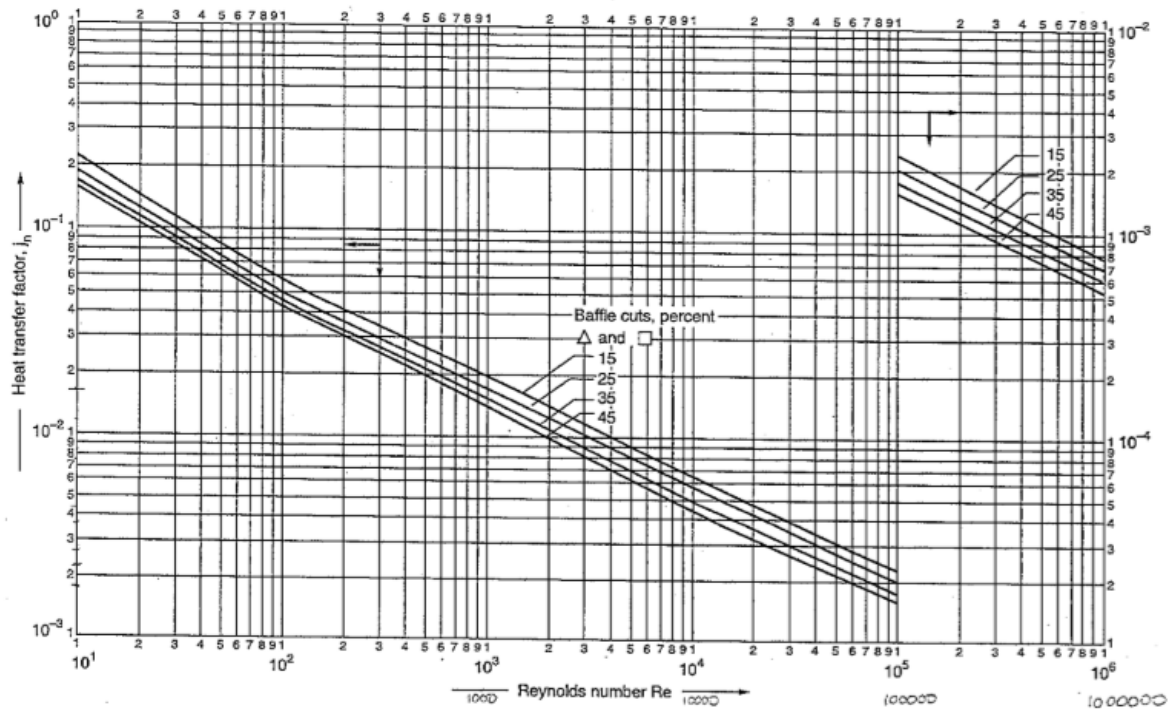


Figura 11.10.15 Factor de transferència de calor costat carcassa a partir de Re_s i baffle cut.

En el cas de tenir gas circulant per costat carcassa es tornar a emprar la correlació de Gambill.

$$Nu_s = \frac{0,021 Re_s^{0,8} Pr_s^{0,4}}{\left(\frac{T_w}{T_b}\right)^{0,29+0,019\left(\frac{L}{D_e}\right)}}$$

$$h_s = \frac{0,021 Re_s^{0,8} Pr_s^{0,4}}{\left(\frac{T_w}{T_b}\right)^{0,29+0,019\left(\frac{L}{D_e}\right)}} \cdot \frac{k_s}{D_{eqs}}$$

$$= 0,021 \cdot (4,3 \cdot 10^4)^{0,8} \cdot \frac{0,72^{0,4}}{\left(\frac{556}{399}\right)^{0,29+0,019 \cdot \left(\frac{1,83m}{22,2mm}\right)}} \cdot \frac{0,01 \frac{W}{m K}}{15,8 mm}$$

$$= 70 \frac{W}{m^2 K}$$

Amb els condensadors el valor de h_s es determina a partir de la següent correlació de Colburn:

$$\frac{h_s}{Cp_s G} \cdot \frac{Cp_s \mu_s}{k_s} = \frac{4,4}{4\Gamma/\mu_s}$$

11. Manual de càlculs

$$G = \frac{\Gamma}{\left(\frac{3\mu_s \Gamma}{\rho^2 g}\right)^{\frac{1}{3}}}$$

$$\Gamma = \frac{W_f}{2L}$$

W_f =Cabal màssic de fluid condensat.

Γ =Cabal de humectació

g =Acceleració de la gravetat

7 CÀLCUL DEL COEFICIENT GLOBAL DE TRANSMISSIÓ DE CALOR REAL

El coeficient global de transmissió de calor real ha de ser igual o preferiblement major que la U suposada en un valor màxim al voltant del 15%.

Si el valor de U_R és menor que el suposat el bescanviador està infradimensionat mentre que si és major que el 15% està sobredimensionat. En ambdós casos s'hauria de tornar al pas 4 i suposar un nou valor de U .

$$\begin{aligned}\frac{1}{U_R} &= \frac{1}{h_s} + \frac{1}{h_{rs}} + \frac{D_e \ln\left(\frac{D_e}{D_i}\right)}{2k} + \frac{D_e}{D_i} \frac{1}{h_{rt}} + \frac{D_e}{D_i} \frac{1}{h_t} \\ &= \frac{1}{70 \frac{W}{m^2 K}} + \frac{1}{5000 \frac{W}{m^2 K}} + \frac{22,2mm \cdot \ln\left(\frac{22,2}{19,7}\right)}{2 \cdot 18,6 \frac{W}{m K}} + \frac{22,2}{19,7} \cdot \frac{1}{5000 \frac{W}{m^2 K}} \\ &\quad + \frac{22,2}{19,7} \cdot \frac{1}{1230 \frac{W}{m^2 K}} \\ U_R &= 64 \frac{W}{m K}\end{aligned}$$

k = conductivitat tèrmica de l'acer inoxidable SS 316L a la temperatura de la paret

h_r =Factors d'embrutiment

Com que el valor de U_R obtingut és major en un 15% que el valor de U suposat es dóna per bo el resultat obtingut.

Els factors d'embrutiment per tub i carcassa són extrets de la taula següent:

11. Manual de càlculs

Taula 11.10.7.- Valors típics de factors d'embrutiment.

Fluid	Coefficient (W/m ² °C)
River water	3000–12,000
Sea water	1000–3000
Cooling water (lowers)	3000–6000
Towns water (soft)	3000–5000
Towns water (hard)	1000–2000
Steam condensate	1500–5000
Steam (oil free)	4000–10,000
Steam (oil traces)	2000–5000
Refrigerated brine	3000–5000
Air and industrial gases	5000–10,000
Flue gases	2000–5000
Organic vapours	5000
Organic liquids	5000
Light hydrocarbons	5000
Heavy hydrocarbons	2000
Boiling organics	2500
Condensing organics	5000
Heat transfer fluids	5000
Aqueous salt solutions	3000–5000

El bescanviador B-301 conté foscè i oli tèrmic, és a dir un fluid orgànic i un fluid de transferència de calor respectivament, per tant s'atribueix un valor de 5000 W/(m² K) tant per al costat de la carcassa com per al costat dels tubs.

8.CÀLCUL DE LES PÈRDUES DE PRESSIÓ

Les pèrdues de pressió són principalment degudes per fricció i a contraccions i expansions.

8.1 Costat tub

$$\Delta P_t = n_{pt} \left[8j_{ft} \left(\frac{L}{D_i} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2,5 \right] \frac{\rho_{tub} v_t^2}{2} = 8 \cdot \left[8 \cdot 3,2 \cdot 10^{-3} \cdot \left(\frac{1,83m}{22,2mm} \right) \cdot 3,5 \cdot 10^{-4} + 2,5 \right] \frac{770kgm^3 \cdot 1ms^2}{2} \approx 15kNm^2$$

ΔP =Pèrdua de pressió

j_f =Factor de fricció

El factor de fricció es determina gràficament i a partir del Re_t

11. Manual de càlculs

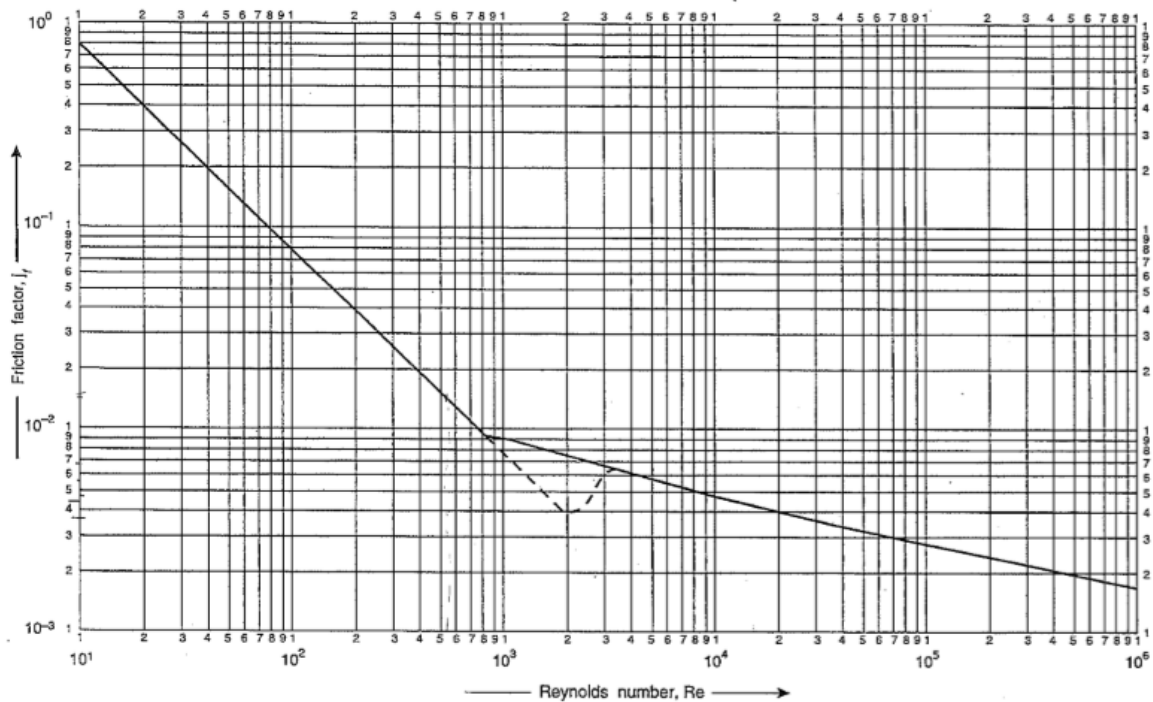


Figura 11.10.16.- Factor de fricció costat tub a partir de Re_{tub}

La constant m depèn del Re_t :

$$Re_t < 2100 \rightarrow m = 0.25$$

$$Re_t > 2100 \rightarrow m = 0.14$$

8.2 Costat carcassa

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= n_s 8 j_{fs} \frac{\rho_s v_s^2}{2} \left(\frac{D_s}{D_{eqs}} \right) \left(\frac{L}{I_B} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14} \\ &= 1 \cdot 8 \cdot 4 \cdot 10^{-2} \cdot \frac{3,1 \frac{kg}{m^3} \cdot \left(13,5 \frac{m}{s} \right)^2}{2} \cdot \left(\frac{318}{15,8} \right) \cdot \left(\frac{1,1 \cdot 10^{-5}}{1 \cdot 10^{-5}} \right)^{-0.14} \\ &\approx 38 \frac{kN}{m^2} \end{aligned}$$

Un cop determinades les pèrdues de pressió cal comprovar que no superen els límits. Cal tenir que velocitats elevades proporcionen coeficients de transmissió de calor elevats i alhora elevades pèrdues de càrrega.

Es consideren els següents límits per a les pèrdues de pressió.

11. Manual de càlculs

Taula 11.10.9.- Límits de pèrdues de pressió

	Límit de pèrdua de pressió (kN/m ²)
Líquid amb $\mu < 1$ cP	35
Líquid amb $1 \text{ cP} < \mu < 10 \text{ cP}$	70
Gas a buit elevat	0.8
Gas a buit mitjà	$0.1 P_{\text{absoluta}}$
Gas de 1 a 2 bar	$0.5 P_{\text{manomètrica}}$
Gas a més de 10 bar	$0.1 P_{\text{manomètrica}}$

9. DISSENY MECÀNIC

Per al disseny mecànic de bescanviadors de carcassa i tubs s'usa el codi ASME per a recipients a pressió. El material de construcció usat tant pels tubs com per la carcassa en el bescanviador B-301 és acer inoxidable SS 316L.

9.1 Temperatura i pressió de disseny

9.1.1 Carcassa

$$T_{ds} = T_{\text{maxoperació}} + 20^{\circ}\text{C} = 205^{\circ}\text{C} + 20^{\circ}\text{C} = 225^{\circ}\text{C}$$

$$P_{ds} = 1,1P_{\text{maxoperació}} = 1,1 \cdot 100 \text{ kPa} = 110 \text{ kPa}$$

d(subíndex)=Disseny

9.1.2 Tub

$$T_{dt} = T_{\text{maxoperació}} + 20^{\circ}\text{C} = 300^{\circ}\text{C} + 20^{\circ}\text{C} = 320^{\circ}\text{C}$$

$$P_{dt} = 1,1P_{\text{maxoperació}} = 1,1 \cdot 100 \text{ kPa} = 110 \text{ kPa}$$

9.2 Espessor carcassa

S'aplica el codi ASME per a recipients horitzontals:

$$t_s = \frac{P_{ds} D_s}{SE + 0,4P_{ds}} = \frac{1,10 \text{ bar} \cdot 318 \text{ mm}}{993 \text{ bar} \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 1,10 \text{ bar}} = 0,4 \text{ mm}$$

S=Factor d'estrès de l'acer SS 316L a la temperatura de disseny

11. Manual de càlculs

E=Factor de soldadura

Al valor obtingut de t_s se li afegeix un espessor de 2 mm per corrosió i es sobredimensiona un 10%.

$$t_{carcassa} = 1,1(t_s + 2) = 1,1 \cdot (0,4 \text{ mm} + 2 \text{ mm}) \approx 3 \text{ mm}$$

L'espessor mínim de la carcassa en els bescanviadors de carcassa i tubs d'aquesta planta ve donat per la *British Standard 3274* en funció del diàmetre de carcassa i del material de construcció.

Taula 11.10.10: Diàmetre mínim de carcassa segons la *British Standard 3274*

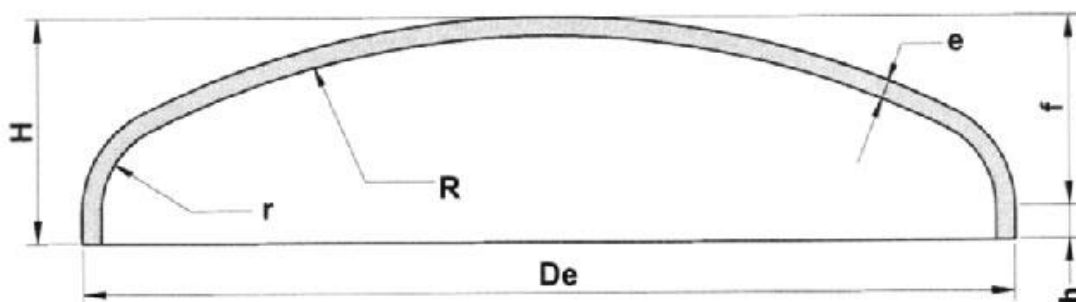
Diàmetre (mm)	Acer al carboni (mm)	Acer inoxidable (mm)
152	7,1	3,2
203-305	9,3	3,2
330-737	9,5	4,8
762-911	11,1	6,4
1016-1524	12,7	7,9

En el cas del bescanviador B-301 s'obté un diàmetre mínim de 4,8 mm. S'atribueix el valor obtingut més gran a l'espessor de la carcassa. En el cas del bescanviador B-301 el valor obtingut de la **taula** és l'escollit.

$$t_{carcassa}=4,8 \text{ mm}$$

9.3 Espessor i longitud del capçal $t_{capçal}$ i $L_{capçal}$

Els capçals de tots es bescanviadors de carcassa i tubs d'aquesta planta són toriesfèrics de tipus Klopper.



11. Manual de càlculs

Figura 11.10.17 Capçal toriesfèric Kloppe

$$t_c = \frac{P_{ds} R_s M}{2SE - 0,2P_{ds}} = \frac{1,1bar \cdot \frac{318mm}{2} \cdot 1,54}{2 \cdot 993 bar \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 1,1bar} = 0,2 mm$$

c(subíndex)=Capçal

M es pren com a 1,54 suposant que la relació R/r és de 10.

R=Radi

Com amb la carcassa, es sobredimensiona l'espessor obtingut un 10% i s'afegeixen 2 mm per corrosió

$$t_{capçal} = 1,1(t_c + 2) = 1,1(0,2 mm + 2 mm) \approx 3 mm$$

En els bescanviadors de carcassa i tubs els espessors del capçal i de la carcassa són iguals. En cas d'obtenir valors d'espessor diferents s'atribueix el valor superior a l'espessor dels dos components.

$$t_{capçal} = 4,8 mm$$

La longitud del capçal es determina a partir de les següents equacions:

$$L_{c1} = 3,5t_{capçal} = 3,5 \cdot 4,8 mm = 16,8 mm$$

$$L_{c2} = 0,1935R_s - 0,455t_{capçal} = 0,1935 \cdot \frac{318mm}{2} - 0,455 \cdot 4,8 mm = 29 mm$$

$$L_{capçal} = h_1 + h_2 = 16,8 mm + 32,4 mm \approx 46 mm$$

9.4 Longitud del bescanviador de calor

$$L_{bescanviador} = L + 2L_{capçal} = 1,83 m + 2 \cdot 46 mm = 1,97 m$$

9.5 Massa del bescanviador

9.5.1 Massa del capçal

$$V_i = 0,08089D_s^3 = 0,08089 \cdot (318 mm)^3 = 0,0026 m^3$$

$$V_e = 0,08089[(D_s + 2t_{carcassa})^3 - D_s^3] = 0,08089 \cdot [(318 mm + 2 \cdot 4,8 mm)^3 - 318 mm^3] = 0,0029$$

$$V_{paretcapçal} = V_e - V_i = 0,0029 m^3 - 0,0026 m^3 = 3 \cdot 10^{-4} m^3$$

11. Manual de càlculs

$$M_{capçal} = V_{paretcapçal} \cdot \rho_{SS304L} = 3 \cdot 10^{-4} \cdot 8000 \frac{kg}{m^3} = 1,95 \text{ kg}$$

9.5.2 Massa del cilindre

$$\begin{aligned} M_{cilindre} &= \frac{\pi}{4} [(D_s + 2t_{carcassa})^2 - D_s^2] \cdot L \cdot \rho_{SS304L} \\ &= \frac{\pi}{4} [(318 \text{ mm} + 2 \cdot 4,8 \text{ mm})^2 - (318 \text{ mm})^2] \cdot 1,83 \text{ m} \cdot 8000 \frac{kg}{m^3} \\ &= 73,31 \text{ kg} \end{aligned}$$

9.5.3 Massa dels tubs

$$\begin{aligned} M_{tubs} &= N_t \frac{\pi}{4} [(D_s + 2t_{tub})^2 - D_s^2] L \rho_{SS304L} \\ &= 24 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot [(318 \text{ mm} + 2 \cdot 1,2 \text{ mm})^2 - (318 \text{ mm})^2] \cdot 1,83 \text{ m} \\ &\quad \cdot 8000 \frac{kg}{m^3} = 29,50 \text{ kg} \end{aligned}$$

9.5.4 Massa del bescanviador

$$\begin{aligned} M_{bescanviador} &= M_{capçal} + M_{cilindre} + M_{tubs} = 1,95 \text{ kg} + 73,31 \text{ kg} + 29,50 \text{ kg} \\ &= 104,76 \text{ kg} \end{aligned}$$

9.5.5 Massa del bescanviador ple d'aigua

$$\begin{aligned} V_{interiortubs} &= \frac{\pi}{4} D_i^2 L N_t = \frac{\pi}{4} \cdot (19,7 \text{ mm})^2 \cdot 1,83 \text{ m} \cdot 24 = 0,013 \text{ m}^3 \\ V_{exteriortubs} &= \frac{\pi}{4} D_e^2 L N_t = \frac{\pi}{4} \cdot (22,2 \text{ mm})^2 \cdot 1,83 \text{ m} \cdot 24 = 0,016 \text{ m}^3 \\ V_{carcassa} &= \frac{\pi}{4} D_s^2 L_{carcassa} = \frac{\pi}{4} \cdot (318 \text{ mm})^2 \cdot 1,83 \text{ m} = 0,157 \text{ m}^3 \\ V_{espai} &= V_{carcassa} - V_{exteriortub} = 0,157 \text{ m}^3 - 0,016 \text{ m}^3 = 0,141 \text{ m}^3 \\ M_{H_2O} &= \rho_{H_2O} (V_{espai} + V_{interiortubs}) = 1000 \frac{kg}{m^3} \cdot (0,141 \text{ m}^3 + 0,013 \text{ m}^3) \\ &= 153,56 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$M_{bescanviadorH_2O} = M_{bescanviador} + M_{H_2O} = 104,76 \text{ kg} + 153,56 \text{ kg} = 258,32 \text{ kg}$$

9.5.6 Massa del bescanviador en operació

$$\begin{aligned} M_{fluids} &= V_{espai} \rho_s + V_{interiortubs} \rho_t = 0,141 \text{ m}^3 \cdot 3,1 \frac{kg}{m^3} + 0,013 \text{ m}^3 \cdot 770 \frac{kg}{m^3} \\ &= 10,19 \text{ kg} \end{aligned}$$

11. Manual de càlculs

$$M_{bescanviadoroperació} = M_{fluids} + M_{bescanviador} = 10,19 + 104,76 \text{ kg} = 114,94 \text{ kg}$$

Evaporadors

La metodologia emprada en el disseny dels evaporadors d'aquesta planta és similar a la dels kettles-reboilers. Els passos són explicats a continuació i s'ha usat com a exemple l'evaporador EV-501.

1 BALANÇ TÈRMIC

En l'evaporador EV-501 s'usa l'oli tèrmic com a font de calor de la vaporització parcial del líquid procedent de la torre de destil·lació. El vapor generat retorna a la torre mentre que el líquid no vaporitzat (líquid residual) surt de l'evaporador i va cap al següent equip.

En l'evaporador EV-501 el líquid prové de la torre de destil·lació TD-501 i està format majoritàriament per carbaril dissolt en toluè. El líquid residual va cap al cristal·litzador CR-501.

Per a efectuar el balanç tèrmic dels evaporadors s'usa el valor de q obtingut amb el programa informàtic Aspen HYSYS i es negligeix el canvi tèrmic del líquid de procés durant la seva vaporització parcial..

$$q = m_t C p_t (t_1 - t_2) = m_s \lambda_s$$

$$186,11 \text{ kW} = m_t \cdot 603 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}} \cdot (300 - 265) \text{ K}$$

Per a que tingui lloc la vaporització desitjada és necessari que tingui lloc el salt tèrmic necessari de l'oli tèrmic HR. El cabal obtingut d'aquest és el següent:

$$m_t = 2,1 \text{ kg/s}$$

El programa informàtic Aspen HYSYS també proporciona el valor de l'entalpia de vaporització.

$$\lambda_s = 7,60 \cdot 10^4 \text{ J/mol}$$

11. Manual de càlculs

2.CÀLCUL DE DTML

$$DTML = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{(300 - 116) - (265 - 116)}{\ln \frac{300 - 116}{265 - 116}} = 166 \text{ K}$$

Al negligir el canvi tèrmic del líquid de procés durant la seva vaporització parcial els termes P i R corresponents al càlcul del factor de correcció F són nuls, aleshores F equival a la unitat i no és necessari corregir el valor de DTML.

3.SELECCIÓ DEL BESCANVIADOR

3.1 Suposició del valor inicial de U

El valor inicial de U suposat s'extreu de la següent taula.

Taula 11.10.11.- Valors típic de U per a evaporadors en BTU/(hr ft² °F)

Steam	Water	350-750
Steam	Organic solvents	100-200
Steam	Light oils	80-180
Steam	Heavy oils	25-75
	(vacuum)	
Water	Refrigerants	75-150
Organic solvents	Refrigerants	30-100

En la darrera iteració el valor suposat de U ha estat de 130 W/(m² K)

3.2 Àrea total de l'evaporador

$$A = \frac{q}{UDTML} = \frac{186,11 \text{ kW}}{130 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}} \cdot 166 \text{ K}} = 8,63 \text{ m}^2$$

3.3 Selecció de les característiques dels tubs

Com en els bescanviador de carcassa i tubs el diàmetre extern dels tubs sol oscil·lar entre 16 i 50 mm i la seva longitud sol oscil·lar entre 6 i 16 peus (1.83 i 4.88 metres). Per a una superfície De nou, per als evaporadors operant a pressió atmosfèrica els tubs s'escullen de la **taula** i per als i en el cas dels evaporadors operant a 30 bars s'usa **taula** per a escollir els tubs.

La primera iteració en el disseny de tots els evaporadors de la planta consta de tubs de diàmetre extern de 3/4"(19,05 mm) amb un gruix de 1,24 mm i un

11. Manual de càlculs

diàmetre intern de 16,65 mm. Les característiques dels tubs del evaporador EV-501 són les següents:

$$L=3,25 \text{ m}$$

$$D_e=38,1 \text{ mm}$$

$$\Delta x=2,1 \text{ mm}$$

$$D_i=33,9 \text{ mm}$$

Com amb els bescanviadors de carcassa i tubs, els passos per tub oscil·len entre 1 i 16. En canvi només hi ha un pas per carcassa. Després de varies iteracions es decideix implementar el següent per a l'evaporador EV-501:

$$n_{pt}=8$$

3.4 Distribució dels tubs

Els evaporadors d'aquesta planta tenen la mateixa distribució de tubs que els bescanviadors de carcassa i tubs; *pitch* triangular.

$$Pitch = 1,25D_e = 1,25 \cdot 38,1 \text{ mm} = 47,6 \text{ mm}$$

3.5 Número de tubs

$$N_t = \frac{A}{\pi D_e L} = \frac{8,63 \text{ m}^2}{\pi \cdot 38,1 \text{ mm} \cdot 3,25 \text{ m}} \approx 23$$

3.6 Diàmetre de carcassa

$$D_b = D_e \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n_1} = 50,8 \text{ mm} \cdot \left(\frac{23}{0,0365} \right)^{1/2,675} = 419 \text{ mm}$$

Com en els bescanviadors de carcassa i tubs els valors de les constants K_1 i n_1 s'obtenen de la **taula**.

El valor del diàmetre de carcassa s'obté a partir de la següent taula

Taula 11.10.12.- Relació entre diàmetre de carcassa i de feix de tubs a partir del diàmetre del feix de tubs

Flux de calor W/m^2	Relació D_s/D_b
<25000	1,2 a 1,5

11. Manual de càlculs

25000 a 40000

1,4 a 1,8

>40000

1,7 a 2

$$\frac{q}{A} = \frac{186,11 \text{ kW}}{8,63 \text{ m}^2} \approx 22 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2}$$

$$D_s = 1,5 D_b = 1,5 \cdot 419 \text{ mm} = 628 \text{ mm}$$

$$h_{liquid} = D_b + \text{espai ebullició} = 419 \text{ mm} + 50 \text{ mm} = 469 \text{ mm}$$

h=Alçada

$$\text{Freeboard} = D_s - h_{liquid} = 628 \text{ mm} - 469 \text{ mm} \approx 160 \text{ mm}$$

EL *freeboard* és l'espai que hi ha entre la superfície del líquid i la carcassa. Aquest ha de tenir un valor mínim de 250 mm. Com es veu en aquest cas aquest requisit no es compleix, aleshores s'atribueix un diàmetre a la carcassa que doni aquest valor de *freeboard* mínim.

$$250 \text{ mm} = D_s - 469 \text{ mm}$$

$D_s = 719 \text{ mm}$

3.7 Velocitat de vapor per carcassa

Es determina la velocitat del vapor a la superfície del líquid

$$v_s = \frac{m_{vapor}}{\rho_v A_s} = \frac{0,5 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{2,89 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 2,31 \text{ m}^2} = 0,08 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$A_s = L \sqrt{(D_s^2 - \text{espai ebullició}^2)} = 3,25 \text{ m} \cdot \sqrt{[(719 \text{ mm})^2 - (50 \text{ mm})^2]} = 2,33 \text{ m}^2$$

Un cop obtinguda la velocitat de vapor per carcassa cal assegurar-se de que no supera la velocitat màxima de vapor generada per a evitar problemes d'arrossegament.

$$v_{smax} = 0,2 \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5} = 0,2 \cdot \left(\frac{773,64 - 2,89}{2,89} \right)^{0,5} = 3,27 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

4 VELOCITAT PER TUBS

11. Manual de càlculs

Es determina la velocitat per tubs de la mateixa manera que en el disseny de bescanviadors de carcassa i tubs.

$$v_t = \frac{m_t}{\rho_t A_{pas1tub} N_{tp}} = \frac{2,1 \frac{kg}{s}}{775 \frac{kg}{m^3} \cdot 902 mm^2 \cdot 3} = 1,1 \frac{m}{s}$$

$$A_{pas1tub} = \frac{\pi}{4} D_i^2 = \frac{\pi}{4} \cdot (33,4 mm)^2 = 902 mm^2$$

$$N_{tp} = \frac{N_t}{n_{pt}} = \frac{23}{8} \approx 3$$

Cal tornar a comprovar si la velocitat per tub obtinguda està dintre del rang típic.

Taula 11.10.13.- Velocitats típiques de fluid per tub.

	Velocitats típiques (m/s)
Líquid	1-2
Gas a alta pressió	5-10
Gas a pressió atmosfèrica	10-30
Gas al buit	50-70

5 COEFICIENTS INDIVIDUALS DE TRANSMISSIÓ DE CALOR

5.1 Costat tubs

El coeficient individual de transmissió de calor per costat tubs es determina de la mateixa manera que en els bescanviadors de carcassa i tubs. En els evaporadors d'aquesta planta només s'usa oli tèrmic HR com a fluid de tubs.

5.1.1 Secció de pas

$$A_{past} = N_t \frac{A_{pas1tub}}{n_{pt}} = 23 \cdot \frac{902 mm^2}{8} = 23665 mm^2$$

5.1.2 Diàmetre equivalent costat tub

$$D_{eqt} = D_i = 33,9 mm$$

11. Manual de càlculs

5.1.3 Densitat de flux màssic per tub G_{tub}

$$G_t = \frac{m_t}{A_{past}} = \frac{2,1 \frac{kg}{s}}{23665 mm^2} = 88 \frac{kg}{m^2 s}$$

5.1.4 Càlcul del Reynolds i del Prandtl

$$Re_t = \frac{D_{eqt} G_t}{\mu_t} = \frac{33,9 mm \cdot 88 \frac{kg}{m^2 s}}{3,7 \cdot 10^{-4} \frac{kg}{m s}} \approx 9,1 \cdot 10^3$$

$$Pr_t = \frac{Cp_t \mu_t}{k_t} = \frac{603 \frac{kJ}{kmol K} \cdot \frac{1 kmol}{240 kg} \cdot 3,7 \cdot 10^{-4} \frac{kg}{m s}}{0,10 \frac{W}{m K}} = 9,68$$

5.1.5 Càlcul del coeficient individual de transmissió de calor per tub h_t

$$Nu_t = \frac{h_t D_{eqt}}{k_t} = j_{ht} Re_t Pr_t^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$\begin{aligned} h_t &= j_{ht} Re_t Pr_t^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \frac{k_t}{D_{eqt}} \\ &= 4,0 \cdot 10^{-3} \cdot 9,3 \cdot 10^3 \cdot 9,67^{0,33} \left(\frac{3,7 \cdot 10^{-4}}{8,2 \cdot 10^{-4}} \right)^{0,14} \cdot \frac{0,10 \frac{W}{m K}}{33,9 mm} \\ &= 194 \frac{W}{m^2 K} \end{aligned}$$

El valor del factor de transferència de calor per tub (j_{ht}) s'obté gràficament o a partir d'una correlació depenent del valor de Re_{tub} :

- Per a $Re_t < 10^4$ s'obté j_{ht}
 $j_{ht} = 4 \cdot 10^{-3}$
- Per a $Re_t > 10^4$ s'obté j_{ht} a partir de la següent correlació

$$j_{Ht} = 0,027 Re_t^{0,8} \quad ; \quad j_{Ht} = j_{ht} Re_t \rightarrow j_{ht} = 0,027 Re_t^{-0,2}$$

El factor de correcció de la viscositat $(\mu/\mu_w)^{-0,14}$ es determina a partir dels següents passos:

11. Manual de càlculs

$$h_t' = j_{ht} Re_t Pr_t^{0,33} \frac{k_t}{D_{eqt}} = 3,0 \cdot 10^{-3} \cdot 9,1 \cdot 10^3 \cdot 9,68^{0,33} \cdot \frac{0,1 \frac{W}{mK}}{33,9 mm}$$
$$= 217 \frac{W}{m^2 K}$$

- Es calcula la temperatura de la paret (t_w) a partir de la següent expressió

$$h_t'(t_w - t) = U(T - t)$$

On t = Temperatura mitjana del tub

T = Temperatura mitjana de la paret

U = Coeficient global de transferència de calor suposat

Manipulant l'equació s'obté t_w :

$$t_w = \frac{U(T - t)}{h_t'} + t = \frac{130 \frac{W}{m^2 K} \cdot (116 - 282,5) ^\circ C}{217 \frac{W}{m^2 K}} + 282,5 ^\circ C = 183 ^\circ C$$

5.2 Costat carcassa

S'usa l'equació de Mostinski per a la determinació del coeficient individual de transmissió de calor costat carcassa. Al tenir carbaryl dissolt en toluè pel costat de carcassa es consideren només les propietats físiques i químiques del toluè.

$$h_s = 0,104 (P_c^{0,69}) \left(\frac{q}{A} \right)^{0,7} \left[1,8 \left(\frac{P}{P_c} \right)^{0,17} + 4 \left(\frac{P}{P_c} \right)^{1,2} + 10 \left(\frac{P}{P_c} \right)^{10} \right]$$
$$= 0,104 \cdot (41,1 bar^{0,69}) \cdot \left(22 \frac{kW}{m^2} \right)^{0,7}$$
$$\cdot \left[1,8 \cdot \left(\frac{1}{41,1} \right)^{0,17} + 4 \cdot \left(\frac{1}{41,1} \right)^{1,2} + 10 \cdot \left(\frac{1}{41,1} \right)^{10} \right] = 1464 \frac{W}{m^2 K}$$

P_c = Pressió crítica

P =Pressió d'operació.

6 FLUX CRÍTIC DE CALOR

El flux crític de calor s'obté a partir de la següent equació de Zuber.

11. Manual de càlculs

$$\begin{aligned} q'_c &= K_b \left(\frac{\text{pitch}}{D_e} \right) \left(\frac{\lambda}{N_t^{0,5}} \right) [\sigma g(\rho_l - \rho_v) \rho_v^2]^{0,25} \\ &= 0,41 \cdot \left(\frac{47,6}{38,1} \right) \cdot \left(\frac{7,6 \cdot 10^4 \frac{J}{mol}}{23^{0,5}} \right) \\ &\quad \cdot \left[0,027 \frac{N}{m} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2} \cdot \left(773,6 \frac{kg}{m^3} - 2,9 \frac{kg}{m^3} \right) \cdot \left(2,9 \frac{kg}{m^3} \right)^2 \right]^{0,25} \approx 52 \frac{kN}{m^2} \end{aligned}$$

K_b és una constant que depèn de la distribució geomètrica dels tubs:

Pitch triangular $\rightarrow K_b=0.41$

Pitch quadrat $\rightarrow K_b=0,44$

σ =Tensió superficial del toluè

q_c =Flux crític de calor

S'aplica un factor de seguretat de 0,7 per al flux crític de calor.

$$q_c = 0,7 q'_c = 0,7 \cdot 52 \frac{kN}{m^2} \approx 37 \frac{kN}{m^2}$$

Un cop obtingut el flux crític de calor tenint en compte el factor de seguretat cal assegurar-se de que el flux de l'evaporador no el supera.

$$\frac{q}{A} = 22 \frac{kN}{m^2} < 37 \frac{kN}{m^2}$$

7 COEFICIENT GLOBAL DE TRANSMISSIÓ DE CALOR REAL U_R

Es determina de la mateix manera que en els bescanviadors de carcassa i tubs.

$$\begin{aligned} \frac{1}{U_R} &= \frac{1}{h_s} + \frac{1}{h_{rs}} + \frac{D_e \ln \left(\frac{D_e}{D_i} \right)}{2k} + \frac{D_e}{D_i} \frac{1}{h_{rt}} + \frac{D_e}{D_i} \frac{1}{h_t} \\ &= \frac{1}{1464 \frac{W}{m^2 K}} + \frac{1}{5000 \frac{W}{m^2 K}} + \frac{38,1 mm \cdot \ln \left(\frac{38,1}{33,9} \right)}{2 \cdot 17,3 \frac{W}{m K}} + \frac{38,1}{33,9} \cdot \frac{1}{5000 \frac{W}{m^2 K}} \\ &\quad + \frac{38,1}{33,9} \cdot \frac{1}{194 \frac{W}{m^2 K}} \end{aligned}$$

11. Manual de càlculs

$$U_R = 142 \frac{W}{m K}$$

Es comprova que el valor de U_R obtingut és igual o superior per sota del 15% del valor suposat.

El valor obtingut és un 8,7% superior al valor suposat per tant es donen per bons els resultats obtinguts.

Els valors de coeficients d'embrutiment per carcassa i tubs s'obtenen de la **taula**. Al tenir un fluid de transferència de calor pels tubs i un fluid orgànic per costat carcassa s'atribueix un valor de $5000 \text{ W/(m}^2 \text{ K)}$ a ambdós factors d'embrutiment.

8 PÈRDUA DE PRESSIÓ

8.1 Costat tubs

Es determina de la mateixa manera que en els bescanviadors de carcassa i tubs.

$$\Delta P_t = n_{pt} \left[8j_{ft} \left(\frac{L}{D_i} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2,5 \right] \frac{\rho_{tub} v_t^2}{2} = 8 \cdot \left[8 \cdot 5,0 \cdot 10^{-3} \cdot \left(\frac{3,25m}{33,9 \text{ mm}} \right) \cdot \right. \\ \left. 3,7 \cdot 10^{-4} 8,2 \cdot 10^{-4} - 0,14 + 2,5 \cdot 775 \text{ kg/m}^3 \cdot 1,1 \text{ ms}^{-2} \right] \approx 24 \text{ kNm}^2$$

El factor de fricció es determina gràficament i a partir del Re_{tub} en la **figura**.

La constant m es determina a partir del Re_t

$$Re_t < 2100 \rightarrow m = 0.25$$

$$Re_t > 2100 \rightarrow m = 0.14$$

8.2 Costat carcassa

11. Manual de càlculs

Es negligeixen les pèrdues de pressió per costat carcassa. S'han trobat referències a fulles d'especificacions de kettles-reboilers típics dient que la pèrdua de pressió per carcassa és nul·la (**veure bibliografia**).

9 DISSENY MECÀNIC

El disseny mecànic d'evaporadors es porta a terme de la mateixa manera que el de bescanviadors e carcassa i tubs.

9.1 Temperatura i pressió de disseny

9.1.1 Carcassa T_{ds} i P_{ds}

$$T_{ds} = T_{maxoperaci\acute{o}s} + 20^{\circ}C = 116^{\circ}C + 20^{\circ}C = 136^{\circ}C$$

$$P_{ds} = 1,1P_{maxoperaci\acute{o}s} = 1,1 \cdot 100 \text{ kPa} = 110 \text{ kPa}$$

9.1.2 Tubs T_{dt} i P_{dt}

$$T_{dt} = T_{maxoperaci\acute{o}t} + 20^{\circ}C = 300^{\circ}C + 20^{\circ}C = 320^{\circ}C$$

$$P_{dt} = 1,1P_{maxoperaci\acute{o}t} = 1,1 \cdot 100 \text{ kPa} = 110 \text{ kPa}$$

9.2 Espessor carcassa $t_{carcassa}$

S'aplica el codi ASME per a recipients horitzontals:

$$t_s = \frac{P_{ds}D_s}{SE + 0,4P_{ds}} = \frac{1,10 \text{ bar} \cdot 719 \text{ mm}}{1055 \text{ bar} \cdot 0,85 + 0,4 \cdot 1,10 \text{ bar}} = 0,9 \text{ mm}$$

$$t_{carcassa} = 1,1(t_s + 2) = 1,1 \cdot (0,9 \text{ mm} + 2 \text{ mm}) \approx 4 \text{ mm}$$

L'espessor mínim de la carcassa en els evaporadors també ve donat per la *British Standard 3274* en funció del diàmetre de carcassa i del material de construcció.

Taula 11.10.14.- Diàmetre mínim de carcassa segons la *British Standard 3274*

Diàmetre (mm)	Acer al carboni (mm)	Acer inoxidable (mm)
152	7,1	3,2

11. Manual de càlculs

203-305	9,3	3,2
330-737	9,5	4,8
762-911	11,1	6,4
1016-1524	12,7	7,9

En el cas de l'evaporador EV-501 s'obté un diàmetre mínim de 4,8 mm. S'atribueix el valor obtingut més gran a l'espessor de la carcassa. En el cas de l'evaporador EV-501 el valor obtingut de la **taula** és l'escollit.

$$t_{\text{carcassa}} = 4,8 \text{ mm}$$

9.3 Espessor i longitud del capçal $t_{\text{capçal}}$ i $L_{\text{capçal}}$

Els capçals de tots els evaporadors d'aquesta planta són toriesfèrics de tipus Klopper.

$$t_c = \frac{P_{ds} R_s M}{2SE - 0,2P_{ds}} = \frac{1,1 \text{ bar} \cdot \frac{719 \text{ mm}}{2} \cdot 1,54}{2 \cdot 1055 \text{ bar} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 1,1 \text{ bar}} \approx 0,4 \text{ mm}$$

On M es pren com a 1,54 suposant que la relació R/r és de 10.

Com amb la carcassa, es sobredimensiona l'espessor obtingut un 10% i s'afegeixen 2 mm per corrosió

$$t_{\text{capçal}} = 1,1(t_c + 2) = 1,1 \cdot (0,4 \text{ mm} + 2 \text{ mm}) \approx 3 \text{ mm}$$

De nou els espessors del capçal i de la carcassa han de ser iguals. En cas d'obtenir valors d'espessor diferents s'atribueix el valor superior a l'espessor dels dos components.

$$t_{\text{capçal}} = 4,8 \text{ mm}$$

La longitud del capçal es determina a partir de les següents equacions:

$$h_1 = 3,5 t_{\text{capçal}} = 3,5 \cdot 4,8 \text{ mm} = 16,8 \text{ mm}$$

$$h_2 = 0,1935 R_s - 0,455 t_{\text{capçal}} = 0,1935 \cdot \frac{719 \text{ mm}}{2} - 0,455 \cdot 4,8 \text{ mm} = 67,4 \text{ mm}$$

$$L_{\text{capçal}} = h_1 + h_2 = 16,8 \text{ mm} + 67,4 \text{ mm} \approx 83 \text{ mm}$$

11. Manual de càlculs

9.4 Longitud del bescanviador de calor

$$L_{bescanviador} = L + 2L_{capçal} = 3,25 \text{ m} + 2 \cdot 83 \text{ mm} = 3,42 \text{ m}$$

9.5 Massa del bescanviador

9.5.1 Massa del capçal

$$V_i = 0,08089 D_s^3 = 0,08089 \cdot (719 \text{ mm})^3 = 0,030 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} V_e &= 0,08089 [(D_s + 2t_{carcassa})^2 - D_s^2] \cdot L \\ &= 0,08089 \cdot [(719 \text{ mm} + 2 \cdot 4,8 \text{ mm})^2 - (719 \text{ mm})^2] = 0,031 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$V_{paretcapçal} = V_e - V_i = 0,031 \text{ m}^3 - 0,030 \text{ m}^3 = 1 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$M_{capçal} = V_{paretcapçal} \cdot \rho_{SS304L} = 1 \cdot 10^{-3} \cdot 7030 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 8,58 \text{ kg}$$

9.5.2 Massa del cilindre

$$\begin{aligned} M_{cilindre} &= \frac{\pi}{4} [(D_s + 2t_{carcassa})^2 - D_s^2] \cdot L \cdot \rho_{SS304L} \\ &= \frac{\pi}{4} [(719 \text{ mm} + 2 \cdot 4,8 \text{ mm})^2 - (719 \text{ mm})^2] \cdot 3,25 \text{ m} \cdot 7030 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \\ &= 249,37 \text{ kg} \end{aligned}$$

9.5.3 Massa dels tubs

$$\begin{aligned} M_{tubs} &= N_t \frac{\pi}{4} [(D_s + 2t_{tub})^2 - D_s^2] L \rho_{SS304L} \\ &= 23 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot [(719 \text{ mm} + 2 \cdot 2,1 \text{ mm})^2 - (719 \text{ mm})^2] \cdot 3,25 \text{ m} \\ &\quad \cdot 7030 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 125,37 \text{ kg} \end{aligned}$$

9.5.4 Massa del bescanviador

$$\begin{aligned} M_{bescanviador} &= M_{capçal} + M_{cilindre} + M_{tubs} = 8,58 \text{ kg} + 249,37 \text{ kg} + 125,37 \text{ kg} \\ &= 383,32 \text{ kg} \end{aligned}$$

11. Manual de càlculs

9.5.5 Massa del bescanviador ple d'aigua

$$V_{interiortubs} = \frac{\pi}{4} D_i^2 L N_t = \frac{\pi}{4} \cdot (33,9 \text{ mm})^2 \cdot 3,25 \text{ m} \cdot 23 = 0,067 \text{ m}^3$$

$$V_{exteriortubs} = \frac{\pi}{4} D_e^2 L N_t = \frac{\pi}{4} \cdot (38,1 \text{ mm})^2 \cdot 3,25 \text{ m} \cdot 23 = 0,085 \text{ m}^3$$

$$V_{carcassa} = \frac{\pi}{4} D_s^2 L_{carcassa} = \frac{\pi}{4} \cdot (719 \text{ mm})^2 \cdot 3,25 \text{ m} = 1,387 \text{ m}^3$$

$$V_{espai} = V_{carcassa} - V_{exteriortub} = 0,184 \text{ m}^3 - 0,026 \text{ m}^3 = 1,303 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} M_{H_2O} &= \rho_{H_2O} (V_{espai} + V_{interiortubs}) = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot (1,303 \text{ m}^3 + 0,067 \text{ m}^3) \\ &= 1370,09 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$M_{bescanviadorH_2O} = M_{bescanviador} + M_{H_2O} = 383,32 \text{ kg} + 1370,09 \text{ kg} = 1753,41 \text{ kg}$$

9.5.6 Massa del bescanviador en operació

$$\begin{aligned} M_{fluids} &= V_{espai} \rho_s + V_{interiortubs} \rho_t = 1,303 \text{ m}^3 \cdot 773,64 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} + 0,067 \text{ m}^3 \cdot 775 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \\ &= 1060,05 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M_{bescanviadoroperació} &= M_{fluids} + M_{bescanviador} = 1060,05 \text{ kg} + 383,32 \text{ kg} \\ &= 1443,37 \text{ kg} \end{aligned}$$

Bescanviador de doble tub

S'usa com a exemple de càlcul el bescanviador de doble tub DT-501 en el qual s'evapora i s'escalfa de 40 a 80°C el MIC procedent de la torre de destil·lació TD-402 amb oli tèrmic HR. Les dades completes del bescanviador es troben a l'apartat.

En primer lloc cal decidir quin fluid circula pel tub interior i quin pel tub anular. En el tub interior sol circular el fluid calent mentre que el fluid fred circula pel tub anular. En el cas del bescanviador de doble tub DT-501 l'oli tèrmic HR circula per l'interior mentre que el MIC ho fa per la zona anular.

1 BALANÇ TÈRMIC

11. Manual de càlculs

$$\begin{aligned} q &= m_i C p_i (t_1 - t_2) = m_e C p_e (T_2 - T_1) + m_e \lambda_e = m_i \cdot 612,95 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}} \cdot 1\text{K} \\ &= 0,13 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 73,04 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}} \cdot 40\text{K} + 0,13 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 29177 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \\ &= 71,69 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$m_i = 0,47 \text{ kg/s}$$

2 DTML

$$DTML(\text{contracorrent}) = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = 239,4 \text{ K}$$

$$DTML(\text{paral} \cdot \text{lel}) = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = 239,3 \text{ K}$$

En contracorrent:

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1$$

En paral·lel:

$$\Delta T_1 = T_1 - t_1$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_2$$

En el cas del bescanviador de doble tub DT-501 s'escull circulació en contracorrent ja que és la configuració que dóna el valor de DTML més gran.

3 CARACTERÍSTIQUES DELS TUBS

Els tubs s'escullen de la següent taula:

Taula 11.10.15.- Dades de canonades normalitzades d'acer.

11. Manual de càlculs

Tamaño nominal de tubería pulg	Diámetro exterior cm	Núm. de catálogos	Espesor de pared cm	Diámetro interior cm	Área de la sección transversal de metal cm²	Área de la sección interior dm²	Circunferencia m, o superficie m²/m de longitud		Capacidad para la velocidad de 1 m/seg litros/min	Peso de tubería kg/m
							Exterior	Interior		
1/4	1,029	40	0,173	0,683	0,465	0,00372	0,0323	0,0215	2,198	0,36
1/4	1,372	80	0,241	0,546	0,600	0,00232	0,0323	0,0172	1,403	0,46
1/4	1,372	40	0,224	0,925	0,806	0,00669	0,0430	0,0290	4,032	0,63
1/4	1,372	80	0,302	0,767	1,013	0,00465	0,0430	0,0241	2,772	0,80
3/8	1,715	40	0,231	1,252	1,077	0,01236	0,0540	0,0393	7,387	0,85
3/8	1,715	80	0,320	1,074	1,400	0,00910	0,0540	0,0338	5,436	1,10
1/2	2,134	40	0,277	1,580	1,613	0,01960	0,0671	0,0497	11,76	1,27
1/2	2,134	80	0,373	1,387	2,065	0,01514	0,0671	0,0436	9,066	1,62
3/4	2,667	40	0,287	2,093	2,148	0,03447	0,0838	0,0658	20,64	1,68
3/4	2,667	80	0,391	1,885	2,794	0,02787	0,0838	0,0391	16,74	2,19
1	3,340	40	0,338	2,664	3,187	0,05574	0,1049	0,0838	33,44	2,50
1	3,340	80	0,455	2,431	4,123	0,04636	0,1049	0,0762	27,83	3,23
1 1/4	4,216	40	0,356	3,505	4,310	0,09662	0,1326	0,1100	57,89	3,38
1 1/4	4,216	80	0,485	3,246	5,684	0,08277	0,1326	0,1021	49,65	4,47
1 1/2	4,826	40	0,368	4,089	5,161	0,13136	0,1515	0,1283	78,79	4,05
1 1/2	4,826	80	0,508	3,810	6,897	0,11380	0,1515	0,1198	68,41	5,40
2	6,033	40	0,391	5,250	6,935	0,21646	0,1896	0,1649	129,9	5,43
2	6,033	80	0,554	4,925	9,529	0,19045	0,1896	0,1548	114,3	7,47
2 1/2	7,303	40	0,516	6,271	10,99	0,30861	0,2295	0,2054	185,3	8,62
2 1/2	7,303	80	0,701	5,900	14,54	0,27331	0,2295	0,1853	164,0	11,40
3	8,890	40	0,549	7,793	14,37	0,47658	0,2792	0,2448	286,2	11,28
3	8,890	80	0,762	7,366	19,46	0,42613	0,2792	0,2313	255,7	15,25
3 1/2	10,16	40	0,574	9,012	17,29	0,63822	0,3191	0,2832	382,7	13,56
3 1/2	10,16	80	0,808	8,545	23,73	0,57319	0,3191	0,2685	344,1	18,62
4	11,43	40	0,602	10,226	20,45	0,82124	0,3591	0,3213	492,8	16,06
4	11,43	80	0,856	9,718	28,45	0,74190	0,3591	0,3054	445,0	22,29
5	14,13	40	0,655	12,819	27,74	1,29131	0,4438	0,4026	774,4	21,76
5	14,13	80	0,953	12,225	39,42	1,1733	0,4438	0,3841	704,3	30,92
6	16,83	40	0,711	15,405	36,00	1,8636	0,5285	0,4840	1118	28,23
6	16,83	80	1,097	14,633	54,19	1,6815	0,5285	0,4596	1009	42,52
8	21,91	40	0,818	20,272	54,17	3,2274	0,6882	0,6367	1937	42,49
8	21,91	80	1,270	19,368	82,32	2,9459	0,6882	0,6084	1768	64,57
10	27,31	40	0,927	25,451	76,84	5,0863	0,8577	0,7986	3053	60,24
10	27,31	80	1,509	24,287	122,3	4,5688	0,8577	0,7629	2780	95,84
12	32,39	40	1,031	30,323	101,6	7,2211	1,0174	0,9540	4333	79,71
12	32,39	80	1,748	28,890	168,2	6,5550	1,0174	0,9083	3933	131,8

Després de varies iteracions el tubs interior i anular presenten les següents característiques.

- Tub exterior:

$D_e=88,9$ mm

$\Delta X=3,9$ mm

$D_i=73,7$ mm

- Tub interior:

$d_e=33,4$

$\Delta x=3,6$ mm

$d_i=26,7$

4 Velocitat de circulació

Cal determinar que els fluids circulen a velocitats compreses dintre dels rangs típics.

Taula 11.10.16.- Velocitats típiques de fluid per tub.

Velocitats típiques (m/s)

11. Manual de càlculs

Líquid	1-2
Gas a alta pressió	5-10
Gas a pressió atmosfèrica	10-30
Gas al buit	50-70

$$v_e = \frac{m_e}{\rho_e A_{pase}} = \frac{m_e}{\rho_e \left(\frac{\pi}{4} (D_i - d_i)^2 \right)} = \frac{10,13 \frac{kg}{s}}{2,10 \frac{kg}{m^3} \cdot \left(\frac{\pi}{4} \cdot (73,7mm - 26,7mm)^2 \right)} = 47,7 \frac{m}{s}$$

$$v_i = \frac{m_i}{\rho_i A_{pasi}} = \frac{m_e}{\rho_i \frac{\pi}{4} d_i^2} = \frac{10,13 \frac{kg}{s}}{760 \frac{kg}{m^3} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (26,7mm)^2} = 1,1 \frac{m}{s}$$

En el cas del bescanviador de doble DT-501 es dóna per vàlida la velocitat del fluid exterior obtinguda.

5 COEFICIENT INDIVIDUAL DE TRANSMISSIÓ DE CALOR

5.1 Tub exterior

$$Re_e = \frac{(D_i - d_i) v_e \rho_e}{\mu_e} = \frac{(73,7mm - 26,7mm) \cdot 47,7 \frac{m}{s} \cdot 2,10 \frac{kg}{m^3}}{10^{-5} \frac{kg}{m \cdot s}} = 4,04 \cdot 10^5$$

$$Pr_e = \frac{C p_e \mu_e}{k_e} = \frac{73,04 \frac{kJ}{kmol \cdot K} \cdot 10^{-5}}{0,02 \frac{W}{m \cdot K}} = 0,64$$

Per a determinar el coeficient individual de transmissió de calor per al fluid circulant per la zona anular s'usa l'equació de Monrad i Pelton.

$$Nu_e = 0,02 Re_e^{0,8} Pr_e^{\frac{1}{3}} \left(\frac{D_i}{d_i} \right)^{0,53}$$

11. Manual de càlculs

$$\begin{aligned}h_e &= \frac{k_e}{D_i - d_i} \cdot 0,02 Re_e^{0,8} Pr_e^{\frac{1}{3}} \left(\frac{D_i}{d_i}\right)^{0,53} \\&= \frac{0,02 \frac{W}{m K}}{73,7mm - 26,7mm} \cdot 0,02 \cdot (4,04 \cdot 10^5)^{0,8} \cdot 0,64^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{73,7}{26,7}\right)^{0,53} \\&= 398 \frac{W}{m^2 K}\end{aligned}$$

5.2 Tub interior

$$\begin{aligned}Re_i &= \frac{d_i v_i \rho_i}{\mu_i} = \frac{26,7mm \cdot 1,1 \frac{m}{s} \cdot 760 \frac{kg}{m^3}}{3,2 \cdot 10^{-4} \frac{kg}{m s}} = 6,99 \cdot 10^4 \\Pr_i &= \frac{Cp_i \mu_i}{k_i} = \frac{612,95 \frac{kJ}{kmol K} \cdot 3,2 \cdot 10^{-4}}{0,09 \frac{W}{m K}} = 8,74\end{aligned}$$

Per a determinar el coeficient individual de transmissió de calor per al fluid circulant pel tub interior s'usa l'equació de Monrad i Pelton.

$$\begin{aligned}Nu_i &= 0,02 Re_i^{0,8} Pr_i^{\frac{1}{3}} \left(\frac{D_i}{d_i}\right)^{0,53} \\h_i &= \frac{k_i}{d_i} \cdot 0,02 Re_i^{0,8} Pr_i^{\frac{1}{3}} \left(\frac{D_i}{d_i}\right)^{0,53} = \frac{0,09 \frac{W}{m K}}{26,7mm} \cdot 0,02 \cdot 6,99 \cdot 10^4 \cdot 8,74^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{73,7}{26,7}\right)^{0,53} \\&= 1860 \frac{W}{m^2 K}\end{aligned}$$

6 COEFICIENT GLOBAL DE TRANSMISSIÓ DE CALOR

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_e} + \frac{\Delta x}{k_{acer} \cdot \frac{D_{ml}}{d_i}} + \frac{d_i}{d_e} \frac{1}{h_i}$$

$$U = 1/\left(\frac{1}{398 \frac{W}{m^2 K}} + \frac{3,6mm}{17 \frac{W}{m K} \cdot \frac{\ln\left(\frac{33,4}{26,7}\right)}{26,7mm}} + \frac{26,7}{33,4} \cdot \frac{1}{1860 \frac{W}{m^2 K}}\right) = 353 \frac{W}{m^2 K}$$

11. Manual de càlculs

7 ÀREA DE BESCANVI, LONGITUD DEL BESCANVIADOR I NOMBRE DE FORQUES

$$A = \frac{q}{U DTML} = \frac{71,69kW}{353 \frac{W}{m^2K} \cdot 239,4 K} = 0,85 m^2$$

$$L = \frac{A}{\pi d_e} = \frac{0,85m^2}{\pi \cdot 33,4mm} = 8,08 m$$

El nombre de forques d'un bescanviador de doble tub equival al nombre de girs. La longitud habitual d'un bescanviador de doble tub està compès entre 4 i 6 m, aleshores el bescanviador DT-501 tindrà 1 forca.

8 PÈRDUA DE PRESSIÓ

8.1 Tub exterior

$$\begin{aligned} \Delta P_e &= \rho_e \left(4jfe \cdot \frac{L}{D_e} \cdot \frac{v_e^2}{2} + n_f \cdot \frac{v_e^2}{2} \right) \\ &= 2,10 \frac{kg}{m^3} \cdot (4 \cdot 2 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{8,08m}{88,9mm} \cdot \frac{(47,73 \frac{m}{s})^2}{2} + 2 \cdot \frac{(47,73 \frac{m}{s})^2}{2}) \\ &= 8,93 \frac{kN}{m^2} \end{aligned}$$

8.2 Tub interior

$$\Delta P_i = jfi \cdot \frac{L}{d_i} \cdot v_i^2 \cdot \rho_i = 3 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{8,08m}{26,7mm} \cdot 1,10m^2 \cdot 960 \frac{kg}{m^3} = 4,53 \frac{kN}{m^2}$$

Tant jfe com jfi es determinen amb la **figura** a partir del nombre de Reynolds corresponent.

Els límits de pèrdua de pressió són els mateixos que en els bescanviadors de carcassa i tubs i els evaporadors.

11. Manual de càlculs

Taula 11.10.17.- Límits de pèrdues de pressió

	Límit de pèrdua de pressió (kN/m ²)
Líquid amb $\mu < 1$ cP	35
Líquid amb $1 \text{ cP} < \mu < 10 \text{ cP}$	70
Gas a buit elevat	0.8
Gas a buit mitjà	$0.1 P_{\text{absoluta}}$
Gas de 1 a 2 bar	$0.5 P_{\text{manomètrica}}$
Gas a més de 10 bar	$0.1 P_{\text{manomètrica}}$

9 DISSENY MECÀNIC

9.1 Temperatures i pressions de disseny

9.1.1 Tub exterior

$$Td_e = Top_e + 20^\circ\text{C} = 80^\circ\text{C} + 20^\circ\text{C} = 100^\circ\text{C}$$

$$Pd_e = Pop_e \cdot 1,1 = 100 \text{ kPa} \cdot 1,1 = 110 \text{ kPa}$$

9.1.2 Tub interior

$$Td_i = Top_i + 20^\circ\text{C} = 300^\circ\text{C} + 20^\circ\text{C} = 320^\circ\text{C}$$

$$Pd_i = Pop_i \cdot 1,1 = 100 \text{ kPa} \cdot 1,1 = 110 \text{ kPa}$$

9.2 Massa de l'equip

$$\begin{aligned} M_i &= \frac{\pi}{4} \cdot ((d_i + 2\Delta x)^2 - d_i^2) \cdot L \cdot \rho_{ss304L} \\ &= \frac{\pi}{4} \cdot ((26,7\text{mm} + 2 \cdot 3,6\text{mm})^2 - 26,7^2\text{mm}^2) \cdot 8,08 \text{ m} \cdot 7030 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \\ &= 19,19 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M_e &= \frac{\pi}{4} \cdot ((D_i + 2\Delta X)^2 - D_i^2) \cdot L \cdot \rho_{ss304L} \\ &= \frac{\pi}{4} \cdot ((73,7\text{mm} + 2 \cdot 3,9\text{mm})^2 - 73,7^2\text{mm}^2) \cdot 8,08 \text{ m} \cdot 7030 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \\ &= 26,03 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$M = M_i + M_e = 19,19 \text{ kg} + 26,03 \text{ kg} = 45,22 \text{ kg}$$

11. Manual de càlculs

9.3 Massa de l'equip ple d'aigua

$$V_e = \pi \cdot \left(\frac{D_i}{2}\right)^2 \cdot L = \pi \cdot \left(\frac{73,7\text{mm}}{2}\right)^2 \cdot 8,08\text{ m} = 0,034\text{ m}^3$$

$$V_i = \pi \cdot \left(\frac{d_i}{2}\right)^2 \cdot L = \pi \cdot \left(\frac{26,7\text{mm}}{2}\right)^2 \cdot 8,08\text{ m} = 0,004\text{ m}^3$$

$$V_{ei} = \pi \cdot \left(\frac{d_e}{2}\right)^2 \cdot L = \pi \cdot \left(\frac{33,4\text{mm}}{2}\right)^2 \cdot 8,08\text{ m} = 0,007\text{ m}^3$$

$$V_a = V_e - V_{ei} = 0,034\text{ m}^3 - 0,007\text{ m}^3 = 0,027\text{ m}^3$$

$$M_{H2O} = \rho_{H2O} \cdot (V_a + V_i) = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot (0,027\text{ m}^3 + 0,004\text{ m}^3) = 31,86\text{ kg}$$

$$M_{eH2O} = M + M_{H2O} = 45,22\text{ kg} + 31,86\text{ kg} = 77,08\text{ kg}$$

9.4 Massa de l'equip en operació

$$M_{liq} = \rho_e V_a + \rho_i V_i = 2,10 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,027\text{ m}^3 + 760 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,004\text{ m}^3 = 3,48\text{ kg}$$

$$M_{op} = M + M_{liq} = 45,22\text{ kg} + 3,48\text{ kg} = 48,70\text{ kg}$$

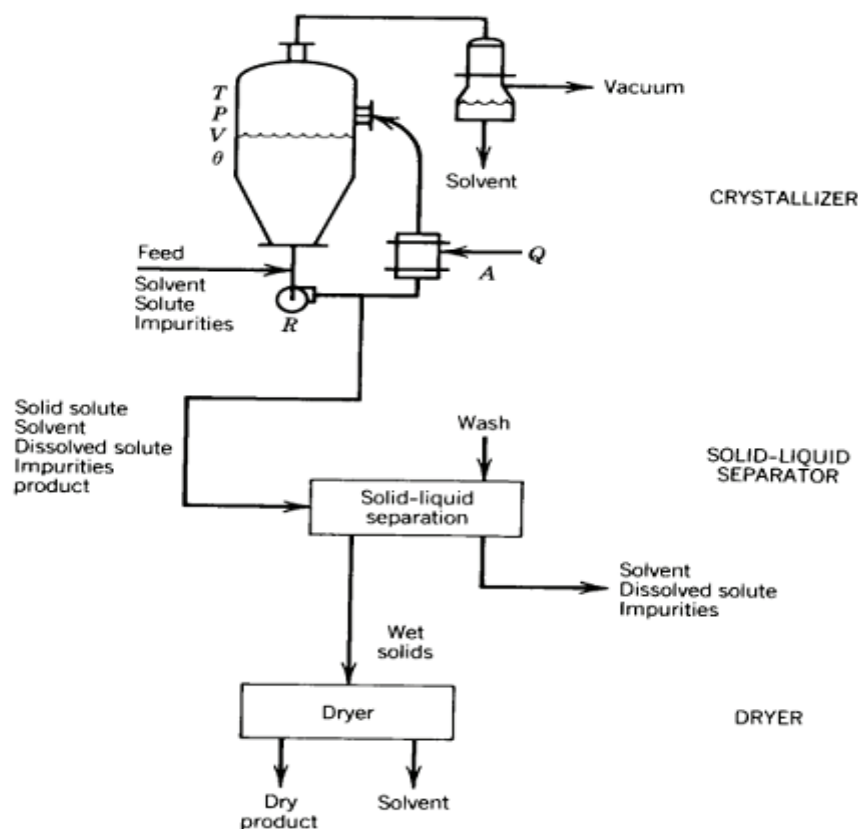
PURIFICACIÓ

Els passos de purificació del producte final s'explicaran en els apartats 11.11, 11.12, 11.13 i 11.14.

La purificació del procés de producció de Sevin® consta d'una sèrie de dos cristal·litzadors, d'un separador sòlid-líquid, en aquest cas, d'una centrífuga i d'un assecatge.

La cristal·lització és una operació de transferència de matèria en la que es produeix la formació d'un sòlid a partir d'una fase homogènia. Aquesta destaca sobre altres processos de separació pel seu potencial per combinar purificació i producció de partícules en un sol procés. A més a més, presenta altres avantatges com la dificultat de que molècules d'impuresa quedin atrapades en el nucli del cristall, permet la possibilitat de controlar la forma del cristall fent que aquesta quedi definida. També precisa menys energia que en altres mètodes. Per altra banda, presenta la desavantatge que necessita emprar equips addicionals per retirar el solut restant de les aigües mares (solució de la que s'obté un precipitat), com ho són el separador sòlid-líquid i un asseccador.

D'aquesta forma, es pot veure de forma més esquematitzada el procés de cristal·lització complet en la següent figura.



11.11. Cristal·lització

11.11.1. Introducció

Es fa ús d'una sèrie de dos cristal·litzadors per tal de produir el sòlid blanc cristal·lí que és el carbaril per assolir la producció demanada en aquest projecte.

Per a realitzar la cristal·lització es parteix d'una dissolució saturada de la substància que es desitja obtenir com a sòlid cristal·lí. Concretament, es té per a aquest procés una dissolució de carbaril dissolt amb toluè i amb α -naftol no reaccionat del R-501 que prové de la torre de destil·lació TD-501.

El procés de cristal·lització té lloc en dues etapes. La primera d'elles consisteix en la formació del cristall i rep el nom de nucleació. La segona correspon al creixement del cristall. La força impulsora d'ambdues etapes, és la sobresaturació, de forma que ni la nucleació ni el creixement tindran lloc en una solució saturada o insaturada, sinó quan es produeixi una disminució en la solubilitat de la substància a cristal·litzar, és a dir, hi tingui lloc una sobresaturació, en aquest cas, de carbaril.

La sobresaturació depèn de la corba de solubilitat de la substància que es vol cristal·litzar. A continuació s'observa un diagrama de solubilitat teòric.

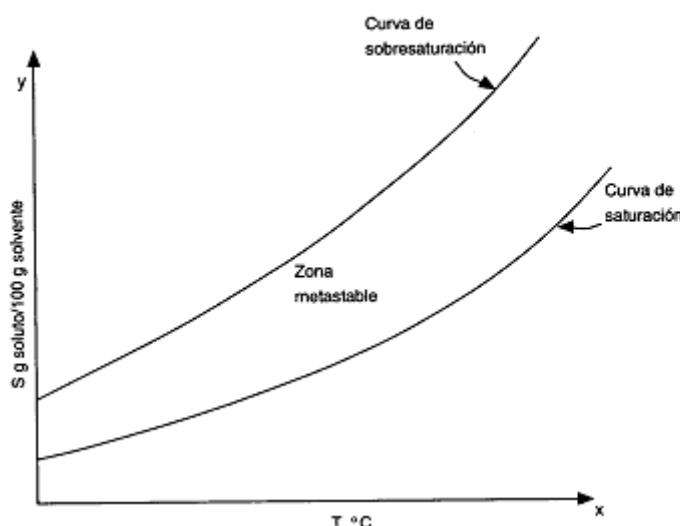


Figura11.11.1- Diagrama de solubilitat teòric.

S'observa en el diagrama dues zones. Una zona subsaturada i una altra zona sobresaturada. La zona subsaturada, correspon a la zona estable on no és possible la

11. Manual de càlculs

cristal·lització. La zona sobresaturada es divideix en una zona metastable, que aquesta està situada més a prop a la corba de solubilitat i implica que és improbable que hi hagi una cristal·lització espontània, però sí que existeix el creixement de cristalls si aquests ja estan presents en la dissolució i en una zona inestable on sí que és probable la cristal·lització.

Cal fer esment, que a raó del que s'ha explicat de la 11.11.1 si es tingués la corba de solubilitat d'aquest sistema, es podrien conèixer les dades d'equilibri i les condicions d'operació dels cristal·litzadors per a tenir una bona cristal·lització. Però, donat que l'aliment a tractar per a la cristal·lització consta de components poc comuns no s'ha trobat aquesta corba de solubilitat. Així, es decideix emprar unes dades d'equilibri cercades mitjançant suposicions i càlculs explicats en el balanç de matèria i unes condicions d'operació que corresponen a les cercades al "*The Use and Storage the Methylisocyanate*" que indica les que s'aplicaven a la planta de producció de Sevin® de Bhopal de la empresa Union Carbide. Essent aquestes de 65°C i 150 mmHg tal i com s'expliquen més endavant.

A més, es podria observar en el gràfic real, com la corba de sobresaturació, diferiria de la de solubilitat en la seva posició, ja que aquesta no és només una propietat del sistema, sinó també d'altres factors com el rang de refredament, el grau d'agitació i la presència de partícules estranyes.

La sobresaturació pot ser produïda per diferents processos, causant d'aquesta forma diferents tipus de cristal·lització, tal i com es mostra en la taula 11.11.1 següent.

Taula 11.11.1- Tipus bàsics de cristal·lització en funció de la sobresaturació produïda.

Tipus de Cristal·lització	Sobresaturació
Cristal·lització per refredament	Reducció de temperatura
Cristal·lització per evaporació	Evaporació de disolvent
Cristal·lització per reacció	Reacció química
Cristal·lització per salting-out	Adició d'una altra substància
Cristal·lització al buit	flashing i evaporació
Mètodes combinats	Combinació de mètodes anteriors

Concretament per a aquesta producció s'emprarà un cristal·litzador al buit. Aquests són els més moderns i utilitzen el refredament per evaporació adiabàtica per generar la sobresaturació. En la seva forma original i més senzilla, un cristal·litzador d'aquest tipus, és un recipient tancat en el que es manté el buit per mitjà d'un condensador, generalment amb l'ajuda d'una bomba de buit. L'alimentació s'introdueix com una dissolució saturada calenta, a una temperatura molt superior a la d'ebullició per la pressió existent en el cristal·litzador. Es manté un volum de magma, és a dir, una

11. Manual de càlculs

dissolució de mescla bifàsica formada per les aigües mares (solució de la que s'obté un precipitat) i els cristalls de totes les mides que conté el cristal·litzador, controlant el nivell del líquid i del sòlid que cristal·litza, mentre que el situat per sobre del magma s'utilitza per retirar el vapor i eliminar l'arrossegament. La dissolució d'alimentació es refreda espontàniament fins a la temperatura d'equilibri, ja que tant l'entalpia de refredament com la de cristal·lització apareixen com calor latent de vaporització i s'evapora part del dissolvent. La sobresaturació generada per refredament i evaporació dóna lloc a la nucleació i al creixement. El magma producte es retira del fons del cristal·litzador.

El rendiment teòric de cristalls es proporcional a la diferencia entre la concentració de l'alimentació i la solubilitat del solut a la temperatura d'equilibri.

En conseqüència al que s'ha esmentat, el procés de purificació de la sèrie de dos cristal·litzadors al buit, concretament a 150mmHg, refredaran amb una evaporació adiabàtica part del toluè de la mescla creant així la sobresaturació per que hi tingui lloc la cristal·lització del Carbaril. Es pren la decisió de fixar la temperatura d'entrada del primer cristal·litzador a 85°C i la del segon a 90°C per a tenir la temperatura d'entrada del aliment superior a la d'ebullició del toluè per a la pressió existent del cristal·litzador i aconseguir un refredament espontani fins a la temperatura d'equilibri. La qual, s'ha considerat que és de 65°C a raó de la dada bibliogràfica de les condicions d'operació que empraven a la planta de producció de Sevin® de Bhopal. Així doncs, 65°C, tal i com ja s'ha esmentat, correspon a la temperatura d'operació d'ambdós cristal·litzadors.

Finalment, es mostra una esquema de la sèrie de cristal·litzadors emprats.

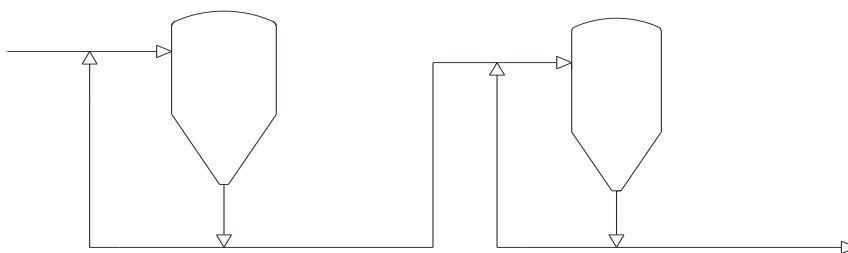


Figura 11.11.2- Esquema de la sèrie de cristal·litzadors emprada.

S'observa en la figura 11.11.2 que ambdós cristal·litzadors tenen una recirculació interna fixada en un 10% del cabal de sortida de cada un d'ells.

Aquesta recirculació es realitza a raó de mantenir la temperatura d'operació d'ambdós cristal·litzadors ja esmentada a fi de poder treballar de forma adiabàtica. A més, aquesta recirculació afavoreix l'agitació i evita l'acumulació de fins en el cristal·litzador.

11. Manual de càlculs

11.11.2. BALANÇ DE MATÈRIA

Per a realitzar el balanç de matèria del primer cristal·litzador en estat estacionari es considera que no hi ha acumulació ni generació i es suposa que en el cabal de vapor de toluè no hi haurà arrossegament del sòlid cristal·lí. Cal anotar, que el cabal de recirculació al ser tan sols d'un 10% no afecta considerablement al rendiment de cristal·lització, de forma que aquest es considera menyspreable. Així doncs, queda el següent balanç global:

$$F=V+L+S \quad (\text{Eq. 11.11.1})$$

On;

F, és el cabal del aliment en kg/h.

V, és el cabal de vapor en kg/h.

L, és el cabal de líquid en kg/h.

S, és el cabal de sòlid en kg/h.

Cal esmentar, que el cabal de líquid, tal i com s'ha esmentat en la introducció correspon al cabal de les aigües mares presents en el sistema de cristal·lització. Alhora, el cabal de sòlid, correspon al cabal dels cristalls formats en aquest procés. Ambdós cabals, formen el magma.

A partir del balanç global, es realitza el balanç per component:

$$F \cdot x_F = L \cdot x_L + S \cdot x_S + V \cdot x_V \quad (\text{Eq. 11.11.2})$$

On;

x_F , és la fracció massica del solut en el corrent de l'aliment (kg solut anhidre/kg aliment).

x_L , és la fracció massica del solut en el corrent líquid (kg solut anhidre/kg líquid).

x_S , és la fracció massica del solut en el corrent sòlid (kg solut anhidre/kg sòlid hidratat).

x_V , és la fracció massica del solut en el corrent de vapor (kg solut anhidre/kg vapor)

Cal esmentar, que a raó de fer-se pel solut a cristal·litzar el terme del corrent del vapor serà nul, ja que no hi haurà fracció massica d'aquest en ell.

La resolució de les equacions anteriors parteix del balanç de matèria de la torre de destil·lació TD-501. Amb aquest s'obté el cabal d'entrada al procés de cristal·lització i correspon a un total de 6540,90kg/h amb la composició següent:

11. Manual de càlculs

Taula 11.11.2- Composició de la dissolució d'aliment al cristal·litzador CR-501.

Composició del aliment			
	Tn/dia	kg/h	kmol/h
α-naftol	2,45	101,79	0,71
Toluè	115,76	4823,23	53,53
Carbaril	38,78	1615,88	8,031

A continuació, per a poder realitzar el balanç de matèria pel solut a cristal·litzar, és a dir, pel carbaril fent ús de l'equació 11.11.2, cal conèixer els valors de totes les fraccions màssiques anteriorment esmentades. Per una banda, cal cercar els valors de x_L i x_S . Aquestes es troben amb les dades d'equilibri d'aquesta dissolució les quals no ha estat possible cercar donat les característiques atípiques de la mescla, tal i com s'esmentava inicialment.

Per aquesta raó, en primer lloc, x_S , es considera 1, ja que es suposa que tan sols es formen cristalls anhidres de carbaril perquè si s'arriben a formar cristalls d'α-naftol aquests poden ser menyspreables. Aquesta suposició es fa a raó de les proporcions que es mostren en la taula 11.11.2 del Carbaril i l'α-naftol respecte el toluè present en la dissolució.

En segon lloc, x_L , com que no es pot cercar en la corba de solubilitat es pren el valor de la solubilitat de carbaril en toluè per calcular-la. A raó, de que amb aquesta solubilitat i amb la densitat del toluè s'obtenen els kg de solut anhidre per kg de líquid que defineixen la fracció màssica del solut en el corrent del líquid. Pel càlcul es fa ús de l'equació 11.11.3.

$$x_L = \frac{\text{solubilitat de carbaril en tolué (kg/L)}}{\text{densitat del tolué (kg/L)}} \quad (\text{Eq. 11.11.3})$$

On;

La solubilitat de carbaril en toluè està compresa entre 1-3% en pes. Per tal de plantejar el disseny en les pitjors condicions s'escull 3% en pes. La definició de % en pes correspondria a grams de carbaril per grams totals, però per a calcular x_L , es fa la suposició de que els grams de carbaril presents en el total són menyspreables, així doncs, la solubilitat del carbaril en toluè és de 0,03 g carbaril / g toluè.

La densitat del toluè és de 866,90kg/m³ en condicions normals.

Resolució de l'equació 11.11.3:

$$\begin{aligned} x_L &= \frac{0,03 \text{ kg carbaril / kg toluè} \cdot \rho \text{ toluè (kg/m}^3\text{)}}{\rho \text{ toluè (kg/m}^3\text{)}} \\ &= 0,03 \text{ kg solut anhidre/kg líquid} \end{aligned}$$

11. Manual de càlculs

Per altra banda, la fracció massica del solut en el cabal d'aliment, x_F es calcula fent ús de l'equació 11.11.4 i de les dades mostrades en la taula 11.11.2.

$$x_F = \frac{\text{Carbaril en l'aliment (kg/h)}}{\text{Cabal total d'aliment (kg/h)}} \quad (\text{Eq 11.11.4})$$

Resolució de l'equació 11.11.4:

$$x_F = \frac{1615,88 \text{ kg/h}}{6540,90 \text{ kg/h}} = 0,247 \approx 0,25 \text{ kg solut anhidre/kg aliment}$$

A més a més, és necessari pel balanç de matèria conèixer quina és la quantitat de dissolvent, és a dir, toluè evaporat. Per a poder conèixer aquest factor, es fa una suposició més basada en una simulació realitzada amb el programa de simulació Aspen HYSYS juntament amb la recerca bibliogràfica sobre la planta de producció de Sevin® que hi havia a Bhopal. Aquesta és que es considera que amb les condicions d'operació ja esmentades, 65°C i 150mmHg, s'evaporarà un 25% de toluè present en la dissolució.

Finalment, ja es poden resoldre els balanços anteriorment esmentats, fent un sistema d'equacions amb les equacions 11.11.1 i 11.11.2 amb L (aigües mares) i S (cristalls) com a incògnites. La resolució del balanç de matèria, pel cristal·litzador es mostra en la taula XX.

Resolució de les equacions 11.11.1 i 11.11.2:

$$F=V+L+S: 6540,90=(0,25 \cdot 4823,23)+L+S$$

$$F \cdot x_F = L \cdot x_L + S \cdot x_S + V \cdot x_V, \text{ Pel Carbaril: } 6540,90 \cdot 0,25 = L \cdot 0,03 + S \cdot 1 + 0,25 \cdot 4823,23 \cdot 0$$

Fent un sistema s'obté:

$$S = \frac{Fx_F - Fx_L + Vx_L}{x_S + x_L} = \frac{6540,90 \cdot 0,25 - 6540,90 \cdot 0,03 + (0,25 \cdot 4823,23) \cdot 0,03}{1 - 0,03} = 1500,85 \text{ kg/h}$$

$$L = F - V - S = 6540,90 - (0,25 \cdot 4823,23) - 1500,85 = 3834,24 \text{ kg/h}$$

11. Manual de càlculs

Taula 11.11.3.- Resolució del balanç de matèria per al primer cristal·litzador,, CR-501.

	Entrada(kg/h)	x_F (kg/kg)	V (kg/h)	x_v (kg/kg)	S (kg/h)	x_s (kg/kg)	L (kg/h)	x_L (kg/kg)
Toluè	4823,23	0,74	1205,81	1,00	0,00	0,00	3617,42	0,94
α -Naftol	101,79	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	101,79	0,03
Carbaril	1615,88	0,25	0,00	0,00	1500,85	1,00	115,03	0,03
TOT	6540,90	1,00	1205,81	1,00	1500,85	1,00	3834,24	1,00

Amb la resolució que es mostra a la taula anterior es fa el càlcul del rendiment del cristal·litzador amb l'equació 11.11.5.

$$\eta = \frac{S \cdot X_s}{F \cdot X_f} \cdot 100 \quad (Eq \ 11.11.5)$$

Resolució de l'equació 11.11.5:

$$\eta = \frac{1500,85 \cdot 1}{6540,90 \cdot 0,25} \cdot 100 = 93\%$$

Es considera augmentar l'eficàcia del procés de cristal·lització per tal de garantir la producció demanada en el projecte i la seva puresa, donat que al final del procés de purificació una part de l' α -naftol quedarà com a impuresa i així es pot garantir que aquestes impureses no superin el 2%.

Per tal d'augmentar el rendiment de cristal·lització d'aquest procés, es proposa situar un segon cristal·litzador en sèrie al primer, tal i som s'ha esmentat anteriorment. Així doncs, es realitza de nou el balanç de matèria explicat inicialment en aquest punt pel primer cristal·litzador. A diferència, el cabal d'entrada per a aquest segon cristal·litzador correspon al de sortida del primer cristal·litzador. Aquestes dades són les que es mostren en la anterior taula 11.11.2. A més a més, és important mencionar també que per a aquest segon cristal·litzador, la x_L , és a dir, la fracció màssica de solut en el corrent líquid hauria de variar però, degut a la falta de les dades d'equilibri i sabent que aquesta variarà molt poc es suposa que es la mateixa que per al primer cristal·litzador. Per últim, cal dir que tal i com passava pel primer cristal·litzador, la recirculació es considera menyspreable ja que no afecta considerablement al rendiment del procés de cristal·lització.

La resolució d'aquest balanç es mostra en la següent taula.

11. Manual de càlculs

Taula 11.11.4.- Resolució del balanç de matèria per al segon cristal·litzador, CR-502.

	Entrada(kg/h)	x_F (kg/kg)	V (kg/h)	x_v (kg/kg)	S (kg/h)	x_s (kg/kg)	L (kg/h)	x_L (kg/kg)
Toluè	3617,42	0,68	904,36	1,00	0,00	0,00	2713,07	0,93
α -Naftol	101,79	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	101,79	0,04
Carbaril	1615,88	0,30	0,00	0,00	1528,82	1,00	87,06	0,03
TOT	5335,09	1,00	904,36	1,00	1528,82	1,00	2901,91	1,00

Per a aquesta sèrie s'obté a través de l'equació 11.11.5: $\eta=95\%$.

Amb aquest rendiment, s'aconsegueix que la puresa del producte d'aquest procés sigui com a mínim del 98%.

Per últim, cal esmentar que ambdós cabals de toluè evaporat corresponents a cada un dels cristal·litzadors es recircula al M-502 per tal d'evitar perdre solvent, és a dir, estalvi econòmic a més d'intentar evitar un residu.

11.11.3. Disseny mecànic

El disseny mecànic de la sèrie de cristal·litzadors parteix de la dada bibliogràfica cercada al Perry's Chemical Engineers pàgina 1673 del temps de residència on s'esmenta que teòricament va de 2 a 6 hores. Així doncs, s'escull un temps de residència de 5 hores per a cada un dels cristal·litzadors. Aquesta decisió es pren a raó d'assegurar la cristal·lització.

Ahora, es coneix el cabal d'entrada a cada un dels cristal·litzadors a través del càlcul del balanç de matèria realitzat en cada un d'ells tal i com s'ha mostrat en les taules 11.11.3 i 11.11.4.

Així doncs, amb l'equació 11.11.6, es pot trobar el volum necessari del cristal·litzador.

$$V = Q \cdot \tau \quad (Eq \ 11.11.6)$$

On,

V és el volum necessari del cristal·litzador en m^3 .

Q, és el cabal d'entrada al cristal·litzador en m^3/h .

τ , és el temps de residència en hores.

Resolució de l'equació 11.11.6 pel primer cristal·litzador de la sèrie:

$$V = (\sum 1/\rho_j(kg/m^3)) \cdot Q_j(kg/h) \cdot 5h = 35m^3$$

11. Manual de càlculs

On, fent ús de les taules de l'apartat 12 es mostren les densitats dels compostos de la mescla per a les condicions d'entrada al primer cristal·litzador, és a dir, 85°C i 1 atm, es completa el càlcul anterior:

$$V = (1/806,8 \text{ kg/m}^3) \cdot 4823,23(\text{kg/h}) + (1/797,5 \text{ kg/m}^3) \cdot 101,79(\text{kg/h}) \\ + (1/1115 \text{ kg/m}^3) \cdot 1615,88(\text{kg/h}) \cdot 5h = 38\text{m}^3$$

Emprant la mateixa equació amb les dades pertinents pel segon cristal·litzador, s'obté per aquest un volum necessari de 30,5m³.

A continuació, per tal de sobredimensionar el cristal·litzador com a mínim un 15%, es fixen les dimensions del diàmetre del cilindre (D), de l'alçada del cilindre (H), del diàmetre d'obertura del cristal·litzador (d), de l'angle que forma la pendent del con amb la vertical (α) i de l'alçada del capçal (h').

Un cop fixades aquestes dimensions es procedeix a la resolució de les equacions per a obtenir el volum del cilindre, el volum del con, l'alçada del con (h) i el percentatge de volum ocupat del cristal·litzador respectivament per a completar el disseny d'aquests equips.

A més es fa ús de l'equació 11.11.7 per a cercar el radi del capçal toriesfèric.

$$rk = \frac{D}{16} \quad (\text{Eq 11.11.7})$$

On,

r_k , és radi del capçal toriesfèric en m.

D, és el diàmetre del cilindre en m.

Els paràmetres esmentats s'observen amb la seva nomenclatura corresponent en la següent figura 11.11.3.

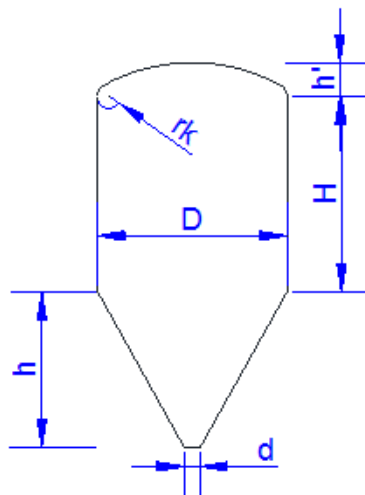


Figura 11.11.3.- Paràmetres de disseny del cristal·litzador.

11. Manual de càlculs

Seguint l'exemple de càlcul a més de la resolució de l'equació 11.11.7, on per exemple pel primer cristal·litzador correspon al càlcul següent:

$$rk = \frac{D}{16} = \frac{3,5}{16} = 0,2 \text{ m}$$

La resolució del dimensionament gràcies a la resolució de les anteriors equacions juntament amb els paràmetres fixats inicialment es mostren per a cada un dels dos cristal·litzadors a continuació.

Taula 11.11.5.- Dimensionament dels cristal·litzadors.

	CR-501	CR-502
D (m)	3,5	3
H (m)	3,5	4
D (m)	0,3	0,3
α (°)	30°	30°
tan (α)	0,6	0,6
h' (m)	0,6	0,5
h (m)	2,8	2,3
rk (m)	0,2	0,2
V cilindre (m ³)	33,7	28
V fons superior (m ³)	3,5	2,2
V fons inferior (m ³)	9,7	6,1
V total (m ³)	47	37
V necessari cristal·litzador (m ³)	38	30,5
% Volum ocupat	80%	83%

Amb aquest disseny s'aconsegueix un sobredimensionament del 20% al CR-501 i del 17% al CR-502. Aquest, es major al 15% en ambdós cristal·litzadors, el qual es considera adequat per assegurar que la cristal·lització hi tingui lloc adequadament si hi ha adversitats.

Per últim, per normativa, es proposa un sistema de venteig en ambdós cristal·litzadors per tal de tenir un sistema d'alleujament en cas d'emergència.

11. Manual de càlculs

11.11.4. Aïllament

Donat que la sèrie de cristal·litzadors treballen a una temperatura superior a la temperatura ambient, per a seguretat dels treballadors, aquests han de estar aïllats.

Aquest aïllament, a més, és una altra mesura per mantenir la temperatura d'operació d'ambdós cristal·litzadors, ja que d'aquesta forma s'evitarà la transferència de calor amb l'ambient.

Així doncs, es dissenya un aïllament de llana de roca degut a les seves propietats aïllants pels CR-501 i CR-502 mitjançant la resolució de les dades que es mostren a la taula 11.11.6.

Taula 11.11.6.- Dades del disseny del sistema d'aïllament.

Dades Generals	CR-501	CR-502
$T_{\text{fluid}} (^{\circ}\text{C})$	65	65
$T_{\text{ext}} (^{\circ}\text{C})$	27	27
$\lambda_{\text{acer}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	15	15
$\lambda_{\text{aïllant}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	0,04	0,04
$h_{\text{ext}} (\text{W/m } ^{\circ}\text{C})$	30	30
$r_1 (\text{m})$	1,75	1,5
$r_2 (\text{m})$	1,766	1,516
$t_{\text{aïllant}} (\text{mm})$	50	50
$r_3 (\text{m})$	1,816	1,566
$P (\text{W})$	2297,9	1977,2
$T_{\text{paret tanc}} (^{\circ}\text{C})$	28	28

11. Manual de càlculs

11.11.5. Agitació

El cristal·litzador no operarà satisfactòriament si el magma no està ben agitat amb el fi de que s'igualin els gradients de concentració i temperatura, així com també, la suspensió dels cristalls. Per aquesta raó es dissenya un agitador per a cada un dels cristal·litzadors de la sèrie que es té en el procés de purificació d'aquest procés ja que no es coneix quin és el grau d'agitació que aportarà la recirculació i així s'assegura una bona agitació al sistema.

Per a dissenyar aquesta agitació, es resolen les equacions 11.3.1 fins a la 11.3.8. A més a més, per aquest disseny també es fa ús de les taules 11.3.5 i 11.3.2.

Taula 11.11.7.- Disseny del sistema d'agitació pels cristal·litzadors CR-501 i CR-502.

	CR-501	CR-502
H_{liq} (m)	5,7	5,8
h/D_t	1,6	1,9
μ (cP)	0,6874	0,81
Nº impulsors	1	2
W_{baf} (m)	0,29	0,25
d_{imp} (m)	1,05	0,9
W_{imp} (m)	0,21	0,18
L_{imp} (m)	0,26	0,225
N (m/s)	2,4	2,4
N_{Re}	$3,28 \cdot 10^6$	$1,07 \cdot 10^6$
N_{pot}	6	6
P (W)	285,5	134,1

11. Manual de càlculs

11.12. Centrífuga

Un cristall perfectament format és totalment pur, però quan es retira del magma reté aigües mares, que queden al interior de la massa de sòlids. Quan les aigües mares retingudes, que són de baixa puresa, es sequen sobre el producte es produeix contaminació, el qual el seu abast depèn de la quantitat i grau d'impuresa de les aigües mares retingudes pels cristalls. En la pràctica, una gran quantitat de les aigües mares retingudes es separen dels cristalls per filtració o centrifugació. Així doncs, tal i com s'esmentava en la introducció de la purificació, es fa ús d'una centrífuga, per tal de poder dur a terme aquesta separació mitjançant una força centrífuga.

11.12.1. Balanç de matèria

Es realitza un balanç de matèria per la centrífuga del procés. Aquest balanç parteix del balanç de matèria del últim cristal·litzador de la sèrie de cristal·litzadors, és a dir, de la taula 11.12.1.

Taula 11.12.1.- Composició d'entrada a la centrífuga.

	Entrada S (kg/h)	x_S (kg/kg)	Entrada L (kg/h)	x_L (kg/kg)
toluè	0	0	2713,07	0,93
a-naftol	0	0	101,79	0,04
Carbaril	1528,82	1	87,06	0,03
TOT	1528,82	1	2901,91	1

Amb l'anterior taula, i amb l'equació 11.11.1, és a dir, suposant un sistema sense generació i acumulació en estat estacionari s'obté mitjançant l'exemple de resolució del punt 11.11.2, un cabal d'aliment de magma, F a la centrífuga de 4430,74 kg/h.

A continuació es mostra de forma esquemàtica el balanç de matèria de la centrífuga.

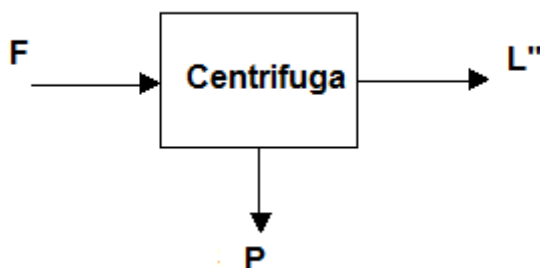


Figura 11.12.1.- Esquema del balanç de matèria de la centrífuga.

11. Manual de càlculs

En la figura 11.12.1, s'observa com el cabal d'entrada F equival a l'equació 11.12.1.

$$F = P + L'' \quad (\text{Eq. 11.12.1})$$

$$\text{On,} \quad P = S + L' \quad (\text{Eq. 11.12.2})$$

$$L = L' + L'' \quad (\text{Eq. 11.12.3})$$

F, és el cabal de l'aliment de la centrífuga, és a dir, el magma (aigües mares més els sòlids cristal·litzats) que surt del segon cristal·litzador en kg/h.

P, és el cabal sedimentat que s'obté del procés de centrifugació, format pel magma d'entrada amb menys quantitat d'aigües mares, és a dir, el sòlid cristal·litzat humit en kg/h, el qual posteriorment, per tal de completar el procés de purificació anirà a un assecatge.

L, és el cabal de líquid total, és a dir les aigües mares totals d'entrada a la centrífuga, la qual estan formades per toluè i α -naftol i carbaril dissolts en ell. Aquest es divideix en L', essent aquest el cabal d'aigües mares que queda com a humitat en el cabal sedimentat en kg/h i L'', essent el cabal d'aigües mares en kg/h que s'ha aconseguit separar en aquesta operació de centrifugació i que es recircula per a reutilitzar el solvent cap el M-502 implicant de nou, un estalvi econòmic a més d'evitar un residu.

S, el cabal de sòlid, és a dir, de carbaril cristal·litzat de sortida de la centrífuga sense humitat (kg/h)

Així doncs, per tal de resoldre el balanç de matèria, es fa la suposició de que tot el carbaril cristal·litzat (S) sortirà per P i aquests formaran el 60% del total d'aquest corrent. És a dir, tots els sòlids cristal·litzats contindran un 40% d'humitat (L'). La resta del cabal de líquid de l'entrada, L correspondrà a la sortida del cabal de líquid L'' mostrat en la figura 11.12.1.

Així doncs, sabent que el 60% de P és S i alhora aquest, tal i com es mostra en la taula 11.12.1, correspon a 1528,82 kg/h, mitjançant l'equació 11.12.4 es troba el cabal producte de la centrífuga, P.

$$P = S / 0,6 \quad (\text{Eq. 11.12.4})$$

Resolució de l'equació 11.12.4:

$$P = 1528,82 / 0,6 = 2548,04 \text{ kg/h}$$

Llavors, es pot obtenir L', mitjançant l'equació 11.12.2 de la forma següent.

$$L' = P - S$$

Resolució de l'equació 11.12.2:

$$L' = 2548,04 - 1528,82 = 1019,22 \text{ kg/h}$$

11. Manual de càlculs

Per trobar el cabal de L'' fent ús de l'equació 11.12.3:

$$L'' = L - L' = 2901,91 - 1019,22 = 1882,69 \text{ kg/h}$$

A més, per a saber la composició dels cabals del líquid d'ambdues sortides de la centrífuga, és a dir, de les aigües mares, es fa ús de l'equació 11.12.3 i de la taula 11.12.1.

$$L_{\text{component } j} = L' \cdot x_{\text{component } j} \quad (\text{Eq. 11.12.3})$$

On,

$L_{\text{component } j}$, correspon a la composició de component j del cabal d'aigües mares en $\text{kg}_{\text{component } j}/\text{h}$.

$x_{L_{\text{component } j}}$, és la fracció massica del component j en el cabal d'aigües mares en $\text{kg}_{\text{component } j}/\text{kg}_{\text{líquid}}$.

Cal esmentar que per saber la composició del cabal d'aigües mares que s'ha aconseguit separar pel procés de centrifugació també es fa ús de l'equació 11.12.3 però en comptes de L' aquesta equació emprà el valor de L''.

Exemple de resolució de l'equació 11.12.3.

$$L_{\text{carbaril}} = 1019,22 \cdot 0,03 = 30,58 \text{ kg/h}$$

Tots els càlculs just esmentats es mostren a la taula 11.12.2.

Taula 11.12.2.- Cabals de sortida de la centrífuga amb la seva corresponent composició.

	P (kg/h)		L''(kg/h)
	L' (kg/h)	S(kg/h)	
toluè	952,89	0	1760,18
a-naftol	35,75	0	66,04
Carbaril	30,58	1528,82	56,48
TOT	1019,22		
	2548,04		1882,70

11.12.2. Elecció de la centrífuga

Un cop realitzat el balanç de matèria, es cerca tal i com s'ha esmentat en la introducció una centrífuga capaç d'aconseguir separar la màxima quantitat d'aigües mares presents en el magma.

Concretament, per a aquest procés es farà ús d'una centrífuga decantadora a raó de ser l'únic model apte per a processos on es té una concentració de sòlids significativa

11. Manual de càlculs

en la suspensió a tractar. Aquesta relació es pot observar en la taula 11.11.2, on la suma del cabal de sòlid, S i del cabal de líquid L, corresponen a l'entrada de la centrífuga on el sòlid és gairebé el 40% de la mescla.

Es requereix per a la selecció d'aquesta centrífuga conèixer la capacitat d'aquesta i la descàrrega de sòlids.

La capacitat que ha de tenir la centrífuga es coneix amb el cabal volumètric d'entrada a aquesta. El cabal volumètric es calcula mitjançant un factor de conversió amb la densitat de la mescla calculada amb l'equació 11.12.4. Cal esmentar, que per tal de dissenyar en les pitjors condicions s'escullen les densitats a una temperatura de 65°C i a 1 atm i així garantir una bona eficàcia del procés.

El factor de conversió emprat és el que es mostra en l'equació 11.12.4

$$\frac{Q \left(\frac{kg}{h} \right)}{\rho \left(\frac{kg}{m^3} \right)} = Q \left(\frac{m^3}{h} \right) \quad (Eq. 11.12.4)$$

Resolució de l'equació 11.12.4:

$$\frac{4430,74 \frac{kg}{h}}{940,5 \frac{kg}{m^3}} = 4,8 \frac{m^3}{h}$$

La dada del cabal d'aliment de la centrífuga s'extreu de la 11.12.1.

La descàrrega de sòlids es calcula fent ús també de l'equació 11.12.4. Però, com que està referit als sòlids, tant el cabal com la densitat són els pertinents a aquest, és a dir, al carbaril. Aquest paràmetre té un valor de 1,4 m³/h.

Es recorda, que aquest càlcul es realitza en les pitjors condicions per tal de garantir una bona eficàcia de procés. Així doncs, les dades necessàries per a la resolució de l'equació 11.12.4.

Els dos paràmetres claus anteriorment calculats es mostren tabulats a la taula 11.12.3.

Taula 11.12.3- Paràmetres claus de la centrífuga.

Capacitat (m ³ /h)	4,8
Descàrrega de sòlids (m ³ /h)	1,4

11. Manual de càlculs

Un cop definits els anteriors paràmetres claus per a l'elecció de la centrífuga, s'observa la taula 11.12.4, que correspon a la fulla d'especificacions de la centrífuga escollida que la marca Peony ofereix per tal d'escollir la més adient.

Taula 11.12.4- Paràmetres tècnics de la centrífuga decantadora.

Modelo	Diámetro (mm)	Velocidad (rpm)	Longitud (mm)	Proporción de longitud: diámetro	Fuerza- G	Capacidad (m³/h)	Máx. descarga de sólidos (m³/h)	Potencia (kw)	Peso (kg)	Tamaño (L*W*H) (mm)
PDC-9	220	4800	930	4.2	2800	0.5-5	0.4	11	900	1790*1080*640
PDC-12	300	4200	1300	4.3	3000	1~15	0.8	11~15	1400	2470*1230*850
PDC-14	350	3700	1550	4.4	2600	2~20	1.2	15~22	1800	2790*1300*880
PDC-15	400	3500	1600	4	2700	6-22		18.5~30	2100	2800*1400*850
PDC-16	400	3400	1750	4.4	2590	8~10	2	18.5~30	2200	2950*1400*850
PDC-17	420	3600	1680	4	3042	2~35		7.5~22	2230	3331*1089*1066
PDC-18	450	3000	1940	4.3	2270	4~50	2.5	22~37	2600	3300*1500*920
PDC-20	500	3200	2000	4	2860	5~45		11~55	4213	4489*1240*1350
PDC-21	530	2700	2270	4.3	2160	6~75	5	30~45	4000	4730*1600*1600
PNX-414	355	4000	860	2.42	3175	1-10		7.5~37	2035	2765*741*1540
PNX-418	355	4000	1460	4.1	3175	3-10		7.5~22	2222	3365*920*1060

Observant les taules 11.12.3 i 11.12.4 es conclou que per tal de garantir un bon procés de centrifugació s'escull la centrífuga decantadora Peony model PDC-17, ja que, aquest té una capacitat de 2 a 35 m³/h i una descàrrega de sòlids màxima de 2 m³/h, essent aquest valors els adients per al paràmetres clau calculats.

Concretament, la centrífuga escollida de la marca Peony, es mostra en la figura 11.12.2.



PEONY CENTRIFUGE
Decanter Centrifuge

Figura 11.12.2- Centrífuga decantadora Peony.

11. Manual de càlculs

De forma més esquemàtica es pot veure en la següent figura 11.12.3.

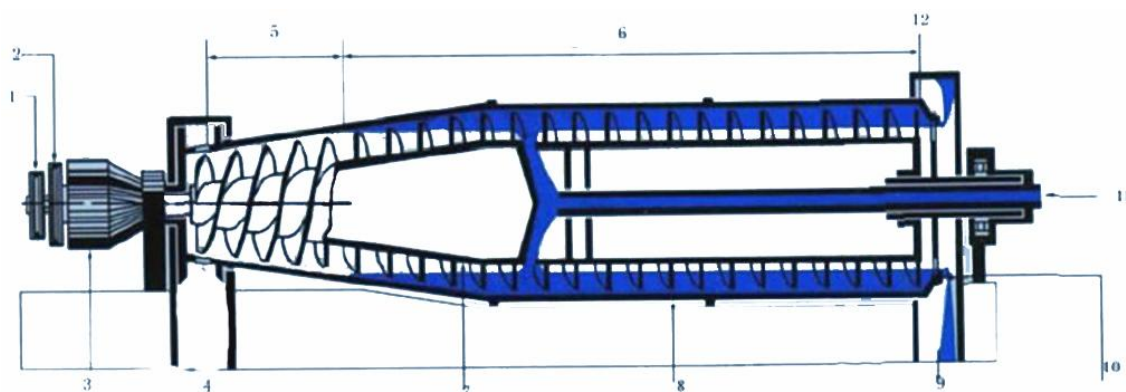


Figura 11.12.3.- Diagrama esquemàtic de la centrífuga decantadora Peony.

Les parts que es mostren en l'esquema de la figura 11.12.3 corresponen a les següents:

- | | |
|------------------------------------|---------------------------|
| 1. Dispositiu és espiral. | 7. Espiral |
| 2. Unitat de tambor | 8. Tambor |
| 3. Caixa diferencial | 9. Descàrrega del líquid |
| 4. Sortida de descàrrega de sòlids | 10. Placa de desbordament |
| 5. Area de secat | 11. Alimentació |
| 6. Zona d'aclariment | 12. Descàrrega centrífuga |

El panell de control que duu la centrífuga escollida es mostra en la figura 11.12.4.



Figura 11.12.4. Panell de control de la centrífuga decantadora Peony

11. Manual de càlculs

11.13. Assecador

L'assecador, serveix per acabar de treure les aigües mares del producte, tal i com ja s'ha esmentat. L'assecador escollit és de tipus rotatori.

Aquesta elecció es fa a raó d'ésser emprat per una ampla gama de materials a nivell industrial, essent en major mesura per a fertilitzants, com és el cas del producte d'aquest projecte.

En aquest sistema, el material humit està en un moviment continu gracies a la rotació del assecador, la qual permet que el sòlid caigui a través de la corrent d'aire que circula al llarg del tambor del assecador. Aquest és el fet clau, per a decidir emprar un assecador rotatori. Ja que resulta molt adequat pel assecatge d'un producte granular, ja que l'acció de bolcat és beneficiosa degut a la formació d'una cortina de sorra exposada perpendicular en contacte directe amb l'aire calent, la qual facilita la sortida de la humitat des del interior de les partícules.

Per a la selecció del cristal·litzador es parteix del balanç de matèria de la centrífuga. Aquest indica el cabal d'entrada al assecador, el qual es mostra també a la taula 11.13.1.

Taula 11.13.1.- Cabal i composició d'entrada al assecador.

	P (kg/h)	
	L' (kg/h)	S(kg/h)
toluè	952,89	0
α-naftol	35,75	0
Carbaril	30,58	1528,82
TOT	2548,04	

El cabal d'aliment serà introduït a l'assecador, aquest mitjançant el funcionament típic d'un assecador rotatori, tal i com s'ha explicat, s'assecarà. Concretament, s'obtindran dos cabals. Aquests dos cabals, corresponen a les dues sortides del sistema. En una s'obtindrà el producte final pràcticament sec i l'altra és la que correspon a la sortida del aire el qual contindrà toluè evaporat degut a l'assecatge del sòlid mitjançant la calor de l'aire, el qual serà arrossegat per aquest.

Llavors, s'escull per assecar aquest producte l'assecador rotatori JB KING STATE Heavy Industry Machinery Co.,Ltd. Aquest mostra la següent taula 11.13.2 d'especificacions.

11. Manual de càlculs

Taula 11.13.2- Especificacions del assecador rotatori JB KING STATE.

Type (mm)	Gradient(%)	Rotational speed(r/min)	Inlet air temperature	Power (kw)	Production capacity(t/h)	Weight (t)
Φ600*6000	3-5	3-8	≤700	3	0.5-1.5	2.9
Φ800*8000	3-5	3-8	≤700	4	0.8-2.0	3.5
Φ800*10000	3-5	3-8	≤700	4	0.8-2.5	4.5
Φ1000*10000	3-5	3-8	≤700	5.5	1.0-3.5	5.6
Φ1200*12000	3-5	3-8	≤700	11	2-6	14.8
Φ1500*12000	3-5	2-6	≤800	18.5	3.5-9	17.8
Φ1800*18000	3-5	2-6	≤800	22	5-12	31
Φ2000*18000	3-5	1.5-6	≤800	30	6-15	43
Φ2200*18000	3-5	1.5-6	≤800	37	10-18	52
Φ2400*20000	3-5	1.5-5	≤800	45	18-30	60
Φ2800*20000	3-5	1.5-5	≤800	55	25-35	72
Φ3000*20000	3-5	1.5-5	≤800	55	32-40	91
Φ3000*25000	3-5	1.5-5	≤800	75	40-55	104.9

Inlet aire temperature (°K)

Es sap que com a mínim es vol una producció de 1,46 Tn/h per a aconseguir la producció demanada de 10.500 Tn/any. Així doncs, s'escull l'assecador tipus Φ800·8000. El qual permet una producció de 0,8 a 2 Tn/h. S'escull aquest assecador per tal de tenir l'assecador sobredimensionament per tal de poder assecar producció majors si es requerís. Però, no s'escull un altre assecador amb una capacitat major degut a que si es volgués augmentar en major mesura la producció es considera el doblatge del equip.

Per al assecador es fa una estimació del cabal d'aire de 10Tn/h considerant-se per una banda que aquest operarà a 400 graus i que aquests es poden dissenyar fins a 200Tn/h. El cabal volumètric correspon a 19.084 m³/h.



Figura 11.13.1.- Assecador rotatori JB KING STATE Heavy Industry Machinery Co.,Ltd.

11. Manual de càlculs

Amb l'ús d'un assecador d'aquest estil, es considera necessari incorporar a la sortida d'aquest un cicló per tal de recuperar el producte arrossegat per l'aire i evitar així una pèrdua del producte.

11.13.1. Balanç global

A continuació es presentarà el balanç de matèria global del procés d'assecat, que inclourà l'assecador (apartat 11.13) i el cicló que va a continuació (apartat 11.14).

La figura 11.13.2 mostra el procés d'assecat global esmentat.

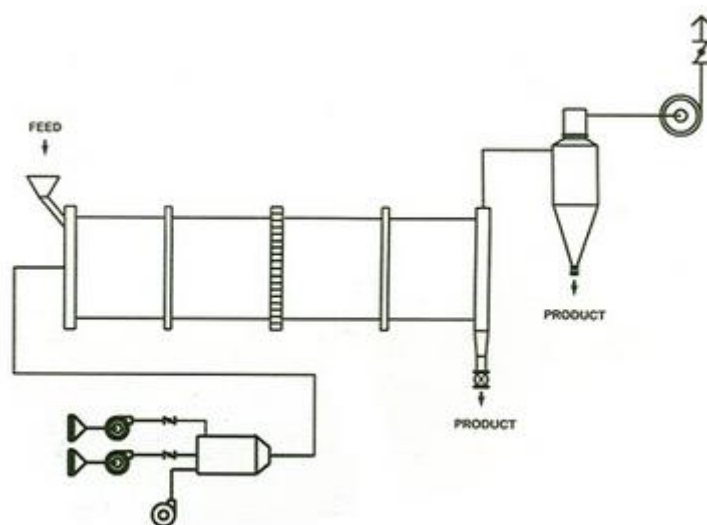


Figura 11.13.2.- Esquema del procés d'assecament d'aquest procés.

Llavors, es realitzen dues situacions d'estudi per a la operació del assecador seguit d'un cicló.

En primer lloc, es considera la situació ideal en que tot el toluè sigui arrossegat per l'aire calent introduït al assecador i el cicló tingui una eficàcia del 100%, fent que es recuperi tot el producte. Si aquesta situació tingués lloc, cal esmentar que el carbaril i l' α -naftol dissolts precipitarien degut al evaporament total del toluè. Això implicaria més producció de producte desitjat i impuresa d' α -naftol. Aquest nou producte format al assecador, no tindria l'alta puresa que té el carbaril cristal·litzat, però entre ambdós soluts precipitats en l'assecador provocarien com a molt un 2% d'impuresa al producte. Amb aquesta situació s'obtingria una producció de 1,59 Tn/h.

En segon lloc, es proposa una situació més real. Aquesta situació comporta l'arrossegament de sòlids per part del aire calent i que l'eficàcia del cicló com a mínim sigui del 95%. D'aquesta forma, l'aire, a la sortida del cicló, arrossegaria el toluè

11. Manual de càlculs

evaporat i part de toluè no evaporat el qual contindria α -naftol i carbaril dissolt, a més d'un possible arrossegament d'ambdós sòlids ja precipitats. Amb aquesta situació s'aconseguiria una producció de 1,52 Tn/h amb una puresa superior al 98%, degut al arrossegament de part del α -naftol per part del corrent d'aire i del carbaril precipitat en l'assecamet amb més baixa puresa. Cal esmentar, que tot i ésser estudiada aquesta situació, es considera que en el moment d'operació el cicló sempre estarà amb una eficàcia superior al 95%.

En conclusió, donades ambdues situacions extremes s'assoliria la producció demanada en aquest projecte amb una impuresa de com a màxim un 2%.

És important destacar la recirculació que hi ha en aquest procés d'assecatge. Aquesta recirculació prèviament, passarà per un condensador C-503 per condensar el toluè, el qual contindrà en les pitjors condicions alguna fracció de solut arrossegada, la qual es suposa que estarà dissolta en el toluè. A continuació d'aquesta condensació hi tindrà lloc una separació de fases amb el SF-501 per tal de separar l'aire del toluè amb els possibles sòlids que hagi pogut arrossegar.

Degut a que aquesta recirculació entrarà en contacte amb el MIC s'ha d'evitar que l'aire tingui humitat per mínima que sigui, per així evitar la contaminació de la recirculació amb aigua i evitar alhora un perillós accident. Així doncs, es realitza a l'entrada d'aire a l'assecador un procediment químic. L'aire passarà per un llit de carbó actiu, de forma que l'aigua es combini químicament amb aquesta substància secant i així evitar problemes de la recirculació.

11. Manual de càlculs

11.14. Cicló

Donada la necessitat de recuperar els sòlids arrossegats per l'aire del assecador, es fa ús d'un cicló per tal de fer-los precipitar per efecte de la rotació i de la gravetat.

El cicló emprat es tria en vers la estimació del cabal d'aire emprat per a les condicions esmentades.

Així doncs, sabent la densitat del aire a 400 °C, la qual és de 0,524 Kg/m³, s'obté que el cabal volumètric a l'entrada del cicló correspon a 19.084 m³/h. Sabent aquesta capacitat, s'escull de la empresa INNOVA ingenieria el cicló adient.

La fulla d'especificacions dels diferents ciclons que ofereix aquesta indústria és la que es mostra en la 11.14.1.

Taula 11.14.1.- Especificacions del cicló INNOVA ingenieria.

MODELO	CFM	m ³ /h	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	Peso Estático kg.
SC-450	500	850	457	229	127	1124	381	32	254	64	203	318	127	244	60
SC-600	900	1530	610	279	127	1543	457	38	305	76	229	381	152	324	65
SC-750	1450	2465	762	356	127	1962	533	48	381	102	305	445	203	406	120
SC-900	2000	3400	914	406	152	2311	584	57	457	114	330	508	254	495	160
SC-1100	2500	4245	1067	457	152	2743	660	67	508	140	381	508	305	568	210
SC-1150	2900	4925	1143	508	152	2972	711	73	559	152	394	572	330	610	240
SC-1250	3300	5605	1219	559	203	3073	787	76	610	165	406	635	356	651	260
SC-1400	4100	6965	1372	610	203	3480	864	86	660	178	457	699	381	730	330
SC-1550	5000	8495	1524	686	203	3607	965	95	711	203	508	762	406	813	380
SC-1700	6000	10195	1676	762	203	3962	1016	105	762	229	559	787	457	895	455
SC-1850	7100	12065	1829	838	254	4216	1067	114	838	254	610	813	508	978	550
SC-2000	9300	15800	1981	914	254	4572	1118	124	914	279	660	838	559	1060	635
SC-2150	11000	18890	2134	991	254	4828	1168	133	991	305	711	864	610	1143	720
SC-2300	13500	22935	2296	1067	254	5283	1219	143	1067	330	762	889	660	1226	815
SC-2450	15000	25485	2438	1143	305	5537	1270	152	1143	356	813	914	711	1308	1265
SC-2600	17200	29225	2591	1219	305	5893	1321	168	1219	381	864	940	762	1391	1415
SC-2750	19500	33130	2743	1296	305	6248	1372	171	1219	432	914	966	813	1480	1650
SC-2900	22000	37375	2896	1372	305	6528	1422	181	1219	483	965	991	864	1568	1680
SC-3050	25000	42475	3048	1448	305	6883	1473	191	1219	559	1016	1016	914	1664	1845
SC-3200	30000	50970	3200	1524	356	7290	1575	197	1295	610	1067	1041	965	1746	2075
SC-3350	35000	59485	3353	1600	356	7645	1626	203	1372	660	1118	1067	1016	1835	2260
SC-3500	40000	67960	3505	1651	356	7976	1676	213	1448	711	1168	1092	1092	1924	2450
SC-3650	45000	76455	3658	1727	356	8331	1727	222	1524	762	1219	1118	1143	2013	2650

Observant la taula d'especificacions que ofereixen s'escull el model SC-2450. Aquest model permet la capacitat fins a 25.485 m³/h. Aquesta elecció és a raó de tenir el cicló sobredimensionat per tal de permetre algun canvi si aquest fos necessari.

Per tal de comprendre les dimensions del model escollit es mostra en la figura 11.14.1 la nomenclatura de la taula 11.14.1.

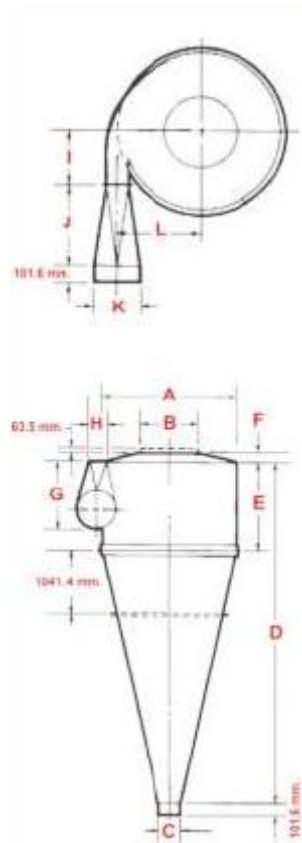


Figura 11.14.1.- Nomenclatura del dimensionament del cicló INNOVA ingenieria.

11. Manual de càlculs

11.15. Serveis

11.15.1. Electricitat

Per conèixer l'electricitat que cal subministrar a la planta mitjançant grups electrògens en cas que aquesta no arribi a causa d'una fallada en el subministrament elèctric. Es realitza el càlcul de les potències elèctriques necessàries dels equips de la planta i les necessitats d'il·luminació per a comptabilitzar aquesta necessitat.

Taula 11.15.1.-Necessitats d'il·luminació de la planta.

Area	Descripció de la zona	Area (m ²)	P (lux)	P (W/m2)	P(KW)
100	Emmagatzematge Líquid	835,5	300	17,14	21,55
200	Emmagatzematge Sòlid	398,6	300	17,14	6,83
300	Reacció 1 + <i>Downstream</i>	772,2	500	28,57	22,06
400	Reacció 2 + <i>Downstream</i>	869,8	500	28,57	24,85
500	Reacció 3 + <i>Downstream</i>	1232,2	500	28,57	35,47
600	Control	628,7	1000	57,14	30,91
700	Serveis	545	500	28,57	15,57
800	Laboratoris	85	1000	57,14	4,86
900	Oficines, etc	1091	1000	57,14	62,34
1000	Parking	280	50	2,86	0,80
1100	Area contra incendis	221,9	300	17,14	3,80

Taula 11.15.2.-Potències elèctriques dels equips de la planta.

Equips	P(kW)
Centrifuga	22
Assecador	4
Agitadors	324,6
Bombes	218,7
Compressors	868,9
Caldera de vapor	3793
Calderes d'oli termic	2791
Chillers	3150
Vàlvules	16,5
Bufants	4,4
Escalfador	22

11. Manual de càlculs

De les taules 11.15.1 i 11.15.2 s'obté la potència total necessària que cal subministrar en cas de fallada elèctrica. Aquesta és de 11.442 kW.

A continuació, sabent la potència real es calcula la potència aparent mitjançant l'equació 11.15.1.

$$P_{aparent} = \frac{P_{real}}{\cos \varphi} \quad (Eq. 11.5.1.)$$

On,

$P_{aparent}$ és la potència aparent en KVA.

P_{real} , és la potència real en KW.

$\cos \varphi$, és el cosinus de l'eficiència. (φ és considera del 80%).

La resolució de l'equació 11.15.1.:

$$P_{aparent} = \frac{11.442}{\cos (0,8)} = 14.302 \text{ KVA}$$

Amb aquesta potència aparent, mitjançant l'equació 11.15.2, i sabent la potencia dels grups electrògens es pot saber el número dels equips que es tindrà.

$$\text{Número de grups d'electrògens} = \frac{P_{aparent}}{P_{grup \text{ electrogen}}} \quad (Eq. 11.15.2)$$

Mitjançant la resolució següent de l'equació 11.14.2

$$\text{Número de grups d'electrògens} = \frac{14.302 \text{ KVA}}{5.375 \text{ KVA}} = 2,66 \approx 3$$

Posant 3 grups electrògens es garanteix el subministrament elèctric en cas de fallada. Aquests no treballaran al 100% de les seves capacitats, de forma que s'obté un bon sobredimensionament per a garantir el subministrament i fins i tot útil per una possible ampliació de la planta sense que es requereixi la implantació d'un altre grup electrogen.

11.14.2. Oli tèrmic

Per proporcionar la temperatura necessària per escalfar l'oli tèrmic HR emprat, s'usa s'utilitzen calderes verticals de fluid tèrmic de la sèrie TPC. Tal i com s'esmenta a la introducció del projecte en l'apartat 1.6.4.

11. Manual de càlculs

Per a comptabilitzar les calderes necessàries per a poder escalfar el fluid tèrmic, en primer lloc es comptabilitza la potència calorífica necessària per fer-ho.

El càlcul de la potència calorífica requereix conèixer les dades que es mostren tabulades a la taula 11.15.3.

Taula 11.15.3.- Cabals de fluid tèrmic amb les condicions de treball corresponents.

Equips	Cabal HR kg/s	T _s (°C)	T ₀ (°C)	C _p (kJ/Kg·K)
B-301	0,61	300	281	2,554
B-304	0,45	300	265	2,554
B-503	0,8	300	262	2,554
DT-501	0,5	300	299	2,554
EV-300	0,2	300	276	2,554
EV-301	6,2	300	285	2,554
EV-302	0,45	300	285	2,554
EV-303	1,6	300	289	2,554
EV-401	8	300	263	2,554
EV-402	9	300	260	2,554
EV-501	2,1	300	265	2,554
R-401-A	5	106	99,9	2,135
R-401-B	5	106	99,9	2,135
R-401-C	5	106	99,9	2,135

Observant la taula 11.15.3, s'observa com els reactors R-401 treballen en un rang de temperatura diferent. Aquest fet implica l'ús de dues condicions d'operació de la caldera d'oli tèrmic diferent.

Emprant l'equació 11.15.3, es calcula la potència calorífica.

$$Q = M_t \cdot C_p \cdot (T_s - T_0) \quad (\text{Eq. 11.15.3})$$

On,

Q és la capacitat calorífica en kW.

M_t és el cabal total de fluid tèrmic emprat als diferents equips en kg/s.

11. Manual de càlculs

T_s és la temperatura de sortida del fluid tèrmic de la caldera d'oli tèrmic en °C.

T_0 és la temperatura d'entrada del fluid tèrmic a la caldera d'oli tèrmic.

Així doncs, es mostra la resolució de l'equació 11.15.3 per a la caldera d'oli tèrmic emprada per a escalfar el fluid que s'utilitza pels bescanviadors i evaporadors mostrats a la taula 11.14.3.

$$Q = (0,61 + 0,45 + 0,8 + 0,5 + 0,2 + 6,2 + 0,45 + 1,6 + 8 + 9 + 2,1) \cdot 2,135 \cdot (106 - 99,9) = 1451,5 \text{ kW}$$

Coneixent aquesta potència, es pot saber quantes calderes es necessiten sabent la potència que ofereix aquesta, tal i com es mostra en l'equació 11.15.4.

$$\text{Número de calderes} = \frac{Q_{\text{necessària}}}{Q_{\text{caldera}}} \quad (\text{Eq. 11.15.4})$$

La resolució de l'equació 11.15.4 es fa a través del full d'especificacions de les calderes d'oli tèrmic de la marca Babcock Wanson.

Taula 11.154.- Taula d'especificacions de les calderes d'oli tèrmic de la marca Babcock Wanson.

TPC	mod.	100 _B	200 _B	400 _B	600 _B	1000 _B	1500 _B	2000 _B	2500 _{SC}	3000 _{SC}	3000 _{UB}	4000 _{UB}	5000 _{UB}
Potencia tèrmica neta Net capacity	kCal/h. x1000 kw.	100	200	400	600	1000	1500	2000	2500	3000	3000	4000	5000
Peso en vacío Empty weight	kg.	460	460	920	1200	2100	3500	5000	7500	9000	9000	11500	14000
Contenido en fluido Oil content	l.	42	42	86	130	304	538	691	1188	1496	1518	1986	2347
Caudal fluido circ. Circulated oil	m³/h.	10	10	20	30	50	75	100	125	150	150	200	200
ΔT° fluido ΔT° oil	°C	20	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	50
ΔP fluido ΔP oil	m.c.l.	20	20	18	20	20	15	17	18	31	31	32	33
Ancho Width	B mm.	845	845	1.130	1.295	1.445	1.675	1.860	2.300	2.770	2.354	2.430	2.480
Longitud Length	A mm.	1.067	1.067	1.380	1.550	1.780	2.082	2.627	3.450	3.900	3.600	3.500	3.600
Altura Height	C mm.	1.680	1.680	1.940	2.015	2.655	3.283	3.283	3.335	3.335	4.210	5.187	5.900
Conexión chimenea Chimney connection	mm.	208x 258	208x 258	174x 310	243x 308	294x 360	458x 458	508x 508	558x 558	558x 558	558x 558	656x 656	706x 706
Conexión fluido In/out oil	DN PN	32 16	32 16	65 16	80 16	100 16	100 16	125 16	150 16	150 16	150 16	150 16	200 16
Rendimiento térmico Thermal efficiency	%	91	88	87	87	87	87	87	87	87	87	87	87

D'aquesta taula d'especificacions, es decideix a raó de la potència calorífica obtinguda i el cabal de fluid tèrmic a escalfar la caldera TPC model 1000_B.

Així doncs, amb aquesta elecció es resol:

$$\text{Número de calderes} = \frac{1451,5}{1163} = 1,3 \text{ calderes} \approx 2$$

11. Manual de càlculs

Les dues calderes operaran a una capacitat concreta que no serà la màxima. Aquesta es calcula amb l'equació 11.15.5.

$$\eta = \frac{Q_{necessària}}{\text{número de calderes}} \div Q_{caldera} \cdot 100 = \% \quad (Eq. 11.15.5)$$

La resolució de l'equació 11.15.5 és la següent:

$$\eta = \frac{1451,5}{2} \div 1163 \cdot 100 = 62\% \quad (Eq. 11.15.5)$$

De forma que, ambdues calderes emprades per a escalfar el fluid tèrmic per als bescanviadors i evaporadors esmentats treballaran al 62% de la seva capacitat màxima.

D'aquesta forma, es calcula també per al cabal de fluid tèrmic emprat per als reactors. D'aquesta resolució s'obté una potència calorífica necessària de 163,35 KW. Mitjançant la taula 11.15.4, s'escull la caldera TPC model 400_B. La qual donava la seva capacitat requereix tan sols una caldera. Essent la capacitat de treball d'aquesta del 35%.

11.15.3. Vapor

En aquest apartat es mostra la fulla d'especificacions de la caldera de vapor escollida per al subministrament de vapor.

Taula 11.15.5.- Taula d'especificacions de la caldera de vapor de la marca ATTSU.

11. Manual de càlculs

Caldera modelo	HH	2.000	2.500	3.000	4.000	5.000	6.000	7.000	8.000	10.000	12.000	14.000	16.000	18.000	20.000
Producció de vapor	kg/h	2.000	2.500	3.000	4.000	5.000	6.000	7.000	8.000	10.000	12.000	14.000	16.000	18.000	20.000
Potència tèrmica	HP*	153	192	230	307	383	460	536	613	766	920	1.073	1.226	1.380	1.533
	kW	1.516	1.895	2.274	3.034	3.793	4.551	5.307	6.065	7.584	9.101	10.614	12.136	13.652	15.167
	kcal/h x 1.000	1.304	1.630	1.956	2.609	3.262	3.914	4.564	5.216	6.522	7.827	9.128	10.437	11.741	13.044
	kg/h x 1.000	5.174	6.467	7.760	10.351	12.942	15.529	18.107	20.694	25.876	31.053	36.215	41.408	46.582	51.751
Consum de combustible **	Gasòil - Light Oil (8.900 kcal/kg) (10,35 kW/kg)	kg/h	141	176	211	281	351	421	491	561	700	840	980	1.120	1.260
	Gasòil - Heavy Oil (9.600 kcal/kg) (11,16 kW/kg)	kg/h	130	163	195	260	325	390	455	520	649	780	910	1.040	1.170
	Gas natural (9.500 kcal/m³) (11,04 kW/m³)	Nm³/h	130	163	195	260	325	390	455	519	649	779	909	1.038	1.168
	Propano - LPG (11.900 kcal/kg) (13,84 kW/kg)	kg/h	104	130	156	208	259	311	363	415	518	622	726	829	933
	Gas natural (11,04 kW/m³)	Nm³/h	130	163	195	260	325	390	455	519	649	779	909	1.038	1.168
Pesa en transport	caldera de 8 bar	Tm	9	10	11	14	16	18	22	26	30	36	40	44	50
Sobrepresa Hooper	mbar	4	5	6	8	9	11	10	12	13	13	14	16	19	22
	mm.c.d.a.	40	50	60	80	90	110	100	120	130	130	140	160	190	220
	kPa	0,4	0,5	0,6	0,8	0,9	1,1	1,0	1,2	1,3	1,3	1,4	1,6	1,9	2,2
DIMENSIONES															
	A	mm	2.750	2.750	2.750	3.100	3.100	3.100	3.250	3.250	3.500	3.700	3.800	3.950	4.000
	B ***	mm	4.550	5.050	5.700	5.750	6.850	8.000	7.800	8.750	9.200	9.100	10.450	11.100	11.600
	C	mm	2.550	2.550	2.550	2.900	2.900	2.900	3.100	3.100	3.400	3.600	3.700	3.850	3.980
	D ***	mm	900	900	1.000	1.000	1.000	1.100	1.200	1.400	1.400	1.400	2.000	2.000	2.000
	E	mm	3.650	4.150	4.700	4.750	5.850	6.900	6.600	7.350	7.800	7.700	8.450	9.100	9.600
	F	mm	2.150	2.150	2.150	2.500	2.500	2.500	2.700	2.700	2.950	3.150	3.250	3.400	3.480
	G	mm	400	400	450	500	550	600	650	700	800	850	900	950	1.000
	H	mm	300	300	300	500	500	500	500	500	650	650	650	650	650
	I	mm	1.950	2.450	2.950	2.750	3.750	4.750	4.250	4.950	5.150	4.950	5.650	6.250	6.750
	K	mm	1.550	1.550	1.550	1.850	1.850	1.850	2.050	2.050	2.300	2.350	2.450	2.650	2.650
	L (desembolcado) >	mm	2.750	3.250	3.750	3.650	4.650	5.650	5.350	6.050	6.350	6.150	6.850	7.450	7.900
Valvula de vapor	V para P =	8 bar	DN 65	DN 65	DN 80	DN 100	DN 100	DN 100	DN 125	DN 125	DN 150	DN 150	DN 200	DN 200	DN 200
		10 bar	DN 65	DN 65	DN 80	DN 100	DN 100	DN 100	DN 125	DN 125	DN 150	DN 150	DN 200	DN 200	DN 200
		12 bar	DN 50	DN 65	DN 80	DN 80	DN 100	DN 100	DN 100	DN 125	DN 125	DN 150	DN 150	DN 150	DN 200
		14 bar	DN 50	DN 50	DN 65	DN 65	DN 80	DN 100	DN 100	DN 125	DN 125	DN 125	DN 150	DN 150	DN 150
		16 bar	DN 50	DN 50	DN 50	DN 65	DN 65	DN 80	DN 100	DN 100	DN 125	DN 125	DN 125	DN 150	DN 150

Tal i com es mostra en l'apartatX de la introducció, la caldera escollida correspon al model 5.000 HH.

11.15.4. Gas natural

Per a quantificar la quantitat de cas natural que es consumeix a la planta mitjançant les calderes d'oli tèrmic i la de vapor es fa ús de l'equació 11.15.6.

$$Q_{gas\ natural} = \frac{Potència\ necessària,\ Q}{PCI \cdot \varphi} \quad (Eq. 11.14.6)$$

On,

$Q_{gas\ natural}$ és el cabal de gas natural m³/h.

PCI és el poder calorífic inferior del gas natural kJ/m³.

φ és l'eficiència (Es considera d'un 80%)

La resolució de l'equació 11.15.6, es realitza per al escalfament del oli tèrmic dels bescanviadors i evaporadors esmentats en la taula 11.15.4.

11. Manual de càlculs

Resolució:

$$Q_{gas\ natural} = \frac{1451,4\ kW}{41800 \cdot 0,8} = 156,3 \frac{m^3}{h}$$

De la mateixa forma, s'obté un consum de gas natural de 40 m³/h per a escalfar l'oli tèrmic emprat en els reactors R-401.

A més, donat que no es coneix el cabal de vapor, mitjançant la fulla d'especificacions donada per la marca ATTSU es té una estimació del consum de gas natural que tindrà. Aquest correspon a 325 m³/h. Considerant que no treballarà a màxima capacitat, sinó com a molt un 80% aquest consum acaba essent de 260 m³/h.

11.15.5. Fluid refrigerant

Per a tenir el fluid refrigerant CR a la temperatura necessària, es fa ús del chiller tal i com s'esmenta en l'apartat 1.6.7 de la introducció del projecte.

Aquests equips necessiten una potència per a refredar en les condicions desitjades. Així doncs, mitjançant la taula 11.15.6 i les equacions 11.15.3, 11.15.4 i 11.15.5 s'obté la següent resolució.

Taula 11.15.6.- Cabals de fluid refrigerant amb les condicions de treball corresponents.

Equips	cabal CR kg/s	T _s	T ₀	Cp (KJ/Kg·K)
B-303	3,5	-5	22,4	1,823
B-502	3,9	-5	7	1,823
C-301	15,2	-5	0,9	1,823
C-302	0,65	-5	1	1,823
C-303	1,1	-5	8,6	1,823
C-401	2,6	-5	0,8	1,823
C-402	21	-5	18,6	1,823
C-403	5	-5	-4,12	1,823
C-501	1,2	-5	18,5	1,823
C-502	2,8	-5	20	1,823

11. Manual de càlculs

C-503	2,2	-5	19	1,823
T-501A	5	-5	-4,9	1,823
T-501B	5	-5	-4,9	1,823
T-104A	5	-5	-4,9	1,823
T-104B	5	-5	-4,9	1,823
R-301A	2,144	20	45	1,926
R-301B	2,144	20	45	1,926
R-301C	2,144	20	45	1,926
R-301D	2,144	20	45	1,926
R-501A	4,55	20	24	1,926
R-501B	4,55	20	24	1,926
R-501C	4,55	20	24	1,926
R-501D	4,55	20	24	1,926

S'obté pels bescanviadors, condensadors i tancs mostrats en la taula 11.15.6, els resultats mostrats en la taula 11.15.7.

Taula 11.15.7.- Resultats per a la obtenció de fluid refrigerant pels bescanviadors, condensadors i tancs mostrats en la taula 11.15.6.

P(kW)	Número de chillers	Capacitat d'operació
1616,89	3	89%

Per altra banda, pels reactors que utilitzen el fluid refrigerant mostrats en la taula 11.14.6, s'obtenen els resultats que es mostren en la taula 11.15.8.

11.15.8.- Resultats per a la obtenció de fluid refrigerant pels reactors mostrats en la taula 11.15.6.

P(kW)	Número de chillers	Capacitat d'operació
825,10	2	68%

Per a les resolucions anteriors es fa ús del catàleg de chillers de la marca SRS FRIGADON LTD. Les dades del model emprat FWC 3000-3000(S)12 es mostren en el full d'especificacions d'aquest. S'indica però que la potència dels chillers emprada per als càlculs esmentats és de 600 kW.

11. Manual de càlculs

11.15.6. Nitrogen

Per a calcular la quantitat de nitrogen que es requereix a la planta, es fa un càlcul aproximat mitjançant la llei de gasos ideals, que correspon a l'equació 11.15.7.

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T$$

On,

P és la pressió en bars.

V és el volum en m³.

n és el número de mols.

R és una constant física (0,082 atm·m³/ kmol·K).

T, és la temperatura en K.

Aquest càlcul es resol amb les dades que es mostren juntament amb la resolució a la taula 11.15.7 on s'observa les dades necessàries pel càlcul dels mols i la conversió d'aquests a metres cúbics.

Taula 11.15.7.- Taula amb les dades necessàries per a la resolució de la llei dels gasos ideals juntament amb la seva resolució.

Equip s	Número d'equips	Capacitat (m ³)	Pressió (bar)	T° (K)	n (kmol)	Volum (m ³)
T-101	3	39,71	4	300	19,37	433,92
T-103	2	22,16	2,5	278	4,86	108,89
T-501	2	22,16	2	273	3,96	88,71
R-401	3	92,04	14	363	129,86	2908,94

Llavors, un cop es té el volum volumètric del nitrogen necessari a 1 bar per a tots els equips. Es calcula en primer lloc, el necessari per a l'arrencada. Aquest càlcul equival a la suma de tot el volum per a cada equip. On, sabent les pressions d'operació de tots els equips i les densitats del nitrogen a aquestes condicions es calculen els litres necessaris. Corresponen a 18.000L.

Per altra banda, es calcula la quantitat de nitrogen emmagatzemada durant set dies de la mateixa forma que es calcula l'arrencada, però fent l'estimació segons el cabal pertinent de sortida dels tancs T-101 i T-103, que corresponen a 8,72 m³/d i 13,33 m³/d respectivament, també considerant que els tancs T-501 estaran buits, però per seguretat s'emmagatzemarà tota la seva capacitat en nitrogen i que els reactors R-401

11. Manual de càlculs

operen a un 76% de la seva capacitat total. Així doncs, la quantitat d'emmagatzematge del nitrogen quan la planta estigui en operació correspon a 123.000L.

A continuació es mostren les fulles d'especificació dels tancs de nitrogen de la marca Linde.

Taula.11.15.8.-Full d'especificacions dels tancs de nitrogen de la marca Linde.

Size		30	60	110	200	300	490	610	800
Max. allowable working pressure	air gases, 18 bar, 36 bar								for LIN only
Gross capacity	approx. litre	3,160	6,365	11,535	20,355	30,205	49,020	61,620	80,360
Net capacity	approx. litre								
	18 bar	3,000	6,050	10,960	19,340	28,700	46,570	58,540	76,340
	36 bar	2,840	5,730	10,380	18,320	27,180	44,120	55,460	
Pressure stage									
18 bar	kg LIN	2,425	4,890	8,855	15,630	23,190	37,630	47,300	61,680
filling ratio 95 %, 1 bar	kg LOK	3,425	6,910	12,530	22,090	32,885	53,180	66,850	
	kg IAR	4,185	8,440	15,290	26,980	40,040	64,965	81,660	
36 bar	kg LIN	2,300	4,630	8,390	14,800	21,970	35,650	44,810	
filling ratio 90 %, 1 bar	kg LOK	3,250	6,540	11,850	20,920	31,050	50,390	63,340	
	kg IAR	3,970	7,990	14,480	25,560	37,920	61,550	77,370	
Bolt-off ratio	%/d LIN	0.67	0.58	0.44	0.31	0.30	0.21	0.20	0.19
1 bar, 15°C A.T.	%/d LOK	0.42	0.37	0.29	0.20	0.19	0.13	0.12	
referred to total capacity	%/d IAR	0.46	0.40	0.32	0.21	0.21	0.15	0.14	
vacuum = 2×10^{-2} mbar									
Discharge capacity with standard pressure building coil at 0.7 x MAWP and 8 hours operating time									
pressure stage									
18 bar	m ³ /h (1 bar, 15°C) LIN	150		300	300	600	600		600
	m ³ /h (1 bar, 15°C) LOK	190		380	380	750	750		
	m ³ /h (1 bar, 15°C) IAR	190		380	380	750	750		
36 bar	m ³ /h (1 bar, 15°C) LIN	140		140	140	280	280		
	m ³ /h (1 bar, 15°C) LOK	180		180	180	360	360		
	m ³ /h (1 bar, 15°C) IAR	180		180	180	360	360		
Capacity of one safety valve at 1.1 x MAWP/cold condition									
pressure stage									
18 bar	kg/h LIN				1,090				1,070
	kg/h LOK				1,010				
	kg/h IAR				1,240				
36 bar	kg/h LIN				5,610				
	kg/h LOK				2,260				
	kg/h IAR				2,850				
Insulation	insulating powder (perlite), vacuum = 5×10^{-2} mbar (tank in operation), status of delivery, 5 mbar								
Main material	inner vessel, low temperature resistant austenitic steel outer vessel, carbon steel								
Main dimensions	overall diameter	1,600	1,600	2,000	2,400	2,400	3,000	3,000	3,000
	overall height	4,150	7,150	7,350	8,350	11,550	11,550	14,150	18,050

Taula.11.15.9.-Full d'especificacions dels tancs de nitrogen de la marca Linde.

11. Manual de càlculs

Size		30	60	110	200	300	490	610
Max. allowable working pressure	CO ₂ , 22 bar							
Gross capacity	approx. litre	3,160	6,365	11,535	20,355	30,205	49,020	61,620
Net capacity	approx. litre	2,940	5,920	10,730	18,930	28,090	45,590	57,310
Filling ratio 93 %, 1 bar	kg CO ₂	3,120	6,280	11,370	20,065	29,780	48,330	60,740
Boil-off rate 1 bar, 15°C A.T. referred to total capacity vacuum = 2×10^{-2} mbar	%/d CO ₂	0.22	0.19	0.14	0.10	0.10	0.07	0.06
Discharge capacity with standard pressure building coil at 0.7 x MAWP and 8 hours operating time								
pressure stage 22 bar	kg/h (1 bar, 15°C) CO ₂		70	140	140	280	280	
Capacity of one safety valve at 1.1 x MAWP/cold condition								
pressure stage 22 bar	kg/h CO ₂				975			
Insulation	insulating powder (perlite), vacuum = 5×10^{-2} mbar (tank in operation) status of delivery, 5 mbar							
Main material	inner vessel, low temp. resistant austenitic steel outer vessel, carbon steel							
Main dimensions	overall diameter	1,600	1,600	2,000	2,400	2,400	3,000	3,000
	overall height	4,150	7,150	7,350	8,350	11,550	11,550	14,150
Weight empty, kg	22 bar type	2,510	4,910	6,300	10,250	14,500	20,500	24,800

11. Manual de càlculs

11.15.7 Aire comprimit

Per a l'elecció del compressor que garanteix el servei d'aire comprimit per a accionar la instrumentació que ho requereix es fa ús de la fulla d'especificacions del compressor de la marca Ingersoll Rand.

Taula 11.15.10.- Taula d'especificacions del compressor de la marca Ingersoll Rand.

Model	Tank (l)	Max Pressure (bar g)	Nominal Power (kW)	Piston Displacement (l/min)	Length (cm)	Width (cm)	Height (cm)	Weight (kg)	Voltage/Engine
T30/200/3V	200	11	2.2	290	162	68	122	140	400 - 3 - 50
T30/X/3V	Baseplate	14	2.2	290	125	80	85	90	400 - 3 - 50
T30/200/4V	200	11	3	387	162	68	122	145	400 - 3 - 50
T30/X/4V	Baseplate	14	3	387	125	80	85	95	400 - 3 - 50
T30/200/5.5V	200	11	4	523	162	68	122	170	400 - 3 - 50
T30/X/5.5V	Baseplate	14	4	523	125	80	85	115	400 - 3 - 50
T30/200/7.5V	200	11	5.5	702	162	68	122	180	400 - 3 - 50
T30/X/7.5V	Baseplate	14	5.5	657	125	80	85	135	400 - 3 - 50
T30/200/10V	200	11	7.5	1013	162	80	145	235	400 - 3 - 50
T30/X/10V	Baseplate	14	7.5	1013	125	95	85	185	400 - 3 - 50
T30/500/15V	500	11	11	1441	210	90	165	425	400 - 3 - 50
T30/X/15V	Baseplate	14	11	1292	155	85	110	295	400 - 3 - 50
T30/500/20V	500	11	15	1713	210	90	165	435	400 - 3 - 50
T30/X/20V	Baseplate	14	15	1713	155	85	110	300	400 - 3 - 50
T30/500/25V	500	11	18.5	2620	210	90	165	580	400 - 3 - 50
T30/X/25V	Baseplate	14	18.5	2620	155	85	110	460	400 - 3 - 50
T30/500/30V	500	11	20	2932	210	90	165	600	400 - 3 - 50
T30/X/30V	Baseplate	14	20	2932	155	85	110	480	400 - 3 - 50

Donat que la pressió serà menor a 11 bars i que no totes les vàlvules pneumàtiques operaran alhora, es considera que de les 147 vàlvules, tan sols un 10% ho farà. Essent aproximadament $1\text{m}^3/\text{h}$ el cabal d'accionament d'aquestes, li correspon un cabal per a desplaçar el pistó de 245l/min. Així doncs, es considera per tal de garantir un bon subministrament d'aquest servei el model T30/200/3V ja que ofereix la pressió adequada i un cabal per a desplaçar el pistó d'aquestes vàlvules de 290l/min.

Per últim, cal esmentar que aquest aparell es trobarà doblat per tal de garantir el subministrament d'aquest servei en cas de fallada del compressor que està en operació.

11. Manual de càlculs

11.15.8. Aire calent

Per a l'elecció dels equips per a proporcionar aire calent per al assecador es fa ús de les següents fulles d'especificacions dels equips escollits.

Taula 11.15.11- Taula d'especificacions del escalfador emprat de la marca Leister.

Datos técnicos Alta temperatura LE 5000 HT		
Sin electrónica de potencia integrada		•
Tubo calentador con protección		•
Máxima temperatura de salida de aire °C		900
Máxima temperatura de entrada de aire °C		100
Mínimo caudal de aire		635
Máxima temperatura ambiente °C		100
Peso kg		2.25
Marca de conformidad		CE
Clase de protección I		⊕
Tensión	V ~	3 × 400
Potencia	kW	11
Nº ref.		108.717

Taula 11.15.12- Taula d'especificacions del bufant emprat de la marca Leister.

DATOS TECNICOS					
Tipo de construcción		compesor de canal lateral			
Esquema de conexión		Δ	Δ	Υ	Υ
Tensión nominal (+/- 10 %)	V~	3 × 230	3 × 265	3 × 400	3 × 460
Frecuencia	Hz	50	60	50	60
Potencia nominal	W	2200	2200	2200	2200
Corriente nominal	A	9	9	5.2	5.2
Caudal máximo de aire	l/min.	3900	4500	3900	4500
Presión estática	Pa	30000	30000	30000	30000
Nivel de emisión	L _{PA} (dB)	73		73	
Tipo de protección (IEC 60529)		IP 54		IP 54	
Orificio de salida (ø exterior)	mm	ø 60		ø 60	
Orificio de salida (ø exterior)	mm	ø 60		ø 60	
Temperatura del aire ambiental	°C	< 40		< 40	
Peso	kg	26		26	
Medidas (L × Anch. × Alt.)	mm	373 × 327 × 365		373 × 327 × 365	

Es considera doblar aquests equips per tal de subministrar el cabal calent d'aire necessari.