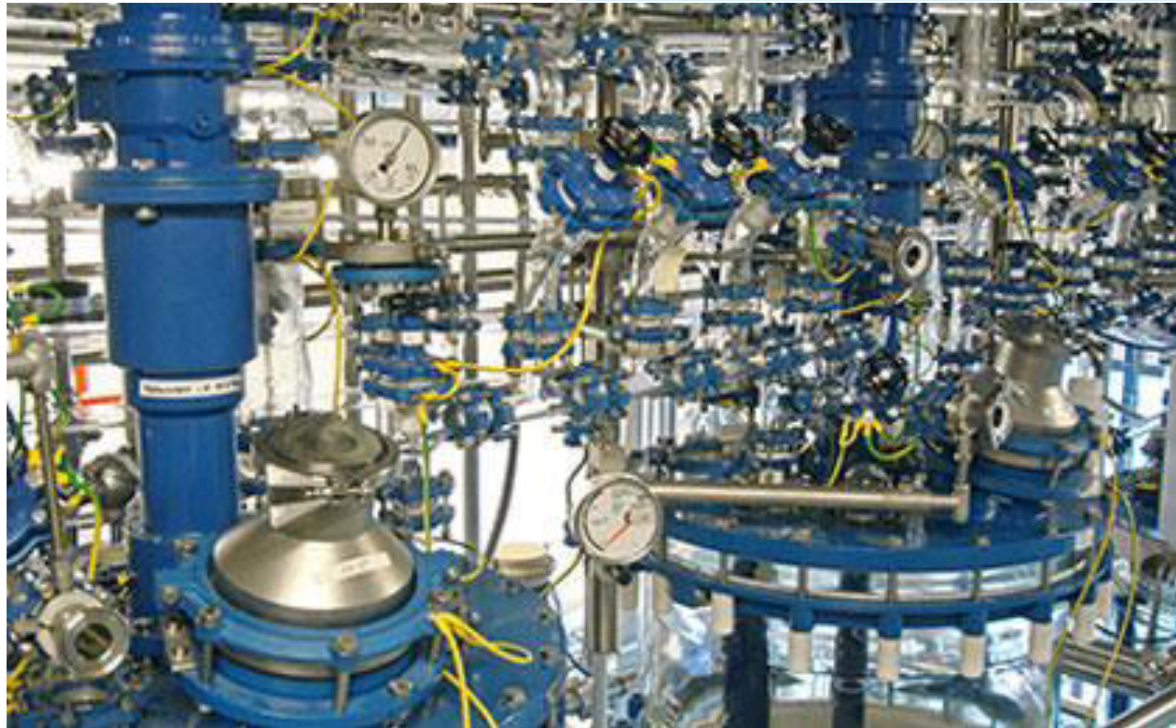


# PLANTA PRODUCCIÓ CARBARIL



Pau Burniol  
Alexandra Carrasco  
Oriol Rubio  
Pol Santos  
Pau Solé

***11. MANUAL  
DE  
CALCULS***

# INDEX

## 11. Manual de càlculs

11.1. Tancs d'emmagatzematge.....	11-1
11.1.1. Tancs de Fosgè (T-101).....	11-1
11.1.2. Tancs de MMA (T-102).....	11-12
11.1.3. Tancs de Cloroform (T-103).....	11-19
11.1.4. Tancs de Toluè (T-104).....	11-24
11.1.5. Emmagatzematge de NaOH.....	11-31
11.1.6. Emmagatzematge de NH <sub>4</sub> Cl.....	11-31
11.1.7. Dipòsits intermedis àrea 200.....	11-32
11.1.8. Dipòsits intermedis àrea 300.....	11-46
11.1.9. Dipòsits intermedis àrea 400.....	11-51
11.1.10. Mescladors.....	11-56
11.1.11. Tancs d'aigua (T-801 i T-802)...	11-63
11.1.12. Sitges.....	11-64
11.2 Disseny dels reactors.....	11-68
11.2.1. Reactor R-201.....	11-68
11.2.2. Reactor R-301.....	11-99
11.2.3. Reactor R-401.....	11-110
11.3. Disseny dels bescanviadors de calor.....	11-155
11.3.1. Disseny de bescanviadors de carcassa i tubs.....	11-155
11.3.2. Disseny de Kettle-Reboilers.....	11-196
11.4 Disseny de columnes.....	11-214

11.4.1 Columna CD-201.....	11-215
11.4.2. Columnes CD-202A i CD-202B.....	11-221
11.4.3. Columna CD-203.....	11-226
11.4.4. Columna CD-301.....	11-232
11.4.5. Columnes CD-302 <sup>a</sup> i CD-302B.....	11-237
11.4.6. Columna CD-401.....	11-242
11.4.7. Resum columnes.....	11-248
11.5 Disseny de columnes d'absorció.....	11-249
11.5.1 Columna d'absorció CA-201.....	11-249
11.6. Cristal·litzadors.....	11-257
11.6.1. Introducció .....	11-257
11.6.2. Elecció del tipus de cristal·litzador.....	11-267
11.6.3. Disseny dels cristal·litzadors.....	11-268
11.6.4. Dimensionament i disseny mecànic.....	11-282
11.7. Centrifugadora.....	11-299
11.7.1 Balanç de matèria.....	11-299
11.8. Assecador tipus túnel.....	11-302
11.8.1. Introducció.....	11-302
11.8.2. Disseny del assecador de túnel.....	11-313
11.8.3. Temps d'assecatge en l'assecador de túnel.....	11-325
11.8.4. Dimensionament del assecador de túnel.....	11-330
11.8.5. Disseny mecànic del assecador de túnel.....	11-331
11.9. Refredador de túnel.....	11-332

11.9.1. Disseny del refredador de túnel.....	11-332
11.9.2. Disseny mecànic del refredador de túnel.....	11-337
11.10. Serveis.....	11-338
11.10.1. Requeriments d'oli tèrmic.....	11-338
11.10.2. Caldera d'oli tèrmic.....	11-341
11.10.3. Equip de fred "Chiller".....	11-344
11.10.4. Torre de refrigeració.....	11-345
11.10.5. Descalcificadora.....	11-348
11.10.6. Servies elèctrics.....	11-349
11.11. Disseny de bombes .....	11-354
11.11.1 Bombes.....	11-354

## 11. Manual de càlculs

### 11.1. Tanques d'emmagatzematge

#### 11.1.1. Tanc de Fosgè (T101A-T101B-T101C-T101D)

Per a dur a terme la piròlisi per obtenir MIC cal abans fer reaccionar el fosgè en excés amb la monometilamina, per obtenir el MCC. El cabal necessari de fosgè per aquesta reacció és de 1075,22 kg/h.

En primer lloc s'ha de determinar l'autonomia de la planta pel cas del fosgè, que es considera de 4 dies, per tenir en compte possibles contratemps i no haver de parar la producció de la planta.

Seguidament es determina el volum de fosgè necessari per fer l'arrencada de la planta mitjançant l'equació 11.1.1.1.

$$V_{\text{fosgè}} = \frac{Q_{\text{fosgè}} \cdot t_{\text{estoc}}}{\rho} = \frac{1075,22 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{dia}} \cdot 1 \text{ dia}}{1354 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 19,1 \cdot 1,15 = 21,97 \text{m}^3 \quad \text{quació 11.1.1.1}$$

On;

$V_{\text{fosgè}}$  = Volum necessari de fosgè per l'arrencada, m<sup>3</sup>.

$Q_{\text{fosgè}}$  = Cabal de fosgè, kg/h.

$T_{\text{stock}}$  = Temps d'estoc, dia.

$\rho$  = Densitat del fosgè a les condicions d'operació, 1354 kg/m<sup>3</sup>.

El volum obtingut es sobredimensiona un 15%, obtenint un volum de 21,97m<sup>3</sup>. En funció del volum obtingut es determina un volum de tanc. En aquest cas s'ha triat un volum de tanc de 30m<sup>3</sup>.

Ahora de determinar el volum del tanc també s'ha tingut en compte el percentatge de volum ocupat en el tanc, determinant un 80% de volum ocupat com a màxim.

S'ha de tenir en compte que hi ha un cabal de recirculació de 2,17 kmol/h de foscè, cosa que fa que al dia es necessitin realment 20644,19kg, equivalent a 15,25m<sup>3</sup> de foscè. Per tant, per tenir un estoc de 4 dies s'haurà de tenir un volum de foscè de 82,90m<sup>3</sup>.

Per determinar el percentatge de volum ocupat dels tancs en primer lloc s'estableix un nombre de tancs usant l'equació 11.1.1.2.

$$N_{\text{tancs}} = \frac{V_{\text{Toluè}}}{V_{\text{tanc}}} = \frac{82,90\text{m}^3}{30\text{m}^3} = 2,7 \rightarrow 4 \quad \text{Equació 11.1.1.2}$$

Amb l'equació 11.1.1.3 es determinar el % de volum ocupat en els diferents tancs.

$$\%_{\text{Ocupat}} = \frac{V_{\text{MMA}}/N_{\text{tancs}}}{V_{\text{tanc}}} = \frac{82,90\text{m}^3/4}{30\text{m}^3} \cdot 100 = 69,1\% \quad \text{Equació 11.1.1.3}$$

#### 11.1.1.1 Dimensions dels tancs

Per establir les dimensions dels tancs es fixa primer un diàmetre, paràmetre de disseny. En aquest cas s'ha fixat un diàmetre de 4m.

Amb el diàmetre fixat (D) i coneixent el volum del tanc es pot determinar l'alçada (L) d'aquest mitjançant l'equació del volum d'un cilindre, equació 11.1.1.4. El volum del tanc per determinar l'alçada del cilindre, serà la resta del volum del tanc menys el dels dos capçals.

$$V_{\text{tanc}} - V_{\text{toriesfèric}} = \frac{\pi D^2 L_{\text{cilindre}}}{4} \quad \text{Equació 11.1.1.4}$$

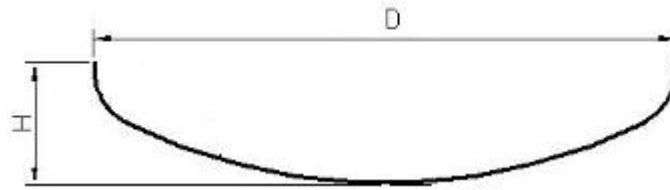
S'ha obtingut una alçada del cilindre de 1,56m.

Els fondos superior i inferior es determinen mitjançant les següents equacions:

$$H_{\text{toriesfèric}} = 0,169 \cdot D \quad \text{Equació 11.1.1.5}$$

$$V_{\text{toriesfèric}} = 0,08089 \cdot D^3 \quad \text{Equació 11.1.1.6}$$

D'aquesta manera, s'obté una alçada de capçal toriesfèric de 0,68m i de volum 5,2m<sup>3</sup>.



**Figura 11.1.1.1** *Dimensions torisfèric*

L'alçada total és la suma del cilindre més la suma dels capçals, donant una alçada total L de 2,92m.

### 11.1.1.2 Disseny mecànic

Els espessors de paret necessaris per a poder resistir les condicions de disseny de l'aparell a pressió s'han obtingut dissenyant a pressió interna., ja que aquesta és amb diferència major a la pressió externa, pressió atmosfèrica.

Es determina la temperatura i la pressió de disseny mitjançant la regla REPSOL. En el cas de la temperatura la regla diu que és triarà el màxim entre la temperatura obtinguda sumant 10% a la temperatura màxima d'operació o escollir una temperatura de 80°C. En el cas de la pressió es triarà la pressió més gran entre l'addició del 10% de la pressió d'operació o sumant 1,75bars a la pressió d'operació.

En aquest cas s'ha triat una temperatura de disseny de 80°C i una pressió de disseny de 3,75bars, complint en els dos casos la segona opció de la norma. Cal afegir també que el material escollit per la fabricació de l'equip és l'acer inoxidable 316L.

En primer lloc, per determinar el gruix de la carcassa, cilindre vertical, s'utilitza l'Equació 11.1.1.7. El valor obtingut servirà per escollir la xapa comercial que més s'adeqüi a les necessitats, sent sempre superior el gruix de la xapa comercial que el valor obtingut.

$$t = \frac{P(R+c)}{SE-0.6P} + c = 0,48 \text{ [in]} \rightarrow 12,1 \text{ [mm]} \quad \text{Equació 11.1.1.7}$$

On;

t = Espessor necessari, [in]

P = Pressió de disseny interna, 3,75 bar--> 53,72[psi]

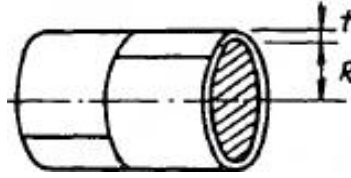
c = Factor de corrosió, 0,039 [in]



R = Radi del cilindre, 78,74 [in].

S = Tensió admissible per a una temperatura de disseny 80°C, 15700 [psi]

E = Factor de soldadura, 0,85



**Figura 11.1.1.2 Cilindre**

S'obté un espessor de 12,1mm, i per tant, s'escull una xapa comercial de 15mm.

En segon lloc, per la part dels capçals torisfèrics decimals s'utilitza l'equació 11.1.1.8. En aquest cas, a l'espessor obtingut se li afegeix un 10%, per tenir en compte la pèrdua de xapa alhora d'arrodonir-la i donar-li forma.

$$t = \frac{P(L+c)M}{2SE-0.2P} + c + 10\% = 0,71[\text{in}] \rightarrow 18 [\text{mm}] \quad \text{Equació 11.1.1.8}$$

On;

t = Espessor necessari, [in]

P = Pressió de disseny interna, 3,75bar--> 53,72[psi]

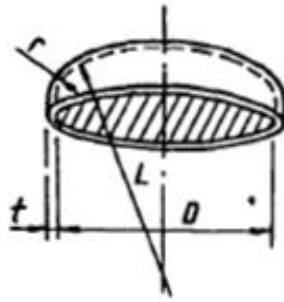
c = Factor de corrosió, 0,039 [in]

S = Tensió admissible per a una temperatura de disseny 80°C, 15700 [psi]

E = Factor de soldadura, 0,85.

L = S'obté observant la figura 11.1.1.3, 118,1 [in]

M = Valor tabulat segons el paràmetre L/r=10, 1,54.



**Figura 11.1.1.3** Torisfèric decimal

En aquest cas el valor del gruix resulta 18 mm, coincidint amb el valor comercial de xapa de 18 mm, que serà l'escollit.

### 11.1.1.3 Càlcul del venteig

La normativa ITC-MIE-APQ indica que els tancs d'emmagatzematge han de contenir un sistema d'alleujament per prevenir la formació de buit, de manera que eviti la deformació del tanc provocada per la càrrega i descàrrega del tanc o la variació brusca de la temperatura.

Les dimensions normals del venteig d'un tanc han de ser com a mínim igual a les canonades de càrrega o descàrrega del tanc, sent millor que sigui major el diàmetre de venteig.

Per determinar la capacitat de venteig necessària s'utilitzen les següents equacions:

$$A_{\text{humida}} = \pi \cdot D_{\text{humit}} \cdot L \quad \text{Equació 11.1.1.9}$$

$$Q_{\text{foc}} = 139,7 \cdot F \cdot A_{\text{humida}}^{0,82} \cdot 10^3 \quad \text{Equació 11.1.1.10}$$

$$C_V = \frac{4,414 \cdot Q_{\text{foc}} \cdot 10^6}{L_{\text{vap}} \cdot \sqrt{PM}} \quad \text{Equació 11.1.1.11}$$

On;

$A_{\text{humida}}$  = Àrea humida, 32,28m<sup>2</sup>.

$Q_{\text{foc}}$  = Calor rebut en cas d'un foc extern, 2,41·10<sup>6</sup>KJ/h.

F= Factor de reducció sense dimensions,1.

$C_V$  = Capacitat de venteig, m<sup>3</sup>/h.

$L_{\text{vap}}$  = Calor latent de vaporació del Fosgè, 115,62KJ/Kg.

PM= Pes molecular, 98,92Kg/Kmol.

D'aquesta manera s'obté una capacitat de venteig necessària de 9260,48 m<sup>3</sup>/h.

#### 11.1.1.4 Pes del tanc

Per a poder determinar el pes de l'equip, s'ha d'utilitzar l'espessor obtingut a l'apartat 11.1.1.2. A partir d'aquest és pot establir el volum de les parets de l'equip, que es multiplicarà per la densitat del material escollit (8000 kg/m<sup>3</sup> per l'acer 316L) obtenint així el pes total. En primer lloc es calcula el pes del cos cilíndric:

$$\text{Pes cilindre} = \left[ \frac{\pi}{4} ((D+2t)^2 - D^2) \cdot H \right] \cdot \rho = 2366,37\text{Kg} \quad \text{quació 11.1.1.12}$$

Per obtenir el pes d'un capçal toriesfèric es calcula el volum d'aquest de la mateixa manera que amb el cos cilíndric i es multiplica per la densitat. En aquest cas s'utilitza l'equació 11.1.1.13, que resulta de la multiplicació d'aquesta densitat a l'equació ja utilitzada del volum del capçal:

$$\text{Pes toriesfèric} = 0,08089 [(D+2t)^3 - D^3] \cdot \rho = 1128,32\text{Kg} \quad \text{Equació 11.1.1.13}$$

El pes de l'equip buit és la suma del pes dels dos capçals i el cos cilíndric, obtenint un pes total de 4623,01 Kg.

El pes de l'equip ple d'aigua es determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat de l'aigua, 1000Kg/m<sup>3</sup>, més el pes de l'equip buit. En aquest cas s'obté un pes total de 5200,88Kg.

El pes de l'equip en operació es determinarà de la mateixa manera que si fos ple d'aigua, però en aquest cas la densitat de la mescla equival al foscè en les condicions d'operació ( Temperatura de 5°C i pressió 2 bars), 1342Kg/m<sup>3</sup>, més el pes de l'equip buit. S'obté un pes total de 5398,51Kg.

A partir del pes de l'equip en operació es comprova que el terreny resistirà el pes de l'equip en operació, mitjançant l'equació 11.1.1.14.

$$\text{Resistència terreny} = \frac{\text{Pes}_{\text{operació}}}{A_{\text{base equip}}} = \frac{5398,51\text{Kg}}{28,14 \cdot 10^4 \text{cm}^2} = 0,019\text{Kg/cm}^2 \quad \text{Equació 11.1.1.14}$$

Es sap que la resistència del terreny és de 2Kg/cm<sup>2</sup> a 1,5m de profunditat sobre graves. Per tant, el terreny resistirà el pes de l'equip en operació, ja que, s'ha obtingut una força cap al terreny molt inferior a la màxima que pot aguantar.

#### 11.1.1.5 Mitja canya

Per tal d'emmagatzemar el fosc de forma segura es tenen en compte una sèrie de paràmetres clau. Un d'ells és la seva temperatura d'ebullició, de 8 °C, cosa que fa que es triï una temperatura d'emmagatzematge de 5 °C i una pressió de 2 bars, per tal que no hi hagi possibilitat que s'evapori i faci augmentar la pressió del recipient. Per tal de mantenir aquesta temperatura s'instal·la un sistema de mitja canya al voltant del tanc.

La mitja canya és el sistema utilitzat per mantenir la temperatura de 5 °C del fosc dins del tanc d'emmagatzematge, utilitzant l'oli tèrmic Terminoil VLT ( a -5 °C). El primer pas per dissenyar l'equip és el càlcul del coeficient global de transferència de calor, U, per poder calcular posteriorment el calor perdut amb l'exterior del tanc en les pitjors condicions. Les equacions utilitzades són la 11.1.1.15 i 11.1.1.16:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_e} \frac{D_e}{D_i} + \frac{\Delta x}{k_{316L} \frac{D_e}{D_i}} + \frac{\Delta x_{aïllant}}{k_{aïllant} \frac{D_e}{D_i}} \quad \text{Equació 11.1.1.15}$$

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T \quad \text{Equació 11.1.1.16}$$

On;

U = Coeficient global de transferència de calor, W/m<sup>2</sup>·°C.

h<sub>i</sub> = Coeficient individual de convecció interior del fosc, 1800 W/m<sup>2</sup>·°C.

h<sub>e</sub> = Coeficient individual de convecció exterior de l'aire, 10 W/m<sup>2</sup>·°C.

D<sub>e</sub> = Diàmetre exterior de l'equip, m.

D<sub>i</sub> = Diàmetre interior de l'equip, m.

Δx = Espessor de l'equip, m.

Δx<sub>aïllant</sub> = Espessor de l'aïllant, m.

$k_{316L}$  = Coeficient de conducció de l'acer 316L, 15,23 W/m·°C.

$k_{aïllant}$  = Coeficient de conducció de l'aïllant, 0,06 W/m·°C.

$q$  = Calor cedida a l'exterior, W.

$A$  = Àrea de transferència de calor, m<sup>2</sup>.

$\Delta T$  = Diferència de temperatures entre l'exterior i l'interior, °C.

Amb l'equació 11.1.1.15 s'obté una U de 1,06 W/m<sup>2</sup>·°C, que permet el càlcul del calor cedit, a través de l'equació 11.1.1.16, que equival a 416,15 W. Amb aquest valor ja es pot dissenyar la mitja canya, seguint les equacions de disseny específiques descrites a continuació. Els paràmetres clau en aquest disseny és el cabal necessari de refrigerant, l'àrea i altura de la mitja canya i el número de voltes.

$$q = m_f \cdot C_{p_f} \cdot \Delta T_f \quad \text{Equació 11.1.1.17}$$

On;

$m_f$  = Cabal màssic de refrigerant, kg/s.

$C_{p_f}$  = Capacitat calorífica del refrigerant, 1,98 KJ/kg·K.

$\Delta T_f$  = Diferència de temperatures entre el fosc i el refrigerant, K.

El càlcul del cabal màssic de refrigerant es duu a terme aïllant el paràmetre de l'equació 11.1.1.17, obtenint-se un valor de 21,02 kg/s. El següent pas és el càlcul del diàmetre de la mitja canya, combinant les equacions 11.1.1.18 i 11.1.1.9, per obtenir l'equació 11.1.1.20:

$$m_f = v \cdot A_{\text{mitja canya}} \quad \text{Equació 11.1.1.18}$$

$$A_{\text{mitja canya}} = \frac{\pi}{4 \cdot 2} D_{\text{mitja canya}}^2 \quad \text{Equació 11.1.1.19}$$

$$D_{\text{mitja canya}} = \sqrt{\frac{m_f \cdot 8}{\pi \cdot v}} \quad \text{quació 11.1.1.20}$$

On;

$v$  = Velocitat del refrigerant, m/s.

$A_{\text{mitja canya}}$  = Àrea de la mitja canya,  $m^2$ .

$D_{\text{mitja canya}}$  = Diàmetre de la mitja canya, m.

D'aquesta manera s'obté un diàmetre de mitja canya de 0,15 m, que permet alhora calcular l'àrea de l'equip, el número de voltes i l'alçada, utilitzant les equacions següents:

$$A_{\text{mitja canya}} = 2 \cdot \pi \cdot r_{\text{tanc}} \cdot D_{\text{mitja canya}} \quad \text{Equació 11.1.1.21}$$

$$n^{\circ} \text{ voltes} = \frac{A_{\text{bescanvi}}}{A_{\text{mitja canya}}} \quad \text{Equació 11.1.1.22}$$

$$h_{\text{mitja canya}} = (n^{\circ} \text{ voltes} - 1) \cdot E + (D_{\text{mitja canya}} \cdot n^{\circ} \text{ voltes}) \quad \text{quació 11.1.1.23}$$

On;

$r_{\text{tanc}}$  = Radi del tanc d'emmagatzematge, m.

$n^{\circ}$  voltes = Número de voltes de la mitja canya.

$A_{\text{bescanvi}}$  = Àrea de bescanvi del tanc,  $m^2$ .

$h_{\text{mitja canya}}$  = Altura de la mitja canya, m.

$E$  = Espai entre voltes, 0,15 m.

De les anteriors equacions es troba una àrea de mitja canya de  $1,95 m^2$ , una alçada de 2,31m i 8 voltes.

### 11.1.3.6 Aïllant de l'equip

Per evitar que la temperatura del tanc variï és posarà una capa d'aïllant proporcionada per l'empresa CALORCOL. El gruix d'aïllant es calcula a partir del programa Insulan proporcionat per la mateixa empresa.

La temperatura de disseny escollida serà per als cassos més desfavorables. Per tant, s'escull una temperatura màxima d'estiu de 40°C.

Com a material aïllant s'ha usat llana de roca. El resultat és que calen 2 polsades d'aïllant al reactor. És a dir 50,8mm.

Les dades necessàries per obtenir aquest gruix es veuen reflectides en la taula següent:

**Taula 11.1.1.1 Dades per el càlcul del gruix del aïllant.**

<b>Càlcul aïllant</b>	
<b>Temperatura ambient (°C)</b>	40
<b>Velocitat del aire (m/s)</b>	0,5
<b>Temperatura exterior del aïllant (°C)</b>	20
<b><math>\rho_{llana\ de\ roca}</math> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	100
<b>Gruix del aïllant (in)</b>	2

Finalment, la taula 11.1.1.2 mostra els paràmetres més rellevants dels tancs de foscè:

**Taula 11.1.1.2** Paràmetres dels tancs d'emmagatzematge de foscè.

<b>Tancs d'emmagatzematge de foscè (T-101a, T-101b, T-101c, T-101d)</b>			
<b>Cabal diari (m<sup>3</sup>/dia)</b>	15,25	<b>Capacitat (m<sup>3</sup>)</b>	30
<b>Temps d'estoc (dies)</b>	4	<b>Volum ocupat (%)</b>	69,1
<b>Altura total (m)</b>	2,92	<b>Diàmetre (m)</b>	4
<b>Altura cos (m)</b>	1,56	<b>Altura capçals (m)</b>	0,68
<b>T operació (°C)</b>	5	<b>T disseny (°C)</b>	80
<b>P operació (bar)</b>	2	<b>P disseny (bar)</b>	3,75
<b>Material</b>	Acer 316L	<b>Aïllant i gruix (in)</b>	Llana de roca, 2in
<b>Espessor cos (mm)</b>	15	<b>Espessor capçal (mm)</b>	18
<b>Pes buit (kg)</b>	4623,01	<b>Pes ple d'aigua (kg)</b>	5200,88
<b>Pes en operació (kg)</b>	5398,51	<b>Capacitat de venteig (m<sup>3</sup>/h)</b>	9260,48
<b>Mitja canya</b>			
<b>Altura (m)</b>	2,31	<b>Diàmetre (m)</b>	0,15
<b>nº de voltes</b>	8	<b>Espai entre voltes</b>	0,15
<b>Cabal màssic de refrigerant (kg/s)</b>	21,02	<b>Refrigerant</b>	Terminoyl VLT

Els càlculs per determinar les característiques dels equips restants es basen també en el codi ASME i la norma REPSOL, i per tant utilitzen gran part de les equacions descrites en aquest apartat. En cas que posseïxin dades especials o càlculs diferents seran utilitzades equacions especificades a l'apartat que correspongui.



### 11.1.2 Tanc de MMA (T102a-T102b)

Per a dur a terme la primera reacció en la qual es produeix MCC es requereix un cabal de 270,1 kg/h de MMA.

En aquest cas el càlcul del volum necessari de MMA es realitza únicament amb l'equació 11.1.1.1, ja que no hi ha un cabal de recirculació que en modifiqui el valor i l'autonomia alhora de calcular l'estoc es considera també de 4 dies.

$$V_{\text{MMA}} = \frac{Q_{\text{MMA}} \cdot t_{\text{estoc}}}{\rho} = \frac{270,1 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{dies}} \cdot 4 \text{ dies}}{644 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 40,3 \text{m}^3 \cdot 1,15 = 46 \text{m}^3$$

En funció d'aquests 46m<sup>3</sup> es determinen 2 tancs de capacitat 30m<sup>3</sup>, mantenint la restricció de no superar el 80% de volum ocupat de cadascun.

$$N_{\text{tancs}} = \frac{V_{\text{MMA}}}{V_{\text{tanc}}} = \frac{46 \text{m}^3}{30 \text{m}^3} = 1,5 \rightarrow 2$$

$$\%_{\text{ocupat}} = \frac{V_{\text{MMA}}/N_{\text{tanc}}}{V_{\text{tanc}}} = \frac{46 \text{m}^3 / 2}{30 \text{m}^3} \cdot 100 = 77\%$$

D'aquesta manera, amb 2 tancs d'emmagatzematge pel MMA s'obté un % de volum ocupat de 77%.

#### 11.1.2.1 Dimensions dels tancs

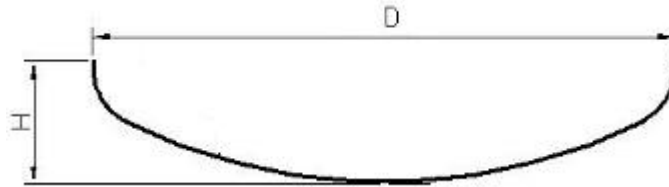
Amb el diàmetre fixat en 3m i coneixent el volum del tanc es determina l'alçada del cos, donant com a resultat una alçada de 3,63m. Igual que en el cas dels tancs de fosc, els de MMA s'instal·len en horitzontal i s'escull la configuració toriesfèrica decimal pels capçals:

$$V_{\text{tanc}} - V_{\text{toriesfèric}} = \frac{\pi D^2 L_{\text{cilindre}}}{4}$$

$$H_{\text{toriesfèric}} = 0,169 \cdot D$$

$$V_{\text{toriesfèric}} = 0,08089 \cdot D^3$$

En aquest cas els capçals tenen una de 0,51m i un volum de 2,2m<sup>3</sup>.



**Figura 11.1.2.1** Dimensions toriesfèric

L'alçada total és la suma del cilindre més la suma del toriesfèric, obtenint una alçada total L de 4,64m.

### 11.1.2.2 Disseny mecànic

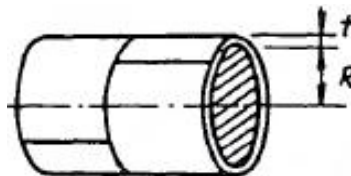
Es determina la temperatura i la pressió de disseny mitjançant també la regla REPSOL. En el cas de la temperatura la regla diu que és triarà el màxim entre la temperatura obtinguda sumant 10% a la temperatura màxima d'operació o escollir una temperatura de 80°C. En el cas de la pressió es triarà la pressió més gran entre l'addició del 10% de la pressió d'operació o sumant 1,75bars a la pressió d'operació.

En aquest cas s'ha triat una temperatura de disseny de 80°C i una pressió de disseny de 5,75bars. El material escollit per l'equip és l'acer inoxidable 316L.

Les equacions 11.1.1.7 i 11.1.1.8 proporcionen els espessors del cos cilíndric i els capçals:

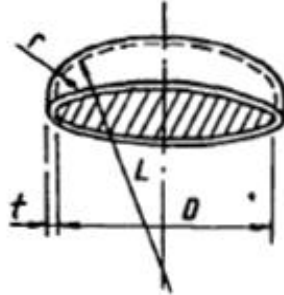
$$t = \frac{P(R+c)}{SE-0.6P} + c = 0,41 \text{ [in]} \rightarrow 10,3 \text{ [mm]}$$

**Equació 11.1.1.7**



**Figura 11.1.2.2 Cilindre**

$$t = \frac{P(L+c)M}{2SE-0.2P} + c + 10\% = 0,66[\text{in}] \rightarrow 16,8 [\text{mm}] \quad \text{Equació 11.1.1.8}$$

**Figura 11.1.2.3 Toriesfèric decimal**

A partir d'aquests espessors s'escullen una xapa comercial de 12mm pel cos i de 18mm pels capçals.

### 11.1.2.3 Càlcul del venteig

La normativa ITC-MIE-APQ, indica que els tancs d'emmagatzematge han de contenir un sistema d'alleujament per prevenir la formació de buit de manera que eviti la deformació del tanc provocada per la carrega i descarrega del tanc o la variació de la temperatura.

Les dimensions normals del venteig d'un tanc han de ser com a mínim igual a les canonades de càrrega o descàrrega del tanc. Essent millor que sigui major el diàmetre de venteig.

Per determinar la capacitat de venteig necessària s'utilitzen les mateixes equacions:

$$A_{\text{humida}} = \pi \cdot D_{\text{humit}} \cdot L$$

$$Q_{\text{foc}} = 139,7 \cdot F \cdot A_{\text{humida}}^{0,82} \cdot 10^3$$

$$C_V = \frac{4,414 \cdot Q_{\text{foc}} \cdot 10^6}{L_{\text{vap}} \cdot \sqrt{PM}}$$

D'aquesta manera s'obté una capacitat de venteig necessària de 1621,79m<sup>3</sup>/h.

#### 11.1.2.4 Dimensionament de la Cubeta

Els recipients de superfície per emmagatzemar líquids inflamables i combustibles han de disposar de una cubeta de retenció. És important que cada fila de cubetes tingui a la vora un carrer o via d'accés que permeti la intervenció de la brigada de lluita contra incendis. En el fons de la cubeta hi haurà un pendent de tal manera que tot el producte vessat vagi a parar ràpidament cap a la zona més allunyada possible dels recipients.

En primer lloc es determina la distància necessària entre tancs. Per efectuar el càlcul expressat en l'equació 11.1.2.1 s'ha de realitzar una comprovació prèvia regida per el valor L/D el qual ha de ser inferior a 1,75.

$$S_t = 0,5 \cdot D \quad \text{Equació 11.1.2.1}$$

S'ha obtingut una separació de tancs ( $S_t$ ) de 1,5m on el L/D ha donat 1,21.

Seguidament s'estima la longitud de la cubeta amb l'Equació 11.1.2.2:

$$L_{cu} = \left( \frac{N_{tancs}}{2} \right) D_{total} + S_t \left( \frac{N_{tancs}}{2} - 1 \right) + 2S_p \quad \text{Equació 11.1.2.2}$$

On;

$L_{cu}$  = És la longitud de la cubeta, m.

$N_{tancs}$  = Nombre de tancs, 2.

$D_{total}$  = Diàmetre intern del tanc més l'espessor, 3m.

$S_t$  = Separació entre tancs, 1,5m.

$S_p$  = Separació entre el tanc i la paret de la cubeta, m. S'ha escollit la mateixa que la obtinguda per  $S_t$ , 1,5m.

El resultat dona una longitud de cubeta de 6m. Per altra banda s'obté l'amplada de la cubeta ( $m_{cu}$ ), 10,5m, amb l'equació 11.1.2.3.

$$m_{cu} = 2 \cdot D_{total} + S_t + 2 \cdot S_p = 2 \cdot 3m + 1,5m + 2 \cdot 1,5m = 10,5m \quad \text{Equació 11.1.2.3}$$

L'àrea total de la cubeta seria la multiplicació de la longitud per l'amplada, sent aquesta de  $63m^2$ . Aquesta serà la suma de l'àrea ocupada ( $A_{o,cu}$ ), calculada amb l'equació 11.1.2.4, i l'àrea lliure ( $A_{l,cu}$ ), calculada amb l'equació 11.1.2.5:

$$A_{o,cu} = \left( \left( \frac{N_{tancs}}{2} \right) D_{total} + S_t \left( \frac{N_{tancs}}{2} - 1 \right) \right) \cdot (2D_{total} + S_t) = 22,5m^2 \quad \text{Equació 11.1.2.4}$$

$$A_{l,cu} = L_{cu} \cdot m_{cu} - A_{o,cu} = 40,5m^2 \quad \text{Equació 11.1.2.5}$$

Finalment, l'alçada de la cubeta ( $H_{cu}$ ) s'obté amb l'equació 11.1.2.6, on es sobredimensiona un 15% per seguretat obtenint una alçada final de 0,85m.

$$H_{cu} = \frac{V_{tanc}}{A_{l,cu}} = \frac{30m^3}{40,5m} \cdot 1,15 = 0,85m \quad \text{Equació 11.1.2.6}$$

### 11.1.2.5 Pes del tanc

Per a poder determinar el pes de l'equip, s'ha d'utilitzar l'espessor obtingut a l'apartat 11.1.2.2. A partir d'aquest és pot establir el volum, aquest és multiplicarà per la densitat. D'aquesta manera s'obté el pes del reactor.

$$\text{Pes cilindre} = \left[ \frac{\pi}{4} ((D+2t)^2 - D^2) \cdot H \right] \cdot \rho = 3294,01Kg$$

Per obtenir el pes del toriesfèric es calcula el volum d'aquest i es multiplica per la densitat del material empleat. D'aquesta manera s'obté el pes en kilograms.

$$\text{Pes toriesfèric} = 0,08089 [(D+2t)^3 - D^3] \cdot \rho = 633,58Kg$$

El pes de l'equip buit és la suma dels dos anteriors, tenint en compte que hi ha dos capçals, obtenint un pes total de 4567,17 Kg.

El pes de l'equip ple d'aigua es determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat de l'aigua,  $1000\text{Kg/m}^3$  més el pes de l'equip. S'Obté un pes total de  $5138,07\text{Kg}$ .

El pes de l'equip en operació es determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat de la mescla del reactor,  $644\text{Kg/m}^3$ , més el pes de l'equip. El valor obtingut es sumarà al pes de l'equip buit. El pes total resulta de  $4934,83\text{Kg}$ .

Un cop obtingut el pes es passa a comprovar que el terreny resistirà el pes de l'equip en operació:

$$\text{Resistència terreny} = \frac{\text{Pes}_{\text{operació}}}{A_{\text{base equip}}} = \frac{4934,83\text{Kg}}{34,18 \cdot 10^4 \text{cm}^2} = 0,01\text{Kg/cm}^2$$

Es sap que la resistència del terreny és de  $2\text{Kg/cm}^2$  a  $1,5\text{m}$  de profunditat sobre graves. Per tant, el terreny resistirà de sobres el pes de l'equip en operació, ja que, s'ha obtingut una força cap al terreny inferior a la màxima que pot aguantar.

#### 11.1.1.6 Aïllant de l'equip

Per evitar que la temperatura del tanc variï es posarà una capa d'aïllant proporcionada per l'empresa CALORCOL. El gruix d'aïllant es calcula a partir del programa Insulan proporcionat per la mateixa empresa.

La temperatura de disseny escollida serà per als cassos més desfavorables. Per tant, s'escull una temperatura màxima d'estiu de  $40^\circ\text{C}$ .

Com a material aïllant s'ha usat llana de roca. El resultat és que calen 2 polsades d'aïllant al reactor. És a dir  $50,8\text{mm}$ .

Les dades necessàries per obtenir aquest gruix es veuen reflectides en la taula següent:

**Taula 11.1.2.1 Dades per el càlcul del gruix del aïllant.**

Càlcul aïllant	
Temperatura ambient ( $^\circ\text{C}$ )	40

<b>Velocitat del aire (m/s)</b>	0,5
<b>Temperatura exterior del aïllant (°C)</b>	20
<b><math>\rho_{\text{llana de roca}} (\text{kg/m}^3)</math></b>	100
<b>Gruix del aïllant (in)</b>	2

Finalment, la taula 11.1.2.2 conté els paràmetres més rellevants dels tancs de fosc:

**Taula 11.1.2.2** Paràmetres dels tancs d'emmagatzematge de MMA.

<b>Tancs d'emmagatzematge de MMA (T-102a, T-102b)</b>			
<b>Cabal diari (m<sup>3</sup>/dia)</b>	10,1	<b>Capacitat (m<sup>3</sup>)</b>	30
<b>Temps d'estoc (dies)</b>	4	<b>Volum ocupat (%)</b>	77
<b>Altura total (m)</b>	2,92	<b>Diàmetre (m)</b>	4
<b>Altura cos (m)</b>	1,56	<b>Altura capçals (m)</b>	0,68
<b>T operació (°C)</b>	5	<b>T disseny (°C)</b>	80
<b>P operació (bar)</b>	2	<b>P disseny (bar)</b>	3,75
<b>Material</b>	Acer 316L	<b>Aïllant i gruix (in)</b>	Llana de roca, 2 in
<b>Espessor cos (mm)</b>	12	<b>Espessor capçal (mm)</b>	18
<b>Pes buit (kg)</b>	4567,17	<b>Pes ple d'aigua (kg)</b>	5138,07
<b>Pes en operació (kg)</b>	4934,83	<b>Capacitat de venteig (m<sup>3</sup>/h)</b>	1621,79
<b>Cubeta</b>			
<b>Longitud (m)</b>	6	<b>Amplada (m)</b>	10,5
<b>Àrea lliure (m<sup>2</sup>)</b>	40,5	<b>Àrea ocupada (m<sup>2</sup>)</b>	22,5
<b>Àrea total (m<sup>2</sup>)</b>	63	<b>Altura (m)</b>	0,85

### 11.1.3 Tanc de Cloroform (T103A-T103B-T103C)

En la reacció entre el Fosgè i la monometilamina es necessita afegir cloroform per tal de separar el clorur d'hidrogen que es genera. El cabal necessari de cloroform és de 11939 kg/h.

Seguidament es determina el volum de Cloroform necessari per fer l'arrencada de la planta mitjançant l'equació 11.1.1.1.

$$V_{\text{cloroform}} = \frac{Q_{\text{cloroform}} \cdot t_{\text{estoc}}}{\rho} = \frac{11939 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{dia}} \cdot 1 \text{ dia}}{1480 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 193,6\text{m}^3 \cdot 1,15 = 223\text{m}^3$$

El volum obtingut es sobredimensiona un 15%, obtenint un volum de 223m<sup>3</sup>. En funció del volum obtingut es determina un volum de tanc, en aquest cas de 100m<sup>3</sup>.

Com en el cas del fosgè, existeix un cabal de recirculació pel qual només es perd un 2% del cloroform empleat. Al dia es perden 5730,72kg de cloroform, que equival a 3,9m<sup>3</sup>. Per tant, per tenir un estoc de 4 dies s'haurà de tenir un volum de toluè de 238,6m<sup>3</sup>.

Per determinar el percentatge de volum ocupat en primer lloc s'estableix un nombre de tancs:

$$N_{\text{tancs}} = \frac{V_{\text{Toluè}}}{V_{\text{tanc}}} = \frac{238,6\text{m}^3}{100\text{m}^3} = 2,4 \rightarrow 3$$

$$\%_{\text{Ocupat}} = \frac{V_{\text{MMA}}/N_{\text{tanc}}}{V_{\text{tanc}}} = \frac{238,6\text{m}^3/3}{100\text{m}^3} \cdot 100 = 79,5\%$$

D'aquesta manera, i escollint 3 tancs d'emmagatzematge, s'aconsegueix un % de volum ocupat de 79,5%.

#### 11.1.3.1 Dimensions dels tancs

Amb el diàmetre fixat en 4,5m i coneixent el volum del tanc es determina l'alçada del cos, donant com a resultat una alçada de 5,8m. En aquest cas el tanc d'emmagatzematge de cloroform està instal·lat verticalment, on el capçal superior és torisfèric decimal, mentre que el fons és pla.



$$V_{\text{tanc}} - V_{\text{toriesfèric}} = \frac{\pi D^2 L_{\text{cilindre}}}{4}$$

$$H_{\text{toriesfèric}} = 0,169 \cdot D$$

$$V_{\text{toriesfèric}} = 0,08089 \cdot D^3$$

En aquest cas el capçal superior té una alçada de 0,76m i un volum de 7,4m<sup>3</sup>.



**Figura 11.1.3.1** Dimensions toriesfèric

L'alçada total és la suma del cilindre més la suma del toriesfèric, obtenint una alçada total L de 6,58m.

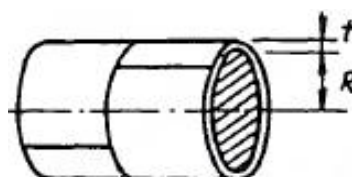
### 11.1.2.2 Disseny mecànic

Es determina la temperatura i la pressió de disseny mitjançant també la regla REPSOL. En el cas de la temperatura la regla diu que és triarà el màxim entre la temperatura obtinguda sumant 10% a la temperatura màxima d'operació o escollir una temperatura de 80°C. En el cas de la pressió es triarà la pressió més gran entre l'addició del 10% de la pressió d'operació o sumant 1,75bars a la pressió d'operació.

En aquest cas s'ha triat una temperatura de disseny de 80°C i una pressió de disseny de 2,75bars. El material escollit per l'equip és l'acer inoxidable 316L.

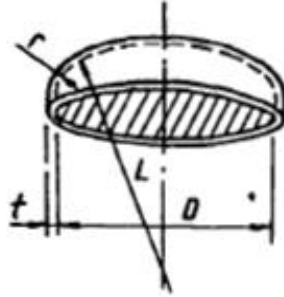
Les equacions 11.1.1.7 i 11.1.1.8 proporcionen els espessors del cos cilíndric i els capçals:

$$t = \frac{P(R+c)}{SE-0.6P} + c = 0,30 \text{ [in]} \rightarrow 7,7 \text{ [mm]}$$



**Figura 11.1.3.2 Cilindre**

$$t = \frac{P(L+c)M}{2SE-0.2P} + c + 10\% = 0,49[\text{in}] \rightarrow 12,4 [\text{mm}]$$

**Figura 11.1.3.3 Toriesfèric decimal**

A partir d'aquests espessors s'escullen una xapa comercial de 8mm pel cos i el fons pla i de 15mm pel capçal superior.

### 11.1.3.3 Càlcul del venteig

La normativa ITC-MIE-APQ, indica que els tancs d'emmagatzematge han de contenir un sistema d'alleujament per prevenir la formació de buit de manera que eviti la deformació del tanc provocada per la carrega i descarrega del tanc o la variació de la temperatura.

Les dimensions normals del venteig d'un tanc han de ser com a mínim igual a les canonades de càrrega o descàrrega del tanc. Essent millor que sigui major el diàmetre de venteig.

Per determinar la capacitat de venteig necessària s'utilitzen les mateixes equacions:

$$A_{\text{humida}} = \pi \cdot D_{\text{humit}} \cdot L$$

$$Q_{\text{foc}} = 139,7 \cdot F \cdot A_{\text{humida}}^{0,82} \cdot 10^3$$

$$C_V = \frac{4,414 \cdot Q_{\text{foc}} \cdot 10^6}{L_{\text{vap}} \cdot \sqrt{PM}}$$

D'aquesta manera s'obté una capacitat de venteig necessària de 3249,51m<sup>3</sup>/h.

#### 11.1.3.4 Pes del tanc

Per a poder determinar el pes de l'equip, s'ha d'utilitzar l'espessor obtingut a l'apartat 11.1.3.2. A partir d'aquest és pot establir el volum, aquest és multiplicarà per la densitat. D'aquesta manera s'obté el pes del reactor.

$$\text{Pes cilindre} = \left[ \frac{\pi}{4} ((D+2t)^2 - D^2) \cdot H \right] \cdot \rho = 5278,92\text{Kg}$$

Per obtenir el pes del toriesfèric es calcula el volum d'aquest i es multiplica per la densitat del material empleat.

$$\text{Pes toriesfèric} = 0,08089[(D+2t)^3 - D^3] \cdot \rho = 1187,26\text{Kg}$$

El pes de fons inferior es determinar multiplicant l'àrea d'aquest per el gruix obtingut i la densitat, tal com descriu l'equació 11.1.3.1. S'obté un pes de 1025,13kg.

$$\text{Pes fons} = A_{\text{fons}} \cdot \Delta x \cdot \rho = 1025,13\text{Kg}$$

**Equació 11.1.3.1**

El pes de l'equip buit és la suma dels tres anterior. Obtenint un pes total de 7491,31 Kg.

El pes de l'equip ple d'aigua es determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat de l'aigua, 1000Kg/m<sup>3</sup> més el pes de l'equip. S'obté un pes total de 8447,99Kg.

El pes de l'equip en operació es determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat de la mescla del reactor, 1480kg/m<sup>3</sup> més el pes de l'equip. S'obté un pes total de 8907,19Kg.

Un cop obtingut el pes es comprova que el terreny resistirà el pes de l'equip en operació:

$$\text{Resistència terreny} = \frac{\text{Pes}_{\text{operació}}}{A_{\text{base equip}}} = \frac{8907,19\text{Kg}}{15,9 \cdot 10^4 \text{cm}^2} = 0,056\text{Kg/cm}^2$$

Es sap que la resistència del terreny és de 2Kg/cm<sup>2</sup> a 1,5m de profunditat sobre graves. Per tant, el terreny resistirà de sobres el pes de l'equip en operació, ja que s'ha obtingut una força cap al terreny inferior a la màxima que pot aguantar.

#### 11.1.3.5 Aïllant de l'equip

Per evitar que la temperatura del tanc variï és posarà una capa d'aïllant proporcionada per l'empresa CALORCOL. El gruix d'aïllant es calcula a partir del programa Insulan proporcionat per la mateixa empresa.

La temperatura de disseny escollida serà per als cassos més desfavorables. Per tant, s'escull una temperatura màxima d'estiu de 40°C.

Com a material aïllant s'ha usat llana de roca. El resultat és que calen 2 polsades d'aïllant al reactor. És a dir 50,8mm.

Les dades necessàries per obtenir aquest gruix es veuen reflectides en la taula següent:

**Taula 11.1.3.1 Dades per el càlcul del gruix del aïllant.**

Càlcul aïllant	
Temperatura ambient (°C)	40
Velocitat del aire (m/s)	0,5
Temperatura exterior del aïllant (°C)	20
$\rho_{\text{llana de roca}} \text{ (kg/m}^3\text{)}$	100
Gruix del aïllant (in)	2

Finalment, la taula 11.1.3.2 conté els paràmetres més rellevants dels tancs de fosc:

**Taula 11.1.3.2 Paràmetres dels tancs d'emmagatzematge de cloroform.**

Tancs d'emmagatzematge de Cloroform (T-103a, T-103b, T-103c)			
Cabal diari (m <sup>3</sup> /dia)	3,9	Capacitat (m <sup>3</sup> )	100
Temps d'estoc (dies)	4	Volum ocupat (%)	79,5
Altura total (m)	6,58	Diàmetre (m)	4,5
Altura cos (m)	5,82	Altura capçal (m)	0,76
T operació (°C)	25	T disseny (°C)	80
P operació (bar)	1	P disseny (bar)	2,75
Material	Acer 316L	Aïllant i gruix (in)	Llana de roca, 2 in
Espessor cos (mm)	8	Espessor capçal (mm)	15
Pes buit (kg)	7491,31	Pes ple d'aigua (kg)	8447,99
Pes en operació (kg)	8907,19	Capacitat de venteig (m <sup>3</sup> /h)	3249,51
<b>Cubeta</b>			

<b>Longitud (m)</b>	22,5	<b>Amplada (m)</b>	9
<b>Àrea lliure (m<sup>2</sup>)</b>	106,71	<b>Àrea ocupada (m<sup>2</sup>)</b>	88,59
<b>Àrea total (m<sup>2</sup>)</b>	195,3	<b>Altura (m)</b>	1,08

#### 11.1.4 Tanc de Toluè (T104a-T104b-104c)

Per a dur a terme la reacció que es dona en el reactor R401 es requereix un cabal de 5651,9 kg/h de Toluè.

Seguidament es determina el volum de Cloroform necessari per fer l'arrencada de la planta mitjançant l'equació 11.1.1.1.

$$V_{\text{toluè}} = \frac{Q_{\text{toluè}} \cdot t_{\text{estoc}}}{\rho} = \frac{5651,9 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{dia}} \cdot 1 \text{ dia}}{866,9 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 156,5 \text{m}^3 \cdot 1,15 = 180 \text{m}^3$$

El volum obtingut es sobredimensiona un 15%, obtenint un volum de 180m<sup>3</sup>. En funció del volum obtingut es determina un volum de tanc, en aquest cas de 100m<sup>3</sup>.

Com en el cas del fosc i el cloroform, existeix un cabal de recirculació pel qual només es perd un 2% del toluè empleat. Al dia es perden 87,8kg/h de toluè, que equival a 11m<sup>3</sup>. Per tant, per tenir un estoc de 4 dies s'haurà de tenir un volum de toluè de 224m<sup>3</sup>.

Per determinar el percentatge de volum ocupat en primer lloc s'estableix un nombre de tancs:

$$N_{\text{tancs}} = \frac{V_{\text{toluè}}}{V_{\text{tanc}}} = \frac{224 \text{m}^3}{100 \text{m}^3} = 2,4 \rightarrow 3$$

$$\%_{\text{Ocupat}} = \frac{V_{\text{MMA}}/N_{\text{tanc}}}{V_{\text{tanc}}} = \frac{224 \text{m}^3 / 3}{100 \text{m}^3} \cdot 100 = 75\%$$

D'aquesta manera, i escollint 3 tancs d'emmagatzematge, s'aconsegueix un % de volum ocupat de 75%.

##### 11.1.4.1 Dimensions dels tancs

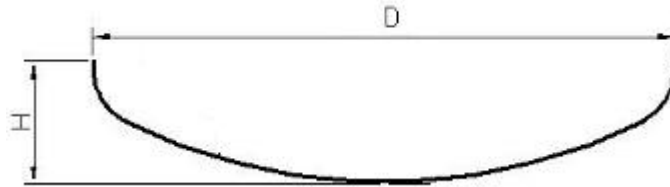
Amb el diàmetre fixat en 4,5m i coneixent el volum del tanc es determina l'alçada del cos, donant com a resultat una alçada de 5,8m. En aquest cas el tanc d'emmagatzematge de cloroform està instal·lat verticalment, on el capçal superior és toriesfèric decimtal, mentre que el fons és pla.

$$V_{\text{tanc}} - V_{\text{toriesfèric}} = \frac{\pi D^2 L_{\text{cilindre}}}{4}$$

$$H_{\text{toriesfèric}} = 0,169 \cdot D$$

$$V_{\text{toriesfèric}} = 0,08089 \cdot D^3$$

En aquest cas el capçal superior té una alçada de 0,76m i un volum de 7,4m<sup>3</sup>.



**Figura 11.1.4.1** Dimensions toriesfèric

L'alçada total és la suma del cilindre més la suma del toriesfèric, obtenint una alçada total L de 6,58m.

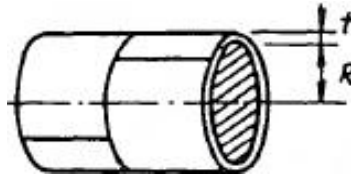
#### 11.1.4.2 Disseny mecànic

Es determina la temperatura i la pressió de disseny mitjançant també la regla REPSOL. En el cas de la temperatura la regla diu que es triarà el màxim entre la temperatura obtinguda sumant 10% a la temperatura màxima d'operació o escollir una temperatura de 80°C. En el cas de la pressió es triarà la pressió més gran entre l'addició del 10% de la pressió d'operació o sumant 1,75bars a la pressió d'operació.

En aquest cas s'ha triat una temperatura de disseny de 80°C i una pressió de disseny de 2,75bars. El material escollit per l'equip és l'acer inoxidable 316L.

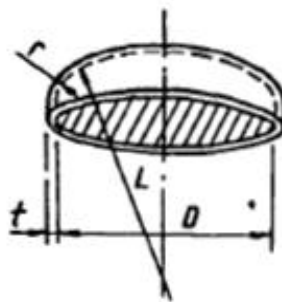
Les equacions 11.1.1.7 i 11.1.1.8 proporcionen els espessors del cos cilíndric i els capçals:

$$t = \frac{P(R+c)}{SE-0.6P} + c = 0,30 \text{ [in]} \rightarrow 7,7 \text{ [mm]}$$



**Figura 11.1.4.2 Cilindre**

$$t = \frac{P(L+c)M}{2SE-0.2P} + c + 10\% = 0,49 \text{ [in]} \rightarrow 12,4 \text{ [mm]}$$



**Figura 11.1.4.3 Torisfèric decimal**

A partir d'aquests espessors s'escullen una xapa comercial de 8mm pel cos i el fons pla i de 15mm pel capçal superior.

### 11.1.4.3 Càlcul del venteig

La normativa ITC-MIE-APQ, indica que els tancs d'emmagatzematge han de contenir un sistema d'alleujament per prevenir la formació de buit de manera que eviti la deformació del tanc provocada per la carrega i descarrega del tanc o la variació de la temperatura.

Les dimensions normals del venteig d'un tanc han de ser com a mínim igual a les canonades de càrrega o descàrrega del tanc. Essent millor que sigui major el diàmetre de venteig.

Per determinar la capacitat de venteig necessària s'utilitzen les mateixes equacions:

$$A_{humida} = \pi \cdot D_{humit} \cdot L$$

$$Q_{foc} = 139,7 \cdot F \cdot A_{humida}^{0,82} \cdot 10^3$$

$$C_V = \frac{4,414 \cdot Q_{foc} \cdot 10^6}{L_{vap} \cdot \sqrt{PM}}$$

D'aquesta manera s'obté una capacitat de venteig necessària de 7488,77m<sup>3</sup>/h.

#### 11.1.4.4 Dimensionament de la Cubeta

De igual manera que en cas de la cubeta de MMA, el primer pas és determinar la distància necessària entre tancs. En aquest cas també es realitza la comprovació prèvia regida pel valor L/D, el qual ha de ser inferior a 1,75.

$$S_t = 0,5 \cdot D$$

S'ha obtingut una separació de tancs ( $S_t$ ) de 2,25m on el L/D ha donat 1,29.

Seguidament s'estima la longitud de la cubeta:

$$L_{cu} = N_{tancs} \cdot D_{total} + (N_{tancs} - 1)S_t + 2S_p = 22,5m$$

On;

$L_{cu}$  = És la longitud de la cubeta, m.

$N_{tancs}$  = Nombre de tancs, 3.

$D_{total}$  = Diàmetre intern del tanc més l'espessor, 4,5m.

$S_t$  = Separació entre tancs, 2,25m.

$S_p$  = Separació entre el tanc i la paret de la cubeta, m. S'ha escollit la mateixa que la obtinguda per  $S_t$ , 2,25m.

El resultat dóna una longitud de cubeta de 22,5m. Per altra banda s'obté l'amplada de la cubeta ( $m_{cu}$ ), 9m.

$$m_{cu} = D_{total} + 2 \cdot S_p = 9m$$



L'àrea total de la cubeta seria la multiplicació de la longitud per l'amplada, sent aquesta de  $195,3\text{m}^2$ . Aquesta serà la suma de l'àrea ocupada ( $A_{o,cu}$ ), calculada amb l'equació 11.1.2.4, i l'àrea lliure ( $A_{l,cu}$ ), calculada amb l'equació 11.1.2.5:

$$A_{o,cu} = \left( \left( \frac{N_{\text{tancs}}}{2} \right) D_{\text{total}} + S_t \left( \frac{N_{\text{tancs}}}{2} - 1 \right) \right) \cdot (2D_{\text{total}} + S_t) = 88,59\text{m}^2$$

$$A_{l,cu} = L_{cu} \cdot m_{cu} - A_{o,cu} = 106,71\text{m}^2$$

Finalment, l'alçada de la cubeta ( $H_{cu}$ ) s'obté amb l'equació 11.1.2.6, on es sobredimensiona un 15% per seguretat obtenint una alçada final de 0,85m.

$$H_{cu} = \frac{V_{\text{tanc}}}{A_{l,cu}} = \frac{100\text{m}^3}{106,71\text{m}} \cdot 1,15 = 1,08\text{m}$$

#### 11.1.4.5 Pes del tanc

Per a poder determinar el pes de l'equip, s'ha d'utilitzar l'espessor obtingut a l'apartat 11.1.3.2. A partir d'aquest és pot establir el volum, aquest és multiplicarà per la densitat. D'aquesta manera s'obté el pes del reactor.

$$\text{Pes cilindre} = \left[ \frac{\pi}{4} ((D+2t)^2 - D^2) \cdot H \right] \cdot \rho = 5278,92\text{Kg}$$

Per obtenir el pes del toriesfèric es calcula el volum d'aquest i es multiplica per la densitat del material empleat.

$$\text{Pes toriesfèric} = 0,08089[(D+2t)^3 - D^3] \cdot \rho = 1187,26\text{Kg}$$

El pes de fons inferior es determinar multiplicant l'àrea d'aquest per el gruix obtingut i la densitat, tal com descriu l'equació 11.1.3.1. S'obté un pes de 1025,13kg.

$$\text{Pes fons} = A_{\text{fons}} \cdot \Delta x \cdot \rho = 1025,13\text{kg}$$

El pes de l'equip buit és la suma dels tres anterior. Obtenint un pes total de 7491,31 Kg.

El pes de l'equip ple d'aigua es determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat de l'aigua,  $1000\text{Kg/m}^3$  més el pes de l'equip. S'obté un pes total de  $8447,99\text{Kg}$ .

El pes de l'equip en operació es determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat de la mescla del reactor,  $866,9\text{kg/m}^3$  més el pes de l'equip. S'obté un pes total de  $8107,41\text{Kg}$ .

Un cop obtingut el pes es comprova que el terreny resistirà el pes de l'equip en operació:

$$\text{Resistència terreny} = \frac{\text{Pes}_{\text{operació}}}{A_{\text{base equip}}} = \frac{8107,41\text{Kg}}{15,9 \cdot 10^4 \text{cm}^2} = 0,060\text{Kg/cm}^2$$

Es sap que la resistència del terreny és de  $2\text{Kg/cm}^2$  a  $1,5\text{m}$  de profunditat sobre graves. Per tant, el terreny resistirà de sobres el pes de l'equip en operació, ja que s'ha obtingut una força cap al terreny inferior a la màxima que pot aguantar.

#### 11.1.4.6 Aïllant de l'equip

Per evitar que la temperatura del tanc variï és posarà una capa d'aïllant proporcionada per l'empresa CALORCOL. El gruix d'aïllant es calcula a partir del programa Insulan proporcionat per la mateixa empresa.

La temperatura de disseny escollida serà per als cassos més desfavorables. Per tant, s'escull una temperatura màxima d'estiu de  $40^\circ\text{C}$ .

Com a material aïllant s'ha usat llana de roca. El resultat és que calen 2 polsades d'aïllant al reactor. És a dir  $50,8\text{mm}$ .

Les dades necessàries per obtenir aquest gruix es veuen reflectides en la taula següent:

**Taula 11.1.4.1 Dades per el càlcul del gruix del aïllant.**

<b>Càlcul aïllant</b>
-----------------------

<b>Temperatura ambient (°C)</b>	40
<b>Velocitat del aire (m/s)</b>	0,5
<b>Temperatura exterior del aïllant (°C)</b>	20
<b><math>\rho_{\text{llana de roca}}</math> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	100
<b>Gruix del aïllant (in)</b>	2

Finalment, la taula 11.1.4.2 conté els paràmetres més rellevants dels tancs de fosc:

**Taula 11.1.4.2** Paràmetres dels tancs d'emmagatzematge de toluè.

<b>Tancs d'emmagatzematge de Toluè (T-104a, T-104b, T-104c)</b>			
<b>Cabal diari (m<sup>3</sup>/dia)</b>	11	<b>Capacitat (m<sup>3</sup>)</b>	100
<b>Temps d'estoc (dies)</b>	4	<b>Volum ocupat (%)</b>	75
<b>Altura total (m)</b>	6,58	<b>Diàmetre (m)</b>	4,5
<b>Altura cos (m)</b>	5,82	<b>Altura capçal (m)</b>	0,76
<b>T operació (°C)</b>		<b>T disseny (°C)</b>	80
<b>P operació (bar)</b>	1	<b>P disseny (bar)</b>	2,75
<b>Material</b>	Acer 316L	<b>Aïllant i gruix (in)</b>	Llana de roca, 2 in
<b>Espessor cos (mm)</b>	8	<b>Espessor capçal (mm)</b>	15
<b>Pes buit (kg)</b>	7491,31	<b>Pes ple d'aigua (kg)</b>	8447,99
<b>Pes en operació (kg)</b>	8107,41	<b>Capacitat de venteig (m<sup>3</sup>/h)</b>	7488,77
<b>Cubeta</b>			
<b>Longitud (m)</b>	22,5	<b>Amplada (m)</b>	9
<b>Àrea lliure (m<sup>2</sup>)</b>	106,71	<b>Àrea ocupada (m<sup>2</sup>)</b>	88,59
<b>Àrea total (m<sup>2</sup>)</b>	195,3	<b>Altura (m)</b>	1,08

### 11.1.5 Emmagatzematge NaOH

Es realitzar l'estudi per determinar la quantitat de NaOH necessari per a poder realitzar el rentat de la reïna del reactor R401.

En primer lloc es determina els kilograms necessaris per a un rentat. La dissolució empleada per a dur a terme l'activació de la reïna es compon per hidròxid de sodi al 4%.

$$\text{NaOH} = V_{\text{rentat}} \cdot \rho \cdot 4\% = 1,98\text{m}^3 \cdot 1000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,04 = 79,2\text{Kg} \quad \text{Equació 11.1.5.1}$$

Per a un rentat del reactor es requeriran 79,2Kg de NaOH, tal i com s'observa en l'equació 11.1.5.1.

La planta disposa de dos reactors R401, un en operació i un en repòs per a realitzar la regeneració, que es durà a terme dos cops al mes. La reïna es colmata als 22 dies d'operació, i es regenera als 15 dies d'operació per raons de seguretat. Seguint aquestes restriccions operacionals es considera acceptable disposar d'un estoc d'un mes de NaOH. La quantitat necessària per complir aquest estoc equival a 160Kg de NaOH, que s'hauran de demanar cada 30 dies. L'equació 11.1.5.2 mostra el càlcul efectuat per la quantitat de NaOH per l'estoc desitjat, on es sobredimensiona el volum obtingut un 15%:

$$V_{\text{NaOH}} = \frac{\text{NaOH}}{\rho_{\text{NaOH}}} = \frac{160\text{Kg}}{2100 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 0,076\text{m}^3 \cdot 1,15 = 0,087\text{m}^3 \quad \text{Equació 11.1.5.2}$$

El volum resultant és tant petit que no es contempla la idea de dissenyar un recipient per emmagatzemar-lo, sinó que s'emmagatzemarà en recipients especials per la substància i en una zona amb les condicions adequades. Aquests recipients seran de plàstic i completament hermètics, ja que les condicions adiabàtiques que posseeix el plàstic no permetran l'intercanvi de matèria amb l'exterior i mantindran el NaOH estable.

### 11.1.6 Emmagatzematge NH<sub>4</sub>Cl

De manera anàloga al cas del NaOH, es realitza l'estudi per determinar la quantitat de clorur d'amoni necessari per a poder realitzar el rentat de la reïna del reactor R401, ja que també és necessari.

En primer lloc es determina els kilograms necessaris per a un rentat. La dissolució empleada per a duu a terme l'activació de la reina es compon per la solució de NaOH 4% i, posteriorment, una solució de clorur d'amoni al 5%.

$$\text{NH}_4\text{Cl} = V_{\text{rentat}} \cdot \rho \cdot 5\% = 1,98\text{m}^3 \cdot 1000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,05 = 99\text{Kg} \quad \text{Equació 11.1.6.1}$$

Així doncs, per realitzar un rentat es requeriran 99Kg de  $\text{NH}_4\text{Cl}$ . En aquest cas també s'escull un estoc d'un mes, basant-ho en les mateixes raons que pel NaOH, i per tant es necessitaran 200Kg de  $\text{NH}_4\text{Cl}$ , que s'hauran de demanar cada 30 dies.

$$V_{\text{NH}_4\text{Cl}} = \frac{\text{NH}_4\text{Cl}}{\rho_{\text{NH}_4\text{Cl}}} = \frac{200\text{Kg}}{1530 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 0,065\text{m}^3 \cdot 1,15 = 0,13\text{m}^3 \quad \text{Equació 11.1.6.2}$$

El volum resultant és tant petit que el procediment alhora d'emmagatzemar-lo serà igual que en el cas del NaOH. Així doncs, es compraran envasos especials pel seu emmagatzament o s'utilitzaran aquells que el contenen alhora de comprar-lo.

### 11.1.7 Dipòsits intermedis àrea 200

En l'àrea 200 hi ha diferents tancs de procés els quals s'especificaran a continuació.

#### 11.1.7.1 Dipòsit D201 entrada cloroform

Es posarà un dipòsit abans de la columna d'absorció, CA201, exactament abans de l'entrada de cloroform en aquesta. D'aquesta manera es pot controlar el cabal en cas posada en marxa de la planta.

En aquest cas es disposa d'un temps d'estoc de 3 hores. D'aquesta manera servirà per a poder posar la columna CA201 a l'estat estacionari alhora de fer l'arrancada de la planta.

A continuació s'exposa el disseny per dimensionar aquest dipòsit.

El cabal de procés és de 100kmol/h, 11939kg/h.

Seguidament es determina el volum necessari per tenir 3 hores d'estoc mitjançant l'equació 11.1.7.1.

$$V_p = \frac{Q_p \cdot t_{\text{estoc}}}{\rho} = 16,13 \text{m}^3 \cdot 1,15 = 19 \text{m}^3 \quad \text{Equació 11.1.7.1}$$

El volum obtingut es sobredimensionar un 15%, obtenint un volum de  $19 \text{m}^3$ . En funció del volum obtingut es determina un volum de tanc, en aquest cas s'ha triat un volum de dipòsit de  $10 \text{m}^3$ .

Ahora de determinar el volum del tanc també s'ha tingut en compte el percentatge de volum ocupat en el tanc. Determinant un 80% de volum ocupat com a màxim.

Per determinar el percentatge de volum ocupat en primer lloc s'estableix un nombre de tancs usant l'equació 11.1.7.2.

$$N_{\text{tancs}} = \frac{V_p}{V_{\text{dipòsit}}} = \frac{19 \text{m}^3}{25 \text{m}^3} = 1 \quad \text{Equació 11.1.7.2}$$

Amb l'equació 11.1.7.3 es determina el % de volum ocupat en els diferents tancs.

$$\%_{\text{Ocupat}} = \frac{V_p / N_{\text{dipòsit}}}{V_{\text{dipòsit}}} = \frac{19 \text{m}^3 / 1}{25 \text{m}^3} \cdot 100 = 74\% \quad \text{Equació 11.1.7.3}$$

### Dimensions dels tancs

Per establir les dimensions dels tancs es fixa un diàmetre. En aquest cas s'ha fixat un diàmetre de 2,5m.

Amb el diàmetre fixat (D) i coneixent el volum del tanc es pot determinar l'alçada (L) d'aquest mitjançant l'equació del volum d'un cilindre, equació 11.1.4. El volum del tanc per determinar l'alçada del cilindre, serà la resta del volum dels dos capçals.

$$V_{\text{tanc}} - V_{\text{toriesfèric}} = \frac{\pi D^2 L_{\text{cilindre}}}{4} \quad \text{Equació 11.1.7.4}$$

S'ha obtingut una alçada del cilindre de 3,23m.

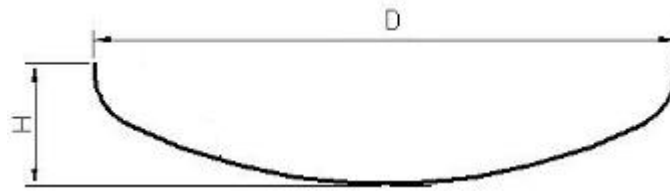
El fondo superior es determina mitjançant les següents equacions.

$$H_{\text{toriesfèric}} = 0,169 \cdot D \quad \text{Equació 11.1.7.5}$$

$$V_{\text{toriesfèric}} = 0,08089 \cdot D^3$$

**Equació 11.1.7.6**

Aplicant les equacions esmentades s'obté l'alçada del toriesfèric i el seu volum. On l'alçada d'un toriesfèric és 0,51m i el volum 2,2m<sup>3</sup>.



**Figura 11.1.7.1** Dimensions toriesfèric

L'alçada total és la suma del cilindre més la suma del toriesfèric, per tant, s'obté una alçada total L de 3,73m.

### Disseny mecànic

Els espessors de paret necessaris per a poder resistir les condicions de disseny de l'aparell a pressió s'han obtingut dissenyant a pressió interna.

L'aparell té tres zones diferenciades el cos que és un cilindre vertical i els extrems que són toriesfèric i pla.

Es determina la temperatura i la pressió de disseny mitjançant la regla REPSOL. En el cas de la temperatura la regla diu que es triarà el màxim entre la temperatura obtinguda sumant 10% a la temperatura màxima d'operació o escollir una temperatura de 80°C. En el cas de la pressió es triarà la pressió més gran entre l'addició del 10% de la pressió d'operació o sumant 1,75bars a la pressió d'operació.

En aquest cas s'ha triat una temperatura de disseny de 115°C i una pressió de disseny de 2,75bars.

El material escollit per l'equip és l'acer inoxidable 316L.

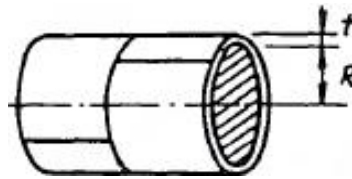
Per determinar el gruix de la carcassa, cilindre vertical, s'utilitza l'Equació 11.1.1.7.

$$t = \frac{P(R+c)}{SE-0.6P} + c = 0,35 \text{ [in]} \rightarrow 8,79 \text{ [mm]}$$

**Equació 11.1.7.7**

On;

- t = Espessor necessari, [in]
- P = Pressió de disseny interna, 2,75 bar--> 39,40[psi]
- c = Factor de corrosió, 0,16 [in]
- R = Radi del cilindre, 49,21 [in].
- S = Tensió admissible per a una temperatura de disseny 115°C,15700 [psi]
- E = Factor de soldadura, 0,85



**Figura 11.1.7.2** Cilindre

S'obté un espessor de 8,79mm, per tant, s'escull una xapa comercial de 10mm.

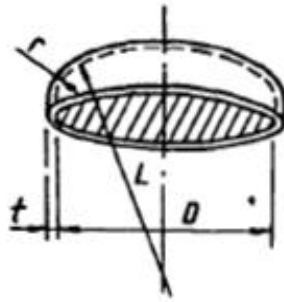
Per la part del toriesfèric decimal s'utilitza l'Equació 11.1.7.8. Al espessor obtingut se li afegeix un 10%, per tenir en compte la pèrdua de xapa alhora d'arrodonir-la, d'aquesta manera queda un espessor de 12,48mm i és tria una xapa de 15mm.

$$t = \frac{P(L+c)M}{2SE-0.2P} + c + 10\% = 0,49[\text{in}] \rightarrow 12,48 [\text{mm}] \quad \text{Equació 11.1.7.8}$$

On;

- t = Espessor necessari, [in]
- P = Pressió de disseny interna, 2,75bar--> 39,40[psi]
- c = Factor de corrosió, 0,16 [in]
- S = Tensió admissible per a una temperatura de disseny 115°C,15700 [psi]
- E = Factor de soldadura, 0,85.
- L = S'obté observant la figura 11.1.1.3, 98,43 [in]
- M = Valor tabulat segons el paràmetre L/r=10, 1,54.





**Figura 11.1.7.3** Torisfèric decimal

Es tria xapa de 10mm per a totes les parts de l'equip.

### Càlcul del venteig

La normativa ITC-MIE-APQ, indica que els tancs d'emmagatzematge han de contenir un sistema d'alleujament per prevenir la formació de buit de manera que eviti la deformació del tanc provocada per la carrega i descarrega del tanc o la variació de la temperatura.

Les dimensions normals del venteig d'un tanc han de ser com a mínim igual a les canonades de carrega o descarrega del tanc. Essent millor que sigui major el diàmetre de venteig.

Per determinar la capacitat de venteig necessària s'utilitzen les següents equacions:

$$A_{\text{humida}} = \pi \cdot D_{\text{humit}} \cdot L \quad \text{Equació 11.1.7.9}$$

$$Q_{\text{foc}} = 139,7 \cdot F \cdot A_{\text{humida}}^{0,82} \cdot 10^3 \quad \text{Equació 11.1.7.10}$$

$$C_v = \frac{4,414 \cdot Q_{\text{foc}} \cdot 10^6}{L_{\text{vap}} \cdot \sqrt{PM}} \quad \text{Equació 11.1.7.11}$$

D'aquesta manera s'obté una capacitat de venteig necessària de 2652.51m<sup>3</sup>/h.

### Pes del tanc

Per a poder determinar el pes de l'equip, s'ha d'utilitzar l'espessor obtingut a l'apartat 11.1.7.12. A partir d'aquest és pot establir el volum, aquest és multiplicarà per la densitat. D'aquesta manera s'obté el pes del reactor.

$$\text{Pes cilindre} = \left[ \frac{\pi}{4} \left( (D+2t)^2 - D^2 \right) \cdot H \right] \cdot \rho = 2442,9\text{Kg} \quad \text{Equació 11.1.7.12}$$

Per obtenir el pes del toriesfèric es calcula el volum d'aquest i es multiplica per la densitat del material empleat. En aquest cas acer inoxidable 316L, 8000 kg/m<sup>3</sup>. D'aquesta manera s'obté el pes en kilograms.

$$\text{Pes toriesfèric} = 0,08089[(D+2t)^3 - D^3] \cdot \rho = 613,28\text{Kg} \quad \text{Equació 11.1.7.13}$$

El pes de l'equip buit és la suma dels dos anterior on el toriesfèric és el doble, ja que n'hi ha un al fons inferior i un altre al fons superior. Obtenint un pes total de 3711,70Kg.

El pes de l'equip ple d'aigua es determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat de l'aigua, 1000Kg/m<sup>3</sup> més el pes de l'equip. El valor obtingut es sumarà al pes de l'equip buit. Obtenint un pes total de 4170,39Kg.

El pes de l'equip en operació es determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat de la mescla del reactor, 1480Kg/m<sup>3</sup> més el pes de l'equip. El valor obtingut es sumarà al pes de l'equip buit. Obtenint un pes total de 4539,23Kg.

Un cop obtingut el pes es comprovar que el terreny resistirà el pes de l'equip en operació, mitjançant l'equació 11.1.7.14.

$$\text{Resistència terreny} = \frac{\text{Pes}_{\text{operació}}}{A_{\text{base equip}}} = \frac{4364,41\text{Kg}}{35,2 \cdot 10^4 \text{cm}^2} = 0,012\text{Kg/cm}^2 \quad \text{Equació 11.1.7.14}$$

Es sap que la resistència del terreny és de 2Kg/cm<sup>2</sup> a 1,5m de profunditat sobre graves. Per tant, el terreny resistirà de sobres el pes de l'equip en operació, ja que, s'ha obtingut una força cap al terreny inferior a la màxima que pot aguantar.

### Aïllant de l'equip

Per evitar que la temperatura del tanc vari és posarà una capa d'aïllant.

El gruix d'aïllant es pot calcular a partir del programa Insulan proporcionat per la empresa CALORCOL.

Com a material aïllant s'ha usat llana de roca. El resultat és que calen 2 polsades d'aïllant al reactor, 50,8mm.

### 11.1.7.2 Dipòsit D202 després CA201

Es posarà un dipòsit entre la columna CA201 i el dipòsit D206. D'aquesta manera es pot controlar el cabal en cas de parada de la planta o posada en marxa.

En aquest cas es disposa d'un temps d'estoc de 4 hores. D'aquesta manera es podria aturar el sistema fins el tanc dipòsit i disposar d'aquest temps per possibles reparacions o errors en el sistema. Tanmateix també servirà per a poder posar la columna CD201 a l'estat estacionari alhora de fer l'arrancada de la planta.

A continuació s'exposa una taula resum del disseny d'aquests dipòsits on s'efectuarà el mateix procediment que en el apartat 11.1.7.1.

El cabal volumètric és de 9,05 m<sup>3</sup>/h.

**Taula 11. 1. 7. 1** *Dimensions del dipòsit*

Volum líquid	42	m <sup>3</sup>
Volum dipòsit	55	m <sup>3</sup>
Volum ocupat	76	%
Diàmetre	3,75	m
Volum cilindre	50,7	m <sup>3</sup>
Volum toriesfèric	4,3	m <sup>3</sup>
Alçada cilindre	4,59	m
Alçada toriesfèric	0,63	m
Alçada total	5,23	m
Nombre de dipòsits	1	-

**Taula 11.1.7.2** *Disseny mecànic*

Temperatura disseny	80	°C
Pressió de disseny	2,75	bar
Espessor cilindre	10	mm
Espessor toriesfèric	15	mm
Espessor fons inferior	10	mm
Espessor aïllant	50,8	mm

**Taula 11.1.7.3** *Pes de l'equip*

Pes Cilindre	3475,7	kg
Pes Toriesfèric	659,4	kg
Pes fons pla	706,9	kg
Pes buit	4842	kg
Densitat 316L	8000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes amb H <sub>2</sub> O	5441,3	kg
Densitat en operació	1423	Kg/m <sup>3</sup>
Pes en operació	5694,8	kg

**Taula 11.1.7.4** *Venteig (Cv)*

Ahumida(m <sup>2</sup> )	37,7
Qf (KJ/h)	1,92·10 <sup>6</sup>
Cv (m <sup>3</sup> /h)	2715,59

**11.1.7.3 Dipòsit D204 després CD201**

Es posarà un dipòsit entre la columna CD201 i la columna CD202. D'aquesta manera es pot controlar el cabal en cas de parada de la planta o posada en marxa.

En aquest cas es disposa d'un temps d'estoc de 4 hores. D'aquesta manera es podria aturar el sistema fins el tanc dipòsit i disposar d'aquest temps per possibles reparacions o errors en el sistema. Tanmateix també servirà per a poder posar la columna CD202 a l'estat estacionari alhora de fer l'arrancada de la planta.

A continuació s'exposa una taula resum del disseny d'aquests dipòsits.

El cabal volumètric és de 9,19 m<sup>3</sup>/h.

**Taula 11.1.7.5** *Dimensions del dipòsit*

Volum líquid	42	m <sup>3</sup>
Volum dipòsit	55	m <sup>3</sup>
Volum ocupat	78	%
Diàmetre	3,8	m
Volum cilindre	51,56	m <sup>3</sup>
Volum toriesfèric	4,44	m <sup>3</sup>
Alçada cilindre	4,46	m
Alçada toriesfèric	0,46	m
Alçada total	5,10	m
Nombre de dipòsits	1	-

**Taula 11.1.7.6** *Disseny mecànic*

Temperatura disseny	80	°C
Pressió de disseny	2,75	bar
Espessor cilindre	10	mm
Espessor toriesfèric	15	mm
Espessor fons inferior	10	mm
Espessor aïllant	50,8	mm

**Taula 11.1.7.7** Pes de l'equip

Pes Cilindre	2654,02	kg
Pes Toriesfèric	723,68	kg
Pes fons pla	774,09	kg
Pes buit	4151,79	kg
Densitat 316L	8000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes amb H <sub>2</sub> O	4664,47	kg
Densitat en operació	1374	Kg/m <sup>3</sup>
Pes en operació	4856,21	kg

**Taula 11.1.7.8** Venteig (Cv)

A <sub>humida</sub> (m <sup>2</sup> )	24,39
Q <sub>f</sub> (KJ/h)	1,92·10 <sup>6</sup>
Cv (m <sup>3</sup> /h)	2715,59

#### 11.1.7.4 Dipòsits de condensats CD201-203

Es posarà un dipòsit de condensats en totes les columnes de l'àrea 200 (CD201, CD202 i CD203). D'aquesta manera es pot controlar el cabal en cas de parada de la planta o posada en marxa.

Aquest dipòsits alhora són separadors vapor líquid. Per tal d'efectuar el disseny es seguirà el procés mostrat a continuació.

El dipòsit de condensat de la columna CD201 és el D203. El de la columna CD202A/B és el D205A/B i el de la columna CD203 és el D207.

En primer lloc es calcula el diàmetre del dipòsit D203. Aquest es determinarà a partir de la velocitat màxima del gas per a que es dugui a terme una òptima separació del líquid.

Dades dels corrents V/L:

$$L = 4788,44 \text{ lb/h}$$

$$V = 553,58 \text{ lb/h}$$

$$\text{Densitat } L, \rho_l = 87,4 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Densitat } V, \rho_v = 0,22 \text{ lb/ft}^3$$

$$F_{IV}=(L/V)\cdot(\rho_v/\rho_l)^{0,5}=0,43 \quad \text{Equació 11.1.7.15}$$

$$K=\exp[A+B\cdot\ln(F_{IV})+C\cdot\ln(F_{IV})^2+D\cdot\ln(F_{IV})^3+E\cdot\ln(F_{IV})^4]=0,27 \quad \text{Equació 11.1.7.16}$$

On;

$$A = -1,877478097$$

$$B = -0,81458046$$

$$C = -0,187074409$$

$$D = -0,014522867$$

$$E = -0,001014852$$

S'obté una velocitat (U) de 2,49 ft/s.

$$U=K\cdot(\rho_l-\rho_v)^{0,5}=2,49\text{ft/s} \quad \text{Equació 11.1.7.17}$$

L'àrea mínima del separador és de 0,28ft<sup>2</sup>.

$$A=V/(\rho_v\cdot U)=0,28\text{ft}^2 \quad \text{Equació 11.1.7.18}$$

Finalment s'obté un diàmetre de 0,60ft, 0,18m.

$$D=[(4\cdot A)/\pi]^{0,5}=0,60\text{ft} \quad \text{Equació 11.1.7.19}$$

Per determinar l'alçada del separador es segueix el següent criteri:

- La distància entre l'entrada de l'aliment i el demister,  $h_v$ , és igual al diàmetre.

$$h_v=D=0,60\text{ft}$$

- La distància entre el nivell de líquid i l'entrada a l'aliment,  $h_f$ , és igual a la meitat del diàmetre.

$$h_f=D/2=0,30\text{ft}$$

- La distància entre el demister i el fons de caps,  $h_e$ , com a mínim ha de fer 0,25ft

- Es calcula l'alçada de líquid,  $h_L$ , a partir del temps de residència que es desitja. Per arribar a l'estat estacionari. Aquest també es tria en funció de la relació H/D la qual ha d'estar entre els valors de 5 i 3. En aquest cas s'ha triat un  $\tau$  de 30min.

$$V_L = \tau \cdot L = 0,46 \text{ ft}^3$$

$$h_L = V_L / ((\pi/4) \cdot D^2) = 0,97 \text{ ft}^3$$

L'alçada total, H és igual a la suma de  $h_v$ ,  $h_f$  i  $h_L$ . L'alçada total és 1,87ft, 0,57m.

A continuació s'exposa una taula resum del disseny d'aquests dipòsits de condensats, CD201.

**Taula 11.1.7.9** Dimensions del dipòsit

Volum líquid	0,013	m <sup>3</sup>
Diàmetre	0,18	m
Alçada total	0,57	m
Nombre de dipòsits	1	-

**Taula 11.1.7.10** Disseny mecànic

Temperatura disseny	80	°C
Pressió de disseny	2,75	bar
Espessor cilindre	6	mm
Espessor toriesfèric	6	mm
Espessor aïllant	50,8	mm

**Taula 11.1.7.11** Pes de l'equip

Pes Cilindre	16	kg
Pes Toriesfèric	0,81	kg
Pes Toriesfèric	0,81	kg
Pes buit	18,02	kg
Densitat 316L	8000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes amb H <sub>2</sub> O	20,22	kg
Densitat en operació	929,3	Kg/m <sup>3</sup>
Pes en operació	20,06	kg

A continuació s'exposa una taula resum del disseny del dipòsits de condensats, CD202.

Dades dels corrents V/L:

$$L = 12764,76 \text{ lb/h}$$

$$V = 12764,76 \text{ lb/h}$$

$$\text{Densitat L, } \rho_l = 87,46 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Densitat V, } \rho_v = 0,27 \text{ lb/ft}^3$$

**Taula 11.1.7.15** *Dimensions del dipòsit*

Volum líquid	0,034	m <sup>3</sup>
Diàmetre	0,61	m
Alçada total	1,15	m
Nombre de dipòsits	1	-

**Taula 11.1.7.16** *Disseny mecànic*

Temperatura disseny	80	°C
Pressió de disseny	2,75	bar
Espessor cilindre	6	mm
Espessor toriesfèric	6	mm
Espessor aïllant	50	mm

**Taula 11.1.7.17** *Pes de l'equip*

Pes Cilindre	106,82	kg
Pes Toriesfèric	8,84	kg
Pes Toriesfèric	8,84	kg
Pes buit	129,69	kg
Densitat 316L	8000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes amb H <sub>2</sub> O	145,26	kg
Densitat en operació	1401	Kg/m <sup>3</sup>
Pes en operació	151,5	kg

A continuació s'exposa una taula resum del disseny del dipòsits de condensats, CD203.

Dades dels corrents V/L:

$$L = 1907,88 \text{ lb/h}$$

$$V = 667,34 \text{ lb/h}$$



Densitat L,  $\rho_l = 93,58\text{lb/ft}^3$

Densitat V,  $\rho_v = 0,32\text{lb/ft}^3$

**Taula 11. 1. 7. 18** *Dimensions del dipòsit*

Volum líquid	0,007	m <sup>3</sup>
Diàmetre	0,14	m
Alçada total	0,40	m
Nombre de dipòsits	1	-

**Taula 11. 1. 7. 19** *Disseny mecànic*

Temperatura disseny	86,25	°C
Pressió de disseny	2,75	bar
Espessor cilindre	6	mm
Espessor toriesfèric	6	mm
Espessor aïllant	50	mm

**Taula 11. 1. 7. 20** *Pes de l'equip*

Pes Cilindre	8,81	kg
Pes Toriesfèric	0,50	kg
Pes Toriesfèric	0,50	kg
Pes buit	10,04	kg
Densitat 316L	8000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes amb H <sub>2</sub> O	11,27	kg
Densitat en operació	865,4	Kg/m <sup>3</sup>
Pes en operació	11,10	kg

#### 11.1.7.4 Dipòsits separador D206

Es dissenya un separador de fases per a poder separar el HCl residual provinent de l'absorció. Abans d'entrar al dipòsit es fa passar per un condensador per a que el HCl dissolt passi a fase gasosa.

A continuació s'exposa una taula resum del disseny del separador, tal i com s'ha efectuat en el apartat anterior en el qual s'especifica el disseny dels dipòsits de condensats de les columnes de l'àrea 200.

Dades dels corrents V/L:

$$L = 28297,93\text{lb/h}$$

$$V = 79,41\text{lb/h}$$

$$\text{Densitat } L, \rho_l = 86,65\text{lb/ft}^3$$

$$\text{Densitat } V, \rho_v = 0,10\text{lb/ft}^3$$

**Taula 11. 1. 7. 21** *Dimensions del dipòsit*

Volum líquid	0,02	m <sup>3</sup>
Diàmetre	0,8	m
Alçada total	4	m
Nombre de dipòsits	1	-

**Taula 11. 1. 7. 22** *Disseny mecànic*

Temperatura disseny	80	°C
Pressió de disseny	2,75	bar
Espessor cilindre	6	mm
Espessor toriesfèric	6	mm
Espessor aïllant	50	mm

**Taula 11. 1. 7. 23** *Pes de l'equip*

Pes Cilindre	486,17	kg
Pes Toriesfèric	15,13	kg
Pes Toriesfèric	15,13	kg
Pes buit	525,43	kg
Densitat 316L	8000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes amb H <sub>2</sub> O	589,98	kg
Densitat en operació	1401	Kg/m <sup>3</sup>
Pes en operació	615	kg

### 11.1.8 Dipòsits intermedis àrea 300

En l'àrea 300 hi ha diferents tancs de procés els quals s'especificaran a continuació.

#### 11.1.8.1 Dipòsit D301 abans de la columna CD301

Es posarà un dipòsit entre la columna CD301 i el reactor R301. D'aquesta manera es pot controlar el cabal en cas de parada de la planta o posada en marxa.

En aquest cas es disposa d'un temps d'estoc de 4 hores. D'aquesta manera es podria aturar el sistema fins el tanc dipòsit i disposar d'aquest temps per possibles reparacions o errors en el sistema. Tanmateix també servirà per a poder posar la columna CD301 a l'estat estacionari alhora de fer l'arrancada de la planta.

El cabal volumètric és de 2,03 m<sup>3</sup>/h.

A continuació s'exposa una taula resum del disseny d'aquests dipòsits.

**Taula 11. 1. 8. 1** *Dimensions del dipòsit*

Volum líquid	9	m <sup>3</sup>
Volum dipòsit	12	m <sup>3</sup>
Volum ocupat	78	%
Diàmetre	2,2	m
Volum cilindre	11,4	m <sup>3</sup>
Volum toriesfèric	0,6	m <sup>3</sup>
Alçada cilindre	2,93	m
Alçada toriesfèric	0,37	m
Alçada total	3,30	m
Nombre de dipòsits	1	-

**Taula 11. 1. 8. 2** *Disseny mecànic*

Temperatura disseny	110,6	°C
Pressió de disseny	2,75	bar
Espessor cilindre	10	mm
Espessor toriesfèric	12	mm
Espessor fons inferior	10	mm
Espessor aïllant	50,8	mm

**Taula 11. 1. 8. 3** Pes de l'equip

Pes Cilindre	1625,59	kg
Pes Toriesfèric	403,28	kg
Pes fons pla	539,41	kg
Pes buit	2568,27	kg
Densitat 316L	8000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes amb H <sub>2</sub> O	2872,29	kg
Densitat en operació	1117	Kg/m <sup>3</sup>
Pes en operació	2907,86	kg

**Taula 11. 1. 8. 4** Venteig (Cv)

A <sub>humida</sub> (m <sup>2</sup> )	13,12
Q <sub>f</sub> (KJ/h)	1,15·10 <sup>6</sup>
Cv (m <sup>3</sup> /h)	1792,55

**11.1.8.2 Dipòsit D303 abans de la columna CD302**

Es posarà un dipòsit entre la columna CD301 i la columna CD302. D'aquesta manera es pot controlar el cabal en cas de parada de la planta o posada en marxa.

En aquest cas es disposa d'un temps d'estoc de 4 hora per a un cabal volumètric de líquid de 0,88m<sup>3</sup>/h. D'aquesta manera es podria aturar el sistema fins el tanc dipòsit i disposar d'aquest temps per possibles reparacions o errors en el sistema. Tanmateix també servirà per a poder posar la columna CD302 a l'estat estacionari alhora de fer l'arrancada de la planta.

A continuació s'exposa una taula resum del disseny d'aquests dipòsits.

**Taula 11. 1. 8. 5** Dimensions del dipòsit

Volum líquid	4,3	m <sup>3</sup>
Volum dipòsit	18	m <sup>3</sup>
Volum ocupat	26	%
Diàmetre	2,5	m
Volum cilindre	28,7	m <sup>3</sup>
Volum toriesfèric	1,3	m <sup>3</sup>
Alçada cilindre	3,82	m
Alçada toriesfèric	0,42	m
Alçada total	4,24	m
Nombre de dipòsits	1	-

**Taula 11. 1. 8. 6 Disseny mecànic**

Temperatura disseny	80	°C
Pressió de disseny	2,75	bar
Espessor cilindre	8	mm
Espessor toriesfèric	12	mm
Espessor fons pla	8	mm
Espessor aïllant	50,8	mm

**Taula 11. 1. 8. 7 Pes de l'equip**

Pes Cilindre	1924,16	kg
Pes Toriesfèric	684,18	kg
Pes fons pla	733,50	kg
Pes buit	3341,84	kg
Densitat 316L	8000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes amb H <sub>2</sub> O	3753,40	kg
Densitat en operació	1229	Kg/m <sup>3</sup>
Pes en operació	3847,65	kg

**Taula 11. 1. 8. 8 Venteig (Cv)**

A <sub>humida</sub> (m <sup>2</sup> )	8,7
Q <sub>f</sub> (KJ/h)	8,2·10 <sup>5</sup>
Cv (m <sup>3</sup> /h)	1174,70

### 11.1.8.3 Dipòsits de condensats CD301-302

Es posarà un dipòsit de condensats en totes les columnes de l'àrea 300 (CD301 i CD302A/B). D'aquesta manera es pot controlar el cabal en cas de parada de la planta o posada en marxa. El dipòsit de la columna CD301 és el D302 i el de la CD301A/B és el D304A/B.

En aquest cas es disposa d'un temps d'estoc de 15min.

A continuació s'exposa una taula resum del disseny d'aquests dipòsits.

Dades dels corrents V/L:

$$L = 2097,26\text{lb/h}$$

$$V = 699,09\text{lb/h}$$

Densitat L,  $\rho_l = 58,01\text{lb/ft}^3$

Densitat V,  $\rho_v = 2,69\text{lb/ft}^3$

**Taula 11. 1. 8. 9** Dimensions del dipòsit

Volum líquid	0,003	m <sup>3</sup>
Diàmetre	0,07	m
Alçada total	0,27	m
Nombre de dipòsits	1	-

**Taula 11. 1. 8. 10** Disseny mecànic

Temperatura disseny	80	°C
Pressió de disseny	2,75	bar
Espessor cilindre	6	mm
Espessor toriesfèric	6	mm
Espessor aïllant	50,8	mm

**Taula 11. 1. 8. 11** Pes de l'equip

Pes Cilindre	3,09	kg
Pes Toriesfèric	0,13	kg
Pes Toriesfèric	0,13	kg
Pes buit	3,40	kg
Densitat 316L	8000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes amb H <sub>2</sub> O	3,83	kg
Densitat en operació	929,3	Kg/m <sup>3</sup>
Pes en operació	3,8	kg

Per la columna CD302A/B es disposa d'un temps d'estoc de 1 hora amb un cabal 57,39kg/h. La densitat d'aquest es de 766,4kg/m<sup>3</sup> pel que s'obté un cabal volumètric de 0,08m<sup>3</sup>/h.

**Taula 11. 1. 8. 12** Dimensions del dipòsit

Volum líquid	0,08	m <sup>3</sup>
Volum dipòsit	0,5	m <sup>3</sup>
Volum ocupat	16	%
Diàmetre	0,75	m

Volum cilindre	0,47	m <sup>3</sup>
Volum toriesfèric	0,03	m <sup>3</sup>
Alçada cilindre	1,05	m
Alçada toriesfèric	0,13	m
Alçada total	1,18	m
Nombre de dipòsits	1	-

**Taula 11. 1. 8. 13 Disseny mecànic**

Temperatura disseny	80	°C
Pressió de disseny	2,75	bar
Espessor cilindre	6	mm
Espessor toriesfèric	6	mm
Espessor fons inferior	6	mm
Espessor aïllant	50,8	mm

**Taula 11. 1. 8. 14 Pes de l'equip**

Pes Cilindre	119,7	kg
Pes Toriesfèric	13,71	kg
Pes fons pla	21,2	kg
Pes buit	154,22	kg
Densitat 316L	8000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes amb H <sub>2</sub> O	172,51	kg
Densitat en operació	766,4	Kg/m <sup>3</sup>
Pes en operació	168,24	kg

**Taula 11. 1. 8. 15 Venteig (Cv)**

A <sub>humida</sub> (m <sup>2</sup> )	0,69
Q <sub>f</sub> (KJ/h)	1,04·10 <sup>5</sup>
Cv (m <sup>3</sup> /h)	125,56

### 11.1.9 Dipòsits intermedis àrea 400

En l'àrea 400 hi ha diferents tancs de procés els quals s'especificaran a continuació.

#### 11.1.9.1 Dipòsit D403 abans de la columna CD401.

Es posarà un dipòsit entre la columna CD401 i el reactor R401. D'aquesta manera es pot controlar el cabal en cas de parada de la planta o posada en marxa.

En aquest cas es disposa d'un temps d'estoc de 4 hores. D'aquesta manera es podria aturar el sistema fins el tanc dipòsit i disposar d'aquest temps per possibles reparacions o errors en el sistema. Tanmateix també servirà per a poder posar la columna CD401 a l'estat estacionari alhora de fer l'arrancada de la planta.

El cabal volumètric a tractar es de  $9,21\text{m}^3/\text{h}$ .

A continuació s'exposa una taula resum del disseny d'aquests dipòsits.

**Taula 11. 1. 9. 1** *Dimensions del dipòsit*

Volum líquid	36,84	$\text{m}^3$
Volum dipòsit	50	$\text{m}^3$
Volum ocupat	74	%
Diàmetre	3,75	m
Volum cilindre	45,7	$\text{m}^3$
Volum toriesfèric	4,3	$\text{m}^3$
Alçada cilindre	4,14	m
Alçada toriesfèric	0,63	m
Alçada total	4,77	m
Nombre de dipòsits	1	-

**Taula 11. 1. 9. 2** *Disseny mecànic*

Temperatura disseny	88,85	$^{\circ}\text{C}$
Pressió de disseny	2,75	bar
Espessor cilindre	8	mm
Espessor toriesfèric	12	mm
Espessor fons inferior	8	mm
Espessor aïllant	50,8	mm



**Taula 11. 1. 9. 3** Pes de l'equip

Pes Cilindre	3128,15	kg
Pes Toriesfèric	659,41	kg
Pes fons pla	706,86	kg
Pes buit	4494,42	kg
Densitat 316L	8000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes amb H <sub>2</sub> O	5050,29	kg
Densitat en operació	834,6	Kg/m <sup>3</sup>
Pes en operació	4958,35	kg

**Taula 11. 1. 9. 4** Venteig (Cv)

A <sub>humida</sub> (m <sup>2</sup> )	39,60
Q <sub>f</sub> (KJ/h)	2,85·106
Cv (m <sup>3</sup> /h)	2253,3

**11.1.9.2 Dipòsit D402A/B recollida rentat del reactor R401**

Es posarà un dipòsit després del reactor R401. D'aquesta manera es pot recollir el volum empleat per a realitzar l'activació de la reïna.

A continuació s'exposa una taula resum del disseny d'aquest dipòsits per a retenir un volum de 4m<sup>3</sup>.

**Taula 11. 1. 9. 5** Dimensions del dipòsit

Volum líquid	4,6	m <sup>3</sup>
Volum dipòsit	8	m <sup>3</sup>
Volum ocupat	46	%
Diàmetre	2	m
Volum cilindre	7,35	m <sup>3</sup>
Volum toriesfèric	0,65	m <sup>3</sup>
Alçada cilindre	2,34	m
Alçada toriesfèric	0,34	m
Alçada total	2,68	m
Nombre de dipòsits	1	-

**Taula 11. 1. 9. 6 Disseny mecànic**

Temperatura disseny	80	°C
Pressió de disseny	2,75	bar
Espessor cilindre	6	mm
Espessor toriesfèric	8	mm
Espessor fons inferior	6	mm
Espessor aïllant	-	mm

**Taula 11. 1. 9. 7 Pes de l'equip**

Pes Cilindre	707,84	kg
Pes Toriesfèric	93,75	kg
Pes fons pla	150,80	kg
Pes buit	952,39	kg
Densitat 316L	8000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes amb H <sub>2</sub> O	1064,30	kg
Densitat en operació	1000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes en operació	1064,30	kg

**Taula 11. 1. 9. 8 Venteig (Cv)**

A <sub>humida</sub> (m <sup>2</sup> )	9,29
Q <sub>f</sub> (KJ/h)	8,69·10 <sup>5</sup>
Cv (m <sup>3</sup> /h)	400,57

### 11.1.9.3 Dipòsit D-404 condensats CD-401

Es posarà un dipòsit de condensats en totes les columnes de l'àrea 400 (CD-401). D'aquesta manera es pot controlar el cabal en cas de parada de la planta o posada en marxa.

En aquest cas es disposa d'un temps d'estoc de 1 hora per a un cabal de 48,16kg/h. La densitat d'aquest es de 767,3kg/m<sup>3</sup> pel que s'obté un cabal volumètric de 0,07m<sup>3</sup>/h.

A continuació s'exposa una taula resum del disseny d'aquests dipòsits.

**Taula 11. 1. 9. 9 Dimensions del dipòsit**

Volum líquid	0,07	m <sup>3</sup>
Volum dipòsit	0,5	m <sup>3</sup>

Volum ocupat	14	%
Diàmetre	0,75	m
Volum cilindre	0,47	m <sup>3</sup>
Volum toriesfèric	0,03	m <sup>3</sup>
Alçada cilindre	1,05	m
Alçada toriesfèric	0,13	m
Alçada total	1,18	m
Nombre de dipòsits	1	-

**Taula 11. 1. 9. 10 Disseny mecànic**

Temperatura disseny	80	°C
Pressió de disseny	2,75	bar
Espessor cilindre	8	mm
Espessor toriesfèric	12	mm
Espessor fons inferior	8	mm
Espessor aïllant	50,8	mm

**Taula 11. 1. 9. 11 Pes de l'equip**

Pes Cilindre	302,82	kg
Pes Toriesfèric	50,92	kg
Pes fons pla	53	kg
Pes buit	406,76	kg
Densitat 316L	8000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes amb H <sub>2</sub> O	457,34	kg
Densitat en operació	767,3	Kg/m <sup>3</sup>
Pes en operació	445,57	kg

**Taula 11. 1. 9. 12 Venteig (Cv)**

A <sub>humida</sub> (m <sup>2</sup> )	0,66
Q <sub>f</sub> (KJ/h)	9,92·10 <sup>4</sup>
Cv (m <sup>3</sup> /h)	119,87

**11.1.9.1 Dipòsit D-401A D-402B abans del reactor R-401A i B.**

Es posarà un dipòsit de MIC abans del reactor R-401, per tal de poder controlar el cabal en cas de parada de la planta o posada en marxa.

En aquest cas es disposa d'un temps d'estoc de 4 hores. D'aquesta manera es podria aturar el sistema fins el tanc dipòsit i disposar d'aquest temps per possibles reparacions o errors en el sistema. Per raons de seguretat s'instal·la un segon dipòsit, ja que és tracta d'una substància molt delicada i perillosa i així es permet continuar amb la producció en cas de tenir problemes amb el tanc.

El cabal volumètric a tractar es de  $0,68\text{m}^3/\text{h}$ .

A continuació s'exposa una taula resum del disseny d'aquests dipòsits.

**Taula 11. 1. 9. 13** *Dimensions del dipòsit*

Volum líquid	3	$\text{m}^3$
Volum dipòsit	10	$\text{m}^3$
Volum ocupat	31	%
Diàmetre	2	M
Volum cilindre	8,8	$\text{m}^3$
Volum toriesfèric	0,6	$\text{m}^3$
Alçada cilindre	2,77	m
Alçada toriesfèric	0,34	m
Alçada total	3,45	m
Nombre de dipòsits	2	-

**Taula 11. 1. 9. 14** *Disseny mecànic*

Temperatura disseny	80	°C
Pressió de disseny	4,75	bar
Espessor cilindre	10	mm
Espessor toriesfèric	15	mm
Espessor aïllant	50,8	Mm

**Taula 11. 1. 9. 15** *Pes de l'equip*

Pes Cilindre	1399,89	Kg
Pes Toriesfèric	236,48	Kg
Pes buit	1872,84	Kg
Densitat 316L	8000	$\text{Kg}/\text{m}^3$
Pes amb $\text{H}_2\text{O}$	2106,94	kg
Densitat en operació	802,60	$\text{Kg}/\text{m}^3$
Pes en operació	2060,73	kg

**Taula 11. 1. 9. 16** Venteig (Cv)

$A_{\text{humida}}(\text{m}^2)$	6,74
$Q_f(\text{KJ/h})$	$6,68 \cdot 10^5$
$Cv(\text{m}^3/\text{h})$	577,58

**Taula 11. 1. 9. 17** Mitja canya

$m_f(\text{kg/s})$	8,59
$D_{m.c}(\text{m})$	0,09
$A_{m.c}(\text{m}^2)$	0,57
Altura (m)	2,8
Nº voltes	12
Espai entre voltes (m)	0,15

## 11.1.10 Mescladors

### 11.1.10.1 TM-301

L'agitador TM-301 esta compostat per una mescla de MCC i cloroform el qual hi va a parar un cabal de 2907kg/h. Aquest agitador tindrà un temps de residència de 30min.

**Taula 11. 1. 10. 1** Dimensions del dipòsit

Volum líquid	1,34	$\text{m}^3$
Volum dipòsit	2	$\text{m}^3$
Volum ocupat	67	%
Diàmetre	1,25	m
Volum cilindre	1,84	$\text{m}^3$
Volum toriesfèric	0,16	$\text{m}^3$
Alçada cilindre	1,5	m
Alçada toriesfèric	0,21	m
Alçada total	1,71	m
Nombre de dipòsits	1	-

**Taula 11. 1. 10. 2 Disseny mecànic**

Temperatura disseny	97,75	°C
Pressió de disseny	11,25	bar
Espessor cilindre	10	mm
Espessor toriesfèric	15	mm
Espessor fons inferior	10	mm
Espessor aïllant	50,4	mm

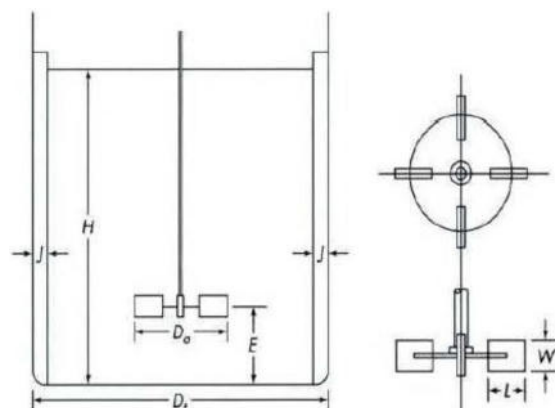
**Taula 11. 1. 10. 3 Pes de l'equip**

Pes Cilindre	475,01	kg
Pes Toriesfèric	93,20	kg
Pes fons pla	98,17	kg
Pes buit	666,39	kg
Densitat 316L	8000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes amb H <sub>2</sub> O	749,40	kg
Densitat en operació	1249	Kg/m <sup>3</sup>
Pes en operació	769,65	kg

**Taula 11. 1. 10. 4 Venteig (Cv)**

A <sub>humida</sub> (m <sup>2</sup> )	3,92
Q <sub>f</sub> (KJ/h)	4,28·10 <sup>5</sup>
Cv (m <sup>3</sup> /h)	703,95

Per homogeneïtzar la mescla s'instal·la un agitador de tipus turbina en el tanc.



**Figura 11.1.10.1** Agitador tipus turbina

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}; \quad \frac{j}{D_t} = \frac{1}{12}; \quad \frac{E}{D_t} = \frac{1}{3}; \quad \frac{w}{D_a} = \frac{1}{5}; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} \quad \text{Equació 11.1.10.1}$$

A partir de les relacions mostrades en l'equació 11.1.10.1. i sabent el diàmetre del dipòsit es determinen les dimensions de l'agitador.

En aquest cas  $D_t = 1,25\text{m}$ . Per tant s'obté:

$$- D_a = 0,42\text{m}$$

$$- j = 0,10\text{m}$$

$$- E = 0,42\text{m}$$

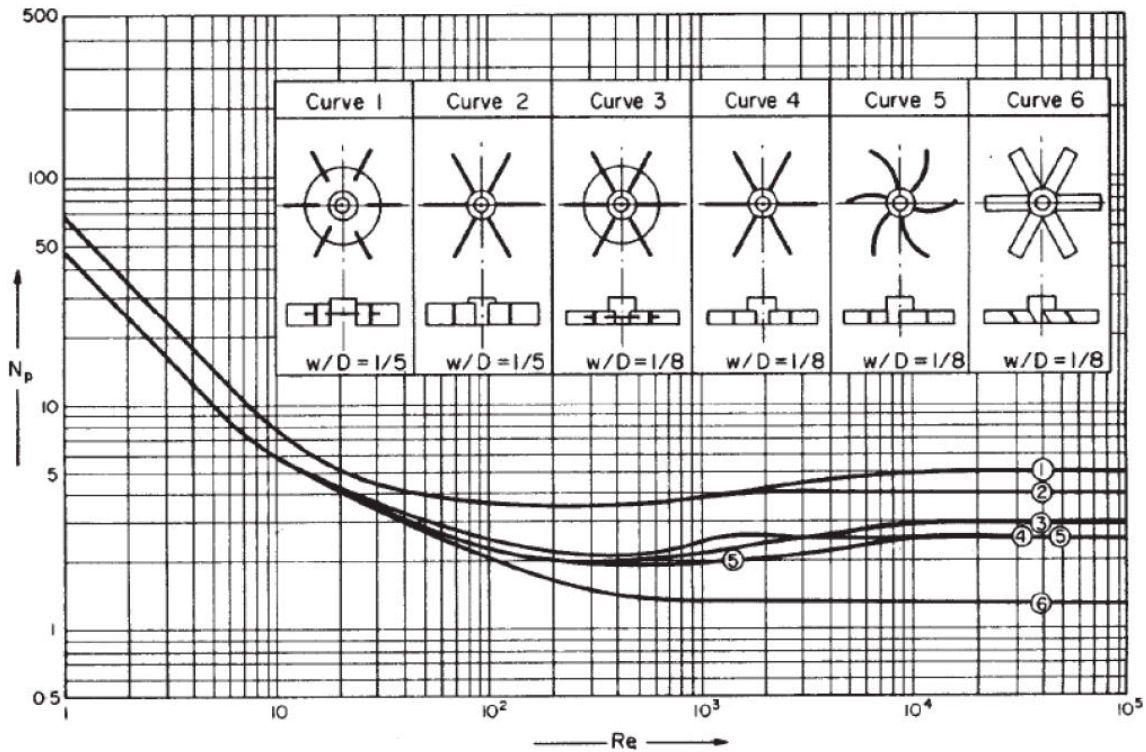
$$- W = 0,08\text{m}$$

$$- L = 0,10\text{m}$$

Es calcularà la potencia del agitador, en primer lloc s'ha de determina el Reynolds. Per poder efectuar el càlcul es suposa una velocitat de mescla de 2rps.

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot D_a^2}{\mu} = \frac{1249 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \cdot 2\text{rps} \cdot 0,42^2 \text{m}^2}{3,67 \cdot 10^{-4} \frac{\text{Kg}}{\text{s} \cdot \text{m}}} = 1181354,5 \quad \text{Equació 11.1.10.2}$$

A partir del Reynolds obtingut s'ha de mirar la correlació de la figura 11.1.10.2. On s'obté un numero de potencia ( $N_p$ ) de 4 observant la corba 2, ja que correspon al tipus d'agitador dimensionat.



**Figura 11.1.10.2** Representació del número de potència en funció del Reynolds

$$P = N_p \cdot D_a^5 \cdot N^3 \cdot \rho = 4 \cdot 0,42^5 \cdot 2^3 \cdot \rho = 0,40 \text{ KW}$$

**Equació 11.1.10.3**

$$\frac{P}{V_t} = \frac{0,40 \text{ KW}}{1,84 \text{ m}^3} = 0,22 \frac{\text{KW}}{\text{m}^3}$$

**Equació 11.1.10.4**

Aquest mesclador disposar d'un sistema de refrigeració mitjançant una mitja canya. Aquesta s'ha dimensionat seguint el procediment esmentat en el tanc de Fosgè i MIC. S'ha obtingut un cabal necessari de refrigerant de 5,49 kg/s per mantenir la temperatura d'operació desitjada.

### 11.1.10.2 TM-801

L'agitador TM-801 esta compost per una mescla de Toluè i 1-Naftol el qual hi va a parar un cabal de 7012kg/h. Aquest agitador tindrà un temps de residència de 30min.



**Taula 11. 1. 10. 5** *Dimensions del dipòsit*

Volum líquid	4,52	m <sup>3</sup>
Volum dipòsit	6	m <sup>3</sup>
Volum ocupat	75	%
Diàmetre	1,75	m
Volum cilindre	5,57	m <sup>3</sup>
Volum toriesfèric	0,43	m <sup>3</sup>
Alçada cilindre	2,31	m
Alçada toriesfèric	0,30	m
Alçada total	2,61	m
Nombre de dipòsits	1	-

**Taula 11. 1. 10. 6** *Disseny mecànic*

Temperatura disseny	80	°C
Pressió de disseny	2,75	bar
Espressor cilindre	6	mm
Espressor toriesfèric	6	mm
Espressor fons inferior	6	mm
Espressor aïllant	50,4	mm

**Taula 11. 1. 10. 7** *Pes de l'equip*

Pes Cilindre	611,68	kg
Pes Toriesfèric	71,84	kg
Pes fons pla	115,45	kg
Pes buit	798,97	kg
Densitat 316L	8000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes amb H <sub>2</sub> O	893,39	Kg
Densitat en operació	892,5	Kg/m <sup>3</sup>
Pes en operació	883,24	Kg

**Taula 11. 1. 10. 8** *Venteig (Cv)*

A <sub>humida</sub> (m <sup>2</sup> )	8,16
Q <sub>f</sub> (KJ/h)	7,81·10 <sup>5</sup>
Cv (m <sup>3</sup> /h)	618,95

**Taula 11. 1. 10. 9** Dimensions agitador

Dt	1,75	m
Da	0,58	m
J	0,15	m
E	0,58	m
W	0,12	m
L	0,15	m
Reynolds	784174,03	-
N	2	rps
P	892,50	kg/m <sup>3</sup>
U	7,75·10 <sup>-4</sup>	Kg/(s·m)
P	2,16	KW
Np	4,00	gràfic
P/Vt	0,39	KW/m <sup>3</sup>
Vt	5,56	m <sup>3</sup>
H <sub>cilindre</sub>	2,31	m

**11.1.10.3 TM-802**

L'agitador TM-802 esta compostat per una mescla d'aigua, hidròxid de sodi i clorur d'amoni.

Aquest agitador s'utilitzarà per a un rentat.

**Taula 11. 1. 10. 10** Dimensions del dipòsit

Volum líquid	2,3	m <sup>3</sup>
Volum dipòsit	3	m <sup>3</sup>
Volum ocupat	77	%
Diàmetre	1,3	m
Volum cilindre	2,82	m <sup>3</sup>
Volum toriesfèric	0,18	m <sup>3</sup>
Alçada cilindre	2,13	m
Alçada toriesfèric	0,22	m
Alçada total	2,35	m
Nombre de dipòsits	1	-

**Taula 11. 1. 10. 11** Disseny mecànic

Temperatura disseny	80	°C
Pressió de disseny	2,75	bar
Espessor cilindre	6	mm
Espessor toriesfèric	6	mm
Espessor fons inferior	6	mm
Espessor aïllant	-	mm

**Taula 11. 1. 10. 12** Pes de l'equip

Pes Cilindre	419,48	kg
Pes Toriesfèric	39,74	kg
Pes fons pla	63,71	kg
Pes buit	522,93	kg
Densitat 316L	8000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes amb H <sub>2</sub> O	585,30	kg
Densitat en operació	1000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes en operació	585,30	kg

**Taula 11. 1. 10. 13** Venteig (Cv)

A <sub>humida</sub> (m <sup>2</sup> )	4,56
Q <sub>f</sub> (KJ/h)	4,85·10 <sup>5</sup>
Cv (m <sup>3</sup> /h)	224,28

**Taula 11. 1. 10. 14** Agitador

Dt	1,30	m
Da	0,43	m
J	0,11	m
E	0,43	m
W	0,09	m
L	0,11	m
Reynolds	374432,26	-
N	2	rps
P	1000	kg/m <sup>3</sup>
U	1,00·10 <sup>-3</sup>	Kg/(s·m)
P	0,49	KW
Np	4,00	gràfic
P/Vt	0,17	KW/m <sup>3</sup>
Vt	2,83	m <sup>3</sup>
H <sub>cilindre</sub>	2,13	m

**11.1.11 Tancs H<sub>2</sub>O (T-801 i T-802).**

L'aigua es necessita per a poder realitzar la dissolució per efectuar el rentat de la reïna. Aquesta també s'utilitza per a realitzar la producció de l'àcid clorhídric.

L'aigua necessària per a un rentat es de 4m<sup>3</sup> per altre banda per produir l'àcid clorhídric concentrat al 35% es requereix un cabal de 1217,19kg/h. Per poder tenir un estoc suficient si hi hagués algun incident en la xarxa d'aigua es calcula el volum necessari per a dos dies i mig, 73m<sup>3</sup>.

El volum total requerit es de 77m<sup>3</sup> pel que es decideix posar dos tancs de 50m<sup>3</sup> cadascun.

**Taula 11. 1. 11. 1** *Dimensions del dipòsit*

Volum líquid	38,5	m <sup>3</sup>
Volum dipòsit	50	m <sup>3</sup>
Volum ocupat	77	%
Diàmetre	3,75	m
Volum cilindre	45,7	m <sup>3</sup>
Volum toriesfèric	4,3	m <sup>3</sup>
Alçada cilindre	4,14	m
Alçada toriesfèric	0,63	m
Alçada total	4,77	m
Nombre de dipòsits	2	-

**Taula 11. 1. 11. 2** *Disseny mecànic*

Temperatura disseny	80	°C
Pressió de disseny	2,75	bar
Espressor cilindre	8	mm
Espressor toriesfèric	12	mm
Espressor fons inferior	8	mm

**Taula 11. 1. 11. 3** *Pes de l'equip*

Pes Cilindre	3128,15	kg
Pes Toriesfèric	659,41	kg
Pes fons pla	706,86	kg
Pes buit	4494,42	kg
Densitat 316L	8000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes amb H <sub>2</sub> O	5050,29	kg
Densitat en operació	1000	Kg/m <sup>3</sup>

Pes en operació	5050,29	kg
-----------------	---------	----

**Taula 11. 1. 11. 4** Venteig (Cv)

A <sub>humida</sub> (m <sup>2</sup> )	38,60
Q <sub>f</sub> (KJ/h)	2,79·10 <sup>6</sup>
Cv (m <sup>3</sup> /h)	1287,75

### 11.1.12 Sitges

#### 11.1.12.1 Sitges de càrrega de 1-Naftol (S-800 i S-801)

El 1-Naftol arriba a planta en forma sòlida, i per tant cal tenir-ho en consideració. Així doncs, es disposa d'un sistema de descàrrega dels Big-bags que els buida omplint les sitges S-800 i S-801. Per tal de mantenir un estoc de seguretat com en els casos anteriors es fixa una autonomia de 4 dies.

Amb el número de dies d'estoc i el cabal necessari de 1-Naftol es pot passar a calcular el volum que s'emmagatzemarà. D'aquesta manera, i sabent que es necessiten 1360,10 kg/h :

$$V_{1\text{-Naftol}} = \frac{Q_{1\text{-Naftol}} \cdot t_{\text{estoc}}}{\rho} = \frac{1360,10 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{dia}} \cdot 4 \text{ dia}}{1100 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 118,70 \cdot 1,15 = 136,50 \text{m}^3$$

Un cop calculat el volum de 1-Naftol per 4 dies d'estoc es determina el número total de sitges necessàries i el seu % de volum ocupat, tenint en compte que s'escull una capacitat de cada sitja de 80m<sup>3</sup>:

$$N_{\text{tancs}} = \frac{V_{1\text{-naftol}}}{V_{\text{sitja}}} = \frac{136,50 \text{m}^3}{80 \text{m}^3} = 1,7 \rightarrow 2$$

$$\%_{\text{ocupat}} = \frac{V_{1\text{-naftol}}/N_{\text{sitges}}}{V_{\text{sitja}}} = \frac{136,50 \text{m}^3 / 2}{80 \text{m}^3} \cdot 100 = 85,3\%$$

El dimensionament de les sitges segueix la norma ASME igual que els tancs i dipòsits, però en aquest cas la forma de l'equip i les seves característiques fan que s'hagin d'utilitzar unes equacions diferents.

Així doncs, en primer lloc es fixa una relació entre el diàmetre i l'alçada del cos cilíndric de la sitja, i a continuació es calculen els paràmetres restants. El pas inicial és escollir el diàmetre, que s'ha fixat en 4m:

$$h/D = 1,5 \quad h = 1,5 \cdot 4 = 6 \quad \text{Equació 11.1.12.1}$$

Obtenint una alçada del cos cilíndric de 6 metres es pot calcular el seu volum, que equival a 75,40 m<sup>3</sup>. Si a la capacitat total li restem aquest volum es troba també el volum de la part inferior, de forma cònica.

$$V_{\text{con}} = 80 - 75,40 = 4,6 \text{ m}^3 \quad \text{Equació 11.1.12.2}$$

A partir d'aquest volum es pot trobar l'alçada del con. De fet, es considera que no és un con perfecte sinó que es tracta d'un con truncat, i fixant el diàmetre inferior en 0,3 metres, s'usa l'equació 11.1.12.3 :

$$V_{\text{con truncat}} = \frac{h \cdot \pi}{3} \cdot (r_1^2 + r_2^2 + r_1 \cdot r_2) \quad \text{Equació 11.1.12.3}$$

On;

$r_1$  = Radi superior, 2m.

$r_2$  = Radi inferior, 0,15m.

Aïllant el terme de l'alçada en l'equació s'obté un valor de 0,75 metres, que sumada a l'alçada del cos cilíndric dóna una alçada total de la sitja de 6,75 metres.

Finalment per al disseny mecànic de l'equip es segueixen els mateixos passos que en els tancs i dipòsits, i els resultats obtinguts es recullen a la taula 11.1.12.1, 11.1.12.2 i 11.1.12.3:

**Taula 11. 1. 12. 1** Dimensions del dipòsit

Volum sòlid	68,25	m <sup>3</sup>
Volum sitja	80	m <sup>3</sup>
Volum ocupat	85	%
Diàmetre cos	4	m
Diàmetre inferior	0,3	m
Volum cilindre	75,40	m <sup>3</sup>
Volum con truncat	4,60	m <sup>3</sup>

Alçada cilindre	6	m
Alçada con truncat	0,75	m
Alçada total	6,75	m
Nombre de sitges	2	-

**Taula 11. 1. 11. 2 Disseny mecànic**

Temperatura disseny	45	°C
Pressió de disseny	2,20	bar
Espessor cilindre	10	mm
Espessor con truncat	15	mm

**Taula 11. 1. 11. 3 Pes de l'equip**

Pes Cilindre	6046,94	kg
Pes Con Truncat	1150,58	kg
Pes buit	7197,51	kg
Densitat 316L	8000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes amb H <sub>2</sub> O	8182,33	kg
Densitat en operació	1100	Kg/m <sup>3</sup>
Pes en operació	8280,81	kg

### 11.1.12.2 Sitges de Carbaril (S-800 i S-801)

Un cop el carbaril surt de l'últim cristal·litzador i passa per l'assecador i el refredador, es necessita emmagatzemar-lo en sitges per tal de carregar els Big-bags de forma segura i, en cas que aquests s'acabin o es tinguin problemes amb l'estoc, es pugui disposar d'un equip on mantenir-lo mentre es soluciona el problema. Així doncs, es dissenyen les sitges necessàries, de igual manera que en l'apartat anterior, tenint en compte que es treballa amb un cabal de carbaril de 1638,78 kg/h.

Les següents taules mostren els valors obtinguts en aquest cas. La única diferència entre aquestes sitges i les de 1-naftol és que en aquest cas la sitja diposita el seu contingut dins dels Big-bags, mentre que en el cas del 1-naftol és just el contrari. Els sistemes de càrrega i descàrrega d'aquests Big-bags són comprats directament al proveïdor

**Taula 11. 1. 12. 2** *Dimensions del dipòsit*

Volum sòlid	73,43	m <sup>3</sup>
Volum sitja	80	m <sup>3</sup>
Volum ocupat	91,78	%
Diàmetre cos	4	M
Diàmetre inferior	0,3	m
Volum cilindre	75,40	m <sup>3</sup>
Volum con truncat	4,60	m <sup>3</sup>
Alçada cilindre	6	m
Alçada con truncat	0,75	m
Alçada total	6,75	m
Nombre de sitges	2	-

**Taula 11. 1. 11. 2** *Disseny mecànic*

Temperatura disseny	45	°C
Pressió de disseny	2,20	bar
Espessor cilindre	10	mm
Espessor con truncat	15	mm

**Taula 11. 1. 11. 3** *Pes de l'equip*

Pes Cilindre	6046,94	kg
Pes Con Truncat	1150,58	kg
Pes buit	7197,51	kg
Densitat 316L	8000	Kg/m <sup>3</sup>
Pes amb H <sub>2</sub> O	8182,33	kg
Densitat en operació	1232	Kg/m <sup>3</sup>
Pes en operació	8410,81	kg



## **11.2. Disseny dels reactors**

En aquest procés es disposa de tres reactors: R-201, R-301 i R-401. A continuació es procedeix a descriure cadascun dels reactors.

### **11.2.1. Reactor R-201**

En el reactor R-201, es dona la formació del clorur de metilcarbamil, el qual és un intermedi de la reacció de síntesi del producte d'interès a produir en la planta. Aquest producte s'obté de la reacció exotèrmica entre fosgè i monometilamina. Aquesta reacció en fase gas té lloc en un reactor continu de flux pistó multitubular.

S'utilitza una patent coneguda (US-756554) per al disseny i caracterització del reactor utilitzat en la primera etapa de producció de Carbaril.

#### 11.2.1.1. Tipus de reactor

Els reactors continus de flux pistó multitubulars són molt utilitzats en reaccions en fase gas. El model de flux es basa en la suposició que el fluid es troba perfectament barrejat en direcció radial però no en la direcció axial i que es treballa en estat estacionari. El perfil de velocitats és uniforme en direcció radial. Per realitzar la modelització es prenen altres assumpcions, com que la densitat de la mescla es manté i que solament té lloc una reacció té lloc en el si del fluid.

Els RCFP s'utilitzen per modelar la transformació química de components mentre són transportats en sistemes assimilats a canonades. La canonada pot representar una varietat de conductes per on es fa passar el líquid o gas. En un model RCFP ideal es fixa un temps de residència, on es considera que el fluid entra al reactor en un temps  $t$  i surt del reactor a un temps  $t+\tau$ , on  $\tau$  és el temps de residència del reactor.

El flux a través del reactor tubular pot ser laminar, com el que pot tenir un fluid viscos en tubs de diàmetre petit o bé turbulent, com en el cas de reaccions gasoses. Normalment es prefereix treballar amb un flux turbulent que amb un flux laminar, ja que en el turbulent la mescla és millor que en el laminar, fent que la transmissió de calor sigui millor. Tot i així, per reaccions lentes i especialment a escala laboratori i planta pilot, un flux turbulent pot resultar inconvenient, ja que es podria requerir una longitud de reactor massa llarga o bé cabals d'aliment molt alts.

Aquests reactors presenten una sèrie d'avantatges respecte els altres tipus de reactors, com valors de conversions altes, continuïtat d'operació sense necessitat de manteniment

continuitat o que es pot optimitzar la transferència de calor utilitzant tubs més fins o més gruixuts en paral·lel enlloc d'un sol tub. També cal comentar que també presenten una sèrie de desavantatges, com el fet que la temperatura a l'interior del reactor és difícil de controlar i es poden donar gradients de temperatura no desitjats i punts calents en el reactor o bé que el seu manteniment és més car que el manteniment d'altres tipus de reactors.

Els RCFP s'utilitzen en diferents àmbits i per diferents aplicacions, com per exemple, són molt usats en reaccions a gran escala, en reaccions molt ràpides, en reaccions homogènies o heterogènies, en produccions contínues, en reaccions a altes temperatures o bé es troben com a tubs empacats amb algun sòlid on freqüentment es tracta d'un catalitzador.

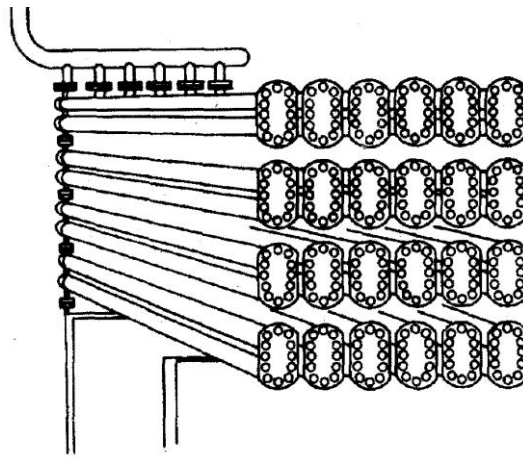


Figura 11.2.1.1.1. Reactor multitubular de flux pistó.

En aquest procés es treballa amb un reactor de flux pistó multitubular, on els reactius es fan passar per l'interior dels tubs.

### **Bescanvi energètic**

Segons el tipus de reacció que tingui lloc en el reactor es requereix un bescanvi de calor particular:

- Per a una reacció exotèrmica, el calor de reacció es retira per mitjà de la circulació d'un refrigerant o bé d'un líquid que bull per la carcassa.

- Per a una reacció endotèrmica, l'energia que es requereix per la reacció es transfereix des de un fluid calent circulant per carcassa, fins el fluid que es troba a l'interior dels tubs.

El cas d'estudi es tracta d'una reacció exotèrmica. L'objectiu principal és dissenyar un reactor que permeti assolir la conversió desitjada i mantenir unes condicions isoterms per tal de treballar a una temperatura fixada. Concretament, la reacció de foscè amb monometilamina es dona a 260°C i la selectivitat és d'un 100%.

Al tractar-se un reactor multitubular, els reactius es fan passar per l'interior dels tubs i pel costat carcassa es fa passar un fluid tèrmic, concretament un oli tèrmic per tal de retirar el calor generat en la reacció exotèrmica. La seva configuració de disseny es similar a un bescanviador de carcassa i tubs, on pels tubs hi circularan els reactius es produeix la reacció i per la carcassa hi circula l'oli tèrmic per tal d'assegurar el bescanvi de la calor emesa per la reacció. L'oli utilitzat és el "Therminoil 62", les característiques del qual s'especifiquen al punt 1.6 d'aquesta memòria.

Una desavantatge d'aquest mètode de refredament és que la velocitat de transferència de calor cap al fluid que rodeja els tubs és constant al llarg de tota la longitud d'aquests, però gairebé sempre, la major part de la reacció es dona a prop de l'entrada del tub. És a dir, la velocitat es relativament gran a l'entrada del reactor (del tub) degut a les altes concentracions de reactiu en la zona, i aquesta va augmentant a mesura que la mescla reaccionant es desplaça a una curta distància dintre del tub.

Altres mètodes de refrigeració a part de la circulació del refrigerant per carcassa i refredament dels tubs poden ser:

- Divisió del reactor en parts amb bescanviadors en cadascuna d'elles.
- Agregar una quantitat d'un component inert (vapor) a la mescla reaccionant per tal de proporcionar l'energia millorant el rendiment en l'equilibri d'aquesta reacció.

En aquest procés s'ha triat la refrigeració mitjançant la circulació d'un fluid refrigerant per carcassa perquè el volum del reactor és relativament petit, i amb aquest sistema ja s'aconsegueix un bon bescanvi de calor.

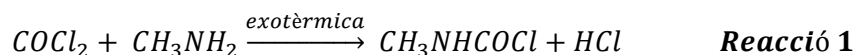
Tots els equips tenen com a objectiu evitar temperatures excessives o bé mantindre un nivell de temperatura adequat. Concretament, es desitja assolir unes condicions isoterms per tal de mantenir una temperatura constant en el reactor.

Un bon control de temperatura és necessari pels següents motius:

- Evitar oxidacions completes i aconseguir-ne de parcials.
- Evitar un descontrolament de la reacció i sobreescalfament del reactor.

### Producció de Clorur de Metilcarbamil

En el reactor R-201 es dona el procés de producció de Clorur de Metilcarbamil (MCC, CH<sub>3</sub>NHCOCl) juntament amb àcid clorhídric, el qual es tracta d'un producte no desitjat. Aquesta síntesi es dona a partir de la reacció entre foscè (COCl<sub>2</sub>) i monometilamina (CH<sub>3</sub>NH<sub>2</sub>). A continuació es mostra la reacció en qüestió.



El foscè es sintetitza a la mateixa planta de producció a partir de Monòxid de carboni (CO), el qual arriba a la planta amb camions, i Clor gas provinent a través d'una pipeline d'una planta contigua a la planta dissenyada. La reacció de síntesi del foscè s'indica a continuació.



La producció de foscè no és objecte d'aquesta memòria, així que es considera que hom disposa de la quantitat desitjada de foscè directament.

Per altre banda, la monometilamina arriba a la planta a través de camions. Així doncs, un cop es disposa dels reactius necessaris per a dur a terme aquesta reacció es condicionen per tal de disposar-los en les condicions desitjades. El foscè es troba emmagatzemat en tancs a temperatura ambient i a una pressió de 2 bars per tal de mantenir-lo en estat líquid, i la monometilamina es troba emmagatzemat, tanmateix, a temperatura ambient i a una pressió de 4 bars per tal de mantenir-la en estat líquid. Les pressions d'emmagatzematge es calculen a partir de la pressió de vapor corresponent a cada component. Així doncs, es necessari expansionar-los fins a pressió atmosfèrica, ja que la reacció es duu a terme a aquesta pressió. A més a més, el foscè s'ha de pre-escalfar fins a 205°C i la monometilamina fins a 240°C mitjançant bescanviadors de calor.

Un cop condicionats els reactius, aquests s'introdueixen en el reactor R-201. Més endavant en aquest punt de la memòria s'especifiquen les característiques d'aquest reactor.

### 11.2.1.2. Disseny del reactor R-201

En aquest apartat es mostra el balanç de matèria del reactor R-201. Aquest es divideix en les següents parts:

### 11.2.1.3. Entrada al reactor

Tal i com es menciona anteriorment, es dissenyen dos reactors multitubulars en paral·lel, on només un d'aquest es manté operant. El segon reactor es disposa per casos de manteniment o ruptura. Per tal de dissenyar el reactor es parteix de les dades de la patent US-756544 on s'indica la relació dels reactius necessària per tal de sintetitzar el MCC. Es determinen els cabals d'entrada i de sortida del reactor mitjançant la producció necessària marcada per la planta, per obtenir beneficis en un any, per les composicions i pel grau de conversió del reactor.

A continuació s'exposen els valors proporcionats per la patent:

**Taula 11.2.1.1.1.** Resum de la informació proporcionada en la patent US-756554.

Dades	
Relació Fosgè-MMA	1.25:1
Temps de residència (s)	1.5
Temperatura reacció (°C)	260
Conversió (molar, %)	100

És necessari comentar que, tot i que l'estaquiometria mostra una relació entre el fosgè i MMA de 1 a 1, s'introdueix una relació de 1.25 a 1, essent el fosgè el component en excés per tal d'assegurar la completa reacció de la monometilamina.

Les propietats dels reactius i productes de la reacció de síntesi del MCC s'obtenen de l'ús del software informàtic Aspen-HYSYS, que es corresponen amb les cercades amb el mètode de Joback d'estimació de paràmetres termodinàmics de components a partir dels seus enllaços i valors crítics. Aquests paràmetres es mostren en el punt 1.4 d'aquesta memòria.

La producció de carbaril fixada per a la construcció de la planta i així abastir als compradors del pesticida en qüestió és de 10500 Tn/any. En la planta, per tal de satisfer aquesta producció tenint en compte les possibles pèrdues de pesticida en el procés de purificació (ja que el rendiment en els diferents equips no és del 100%), es decideix produir 12600 Tn/any.

D'aquesta forma es soluciona el problema de les pèrdues de carbaril i també es manté un stock per a tindre la seguretat de poder abastir als consumidors en cas situacions desfavorables que no permetin el funcionament de la planta.

Coneixent la fita de carbaril a produir anualment, es coneix la quantitat necessària de MIC a produir, i consegüentment es coneix la quantitat necessària de MCC per tal d'obtenir la quantitat de MIC i, mitjançant el grau de conversió es determina el cabal de MCC necessari a la sortida del reactor:

$$N_{MCC} = N_{MMA0} \cdot X \quad \text{Equació 11.2.1.3.1}$$

On;

x és la conversió obtinguda.

$N_{MMA0}$  és el cabal molar inicial de MMA, el qual es considera el component clau, kmol/h.

$N_{MCC}$  és el cabal molar de MCC a produir, kmol/h.

Cal mencionar que coneixent el cabal molar, es calcula el cabal màssic mitjançant l'equació mostrada a continuació:

$$PM_{Component} \cdot Q \left[ \frac{kmol}{h} \right] = \left[ \frac{kg}{h} \right] \quad \text{Equació 11.2.1.3.2}$$

Paral·lelament, al tractar-se d'una reacció en fase gas on tots els components de la reacció es troben en fase gas, és possible calcular el cabal volumètric mitjançant la suposició de que els components tenen un comportament ideal. Així doncs, mitjançant l'equació de gasos ideals es calcula el cabal volumètric de cada un d'ells.

$$\frac{PV}{t} = \frac{nRT}{t} \quad \text{Equació 11.2.1.3.3}$$

On;

P és la pressió d'operació, atm.

V/t és el cabal màssic, L/h.

n/t és el cabal molar, kmol/h.

R és la constant dels gasos ideals, 0.082 atm L/K mol.

T és la temperatura d'operació, K.

A continuació, coneixent la conversió proporcionada per la patent i fixada en un 100% molar així com el cabal necessari de MCC, i que el reactiu limitant és la monometilamina, es procedeix a calcular la monometilamina necessària com per a produir el MCC demanat:

$$Q_{MMA} \left[ \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right] = \frac{Q_{MCC} \left[ \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right]}{1} \quad \text{Equació 11.2.1.3.4}$$

Un cop conegut el cabal de MMA necessari, s'ha de tenir en compte que aquest correspon al cabal necessari com per sintetitzar MCC "nou", ja que una part d'aquest es recupera en una etapa posterior del procés i al recircular-lo la quantitat demandada de MMA és inferior.

Un cop calculats tots els cabals, es calcula la fracció molar de cadascun dels components, mitjançant la següent equació:

$$\% \text{ molar} = \frac{\left[ \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right]_i}{\left[ \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right]_{TOT}} \quad \text{Equació 11.2.1.3.5}$$

Un cop plantejades totes les equacions necessàries, es mostren a la taula 11.2.1.3.2 els diferents cabals i composicions dels components que participen en la reacció.

**Taula 11.2.1.3.2. Cabals i fracció molar d'entrada al reactor.**

Component	Cabal màssic, kg/h	Cabal molar, kmol/h	Cabal volumètric, m3/h	Fracció molar
Fosgè	1075	10.87	475.14	0.556
MMA	270.1	8.697	380.11	0.444
MCC	0	0	0	0
HCl	0	0	0	0

#### 11.2.1.4. Sortida Reactor

El càlcul de les concentracions a la sortida del reactor R-201 no es pot realitzar ja que no es coneix la cinètica del procés ni es tenen dades com per estimar els coeficients de la velocitat de reacció. Per tant, no es poden determinar els perfils de les concentracions dins dels tubs del reactor en qüestió per mitjà del software Matlab.

No obstant, gràcies a la patent i al conèixer el grau de conversió de la reacció així com la seva estequiometria es procedeix a calcular els cabals dels reactius i productes a la sortida del reactor R-201. Aquest càlcul es realitza mitjançant les equacions mostrades a continuació.

$$n_k = n_{k,o} \cdot (1 - X)$$

**Equació****11.2.1.4.1**

$$n_i = n_{i,o} - \left(\frac{v_i}{v_k}\right) \cdot n_{k,o} \cdot X$$

**Equació 11.2.1.4.2**

On;

$n_k$  és el reactiu limitant (MMA), kmol/h.

Ni són els reactius i productes de la reacció, kmol/h.

X és la conversió (100%)

$v$  correspon a l'estequiometria.

Els coeficients estequiomètrics es mostren a continuació.

**Taula 11.2.1.4.1. Coeficients estequiomètrics de la reacció.**

<b><math>v</math> (MMA)</b>	-1
<b><math>v</math> (Fosgè)</b>	-1
<b><math>v</math> (MCC)</b>	1
<b><math>v</math> (HCl)</b>	1

Amb les dades mostrades i les equacions 11.2.1.4.1 i 11.2.1.4.2 es troben els cabals molars de cadascun dels components de la reacció. Aleshores, a partir d'aquests i usant els factors de conversió mostrats es troben els cabals màssics, volumètrics i les composicions molars juntament amb el cabal total a la sortida.

**Taula 11.2.1.4.2. Cabals i fracció molar de sortida al reactor.**

Component	Cabal molar, kmol/h	Fracció molar	Cabal màssic, kg/h
Fosgè	2.173	0.1111	215.07
MMA	0	0.0000	0
MCC	8.697	0.4445	813.28



HCl	8.697	0.4445	317.10
Total	19.567		

Tal i com es mostra a la taula 11.2.1.4.2, a la sortida del reactor no es troba monometilamina, ja que es tracta del component clau i la selectivitat de la reacció és del 100%. El fosc present correspon al excés introduït a l'entrada del reactor.

Cal esmentar que el balanç màssic de matèria es compleix, essent l'entrada igual a la sortida, tal i com ha de ser, ja que la matèria no es crea ni es destrueix, sinó que es manté.

La temperatura i la pressió de sortida dels gasos corresponen als mateixos valors que els de l'interior del reactor, és a dir, 260°C i 1 atm de pressió.

#### 11.2.1.5. Balanç d'energia

Degut a que la reacció produïda en el reactor per a la síntesis del MCC és exotèrmica i es requereix un control de la temperatura que no superi els 260°C, es requereix que el reactor es mantingui en condició isoterma. S'ha de tenir en compte que, al tractar-se d'una reacció exotèrmica, es produeix la generació de calor que ha de ser bescanviada per tal de mantenir les condicions esmentades.

El càlcul del flux de calor generat per la reacció es duu a terme per mitjà de dos mètodes:

##### *a) Càlcul de la calor generada en la reacció mitjançant balanç tèrmic:*

S'usa la següent expressió per tal de calcular el calor necessari a bescanviar. L'equació 11.2.1.5.1 presenta dos termes, sent el primer el calor necessari com per portar la mescla des de la temperatura d'entrada fins la temperatura d'operació del reactor. El segon terme correspon al calor alliberat per la reacció exotèrmica. Lògicament, el resultat que s'hauria d'obtenir és que el primer terme indiqui que es requereix un aportament energètic, i el segon terme, al tractar-se d'una reacció exotèrmica, ha d'indicar que en aquesta reacció s'emet calor. Per tant, s'usa el calor generat en la reacció per tal d'escalfar els reactius que entren en el reactor R-201 des dels 205 i 240°C fins a 260°C. Cal tenir en compte que el temps de residència és de 1.5 s, i per tant aquest escalfament es quasi immediat.

$$Q = \left[ \sum m_r \cdot Cp_r \cdot (Tf - Ti) \right] - \frac{m_k}{v_k} \cdot X_k \cdot \Delta H \quad \text{Equació 11.2.1.5.1}$$

On;

$m_r$  correspon al cabals molar de cadascun dels reactius presents en la reacció (kmol/s).

$C_p$  és el calor específic de cadascun dels reactius presents en la reacció (kJ/kmol·°C).

$T_f$  correspon a la temperatura d'operació del reactor que han d'assolir els reactius (°C).

$T_i$  és la temperatura d'entrada dels reactius en el reactor (°C).

$M_k$  és el cabal molar del component clau (MMA) (kmol/s).

$\nu_k$  correspon al coeficient estequiomètric del component clau (MMA).

$\Delta H$  és l'entalpia de reacció de la producció de MCC a 260 °C. (KJ/Kg).

Per tal de calcular ambdós termes de l'equació de transferència de calor, s'usen les dades de capacitats calorífiques i calors de reacció simulats amb el software HYSYS.

Els cabals molars i els calors específics a la temperatura i pressió d'operació emprats (260°C i 1 atmosfera respectivament), es mostren en la taula 11.2.1.5.1:

**Taula 11.2.1.5.1.** Dades necessàries pel càlcul del flux de calor.

Component	Entalpia (KJ/kmol) (260° C)	Cp(260°C)	Tº entrada (°C)
Fosgè	-206000	69.28	205
MMA	-8520	73.17	240
MCC	-159800	88.08	-
HCl	-8.54E+04	29.79	-

Resolent el primer terme de l'equació 11.2.1.5.1:

$$Q_{Absorvit} = \left[ \sum \frac{m_r}{\frac{3600s}{1h}} \cdot C_{p_r} \cdot (T_f - T_i) \right] = 15.04 \frac{KJ}{s} = 15.04 \text{ KW}$$

A continuació es calcula el segon terme de l'equació 11.2.1.5.1, el qual correspon al calor generat per a la reacció. Pel seu càlcul es requereix el coneixement de les entalpies de reaccio de cadascun dels components a la temperatura d'operació del reactor, juntament amb els cabals molars d'entrada, coeficients estequiomètrics i conversió. Els coeficients

estequiomètrics es troben en la taula 11.2.1.4.1 del apartat de balanç de matèria, el cabal d'entrada del component clau (MMA) correspon al mostrat en la taula 11.2.1.3.2.1 d'aquest mateix apartat i les entalpies es troben en la taula 11.2.1.5.1.

Resolent el segon terme de l'equació 11.2.1.5.1, s'obté:

$$Q_{generat} = -\frac{\frac{m_k}{3600s}}{\frac{1h}{v_k}} \cdot X_k \cdot \Delta H = -74.1 \frac{KJ}{s} = -74.1 KW$$

Comparant els valors dels dos termes de l'equació, es contempla que el calor absorbit és menor que el generat, i per tant es poden escalfar els reactius a l'entrada del reactor amb el calor emès per la reacció. El calor restant a bescanviar, s'absorbeix amb un sistema de refrigeració similar als bescanviadors de carcassa i tubs:

$$Q_{Total} = -59 KW$$

**b) Càlcul del calor de reacció usant gradient d'entalpies entre entrada i sortida:**

Amb aquest mètode s'obté únicament el calor emès per la reacció, ja que suposa que els reactius entren a la temperatura d'operació del reactor i per tant no s'usa el valor obtingut per al càlcul del cabal de refrigerant necessari, però serveix per a comprovar la validesa del segon terme de l'equació 11.2.1.5.1.

$$Q_{generat} = \left( \sum (h_s \cdot m_s - h_E \cdot m_E) \right) \quad \text{Equació 11.2.1.5.2}$$

Els cabals molars d'entrada i sortida del reactor R-201 es troben en les taules 11.2.1.3.2.1 i 11.2.1.4.2 i les entalpies de reacció es mostren en la taula 11.2.1.5.1. Així doncs, es calcula el calor generat segons l'equació 11.2.1.5.2.

$$Q_{generat} = -74.12 KW$$

S'observa que els resultats de cadascun concorden, de forma que s'accepta el càlcul del calor total a bescanviar per mitjà del mètode de càlcul a) usant l'equació 11.2.1.5.1.

**11.2.1.6. Càlcul del volum del reactor multitubular R-201**

Per a calcular el volum es parteix del valor del temps de residència marcat per la patent, que en aquest procés aquest és de 1.5 s. Aquest càlcul es realitza mitjançant l'equació XXX.

$$V = \tau \cdot Q \quad \text{Equació 11.2.1.6.1}$$

On;

$V$  és el volum del reactor,  $m^3$ .

$\tau$  és el temps de residència, s.

$Q$  correspon al cabal volumètric,  $m^3/s$ .

El cabal volumètric de cada component es mostra a la taula XX. Així doncs, el cabal volumètric total és de:

$$Q=855,25 \text{ m}^3/\text{h}$$

Així doncs, mitjançant l'equació XX es calcula el volum del reactor, obtenint un valor de:

$$V=0.36 \text{ m}^3$$

Un cop conegut el valor del volum del reactor i del flux de calor a bescanviar es calcula l'àrea necessària per tal de poder bescanviar tot el calor generat a la reacció. Per a calcular-la s'empra l'equació 11.2.1.6.1.

$$q = U A \Delta T \quad \text{Equació 11.2.1.6.1}$$

On:

$U$  és el coeficient de transmissió de calor que segons el tipus de component amb el que es treballa, s'escull un valor de  $50 \text{ W/K m}^2$ .

$A$  és l'àrea de bescanvi de calor,  $m^2$ .

$\Delta T$  correspon al diferencial de temperatura entre la temperatura del tanc i el fluid refrigerant.

Aplicant l'equació 11.2.1.6.1 s'obté una àrea de bescanvi de  $5.7 \text{ m}^2$ .

A continuació es calculen els tubs necessaris per obtenir una àrea de bescanvi suficient, és a dir, una superior a l'àrea necessària de bescanvi. Així doncs, a partir d'un diàmetre i d'una allargada de tub suposats, s'itera fins a obtenir una àrea superior a la necessària i a més a més

s'han d'obtenir uns valors que facin que la velocitat superficial del fluid estigui entre 3 i 10 m/s.

Així doncs, s'obté:

$$D_{tub} = 0.06 \text{ m}$$

$$H = 5 \text{ m}$$

Així doncs, es calcula la velocitat superficial per tal de comprovar que es troba en el rang desitjat mitjançant la següent fórmula:

$$v_s = \frac{H}{\tau} \quad \text{Equació 11.2.1.6.2}$$

On;

H és la llargada del tub, m.

$\tau$  és el temps de residència, s.

A continuació es calcula la secció del tub per tal de poder calcular el cabal que passa a través del tub. Aquesta secció es calcula mitjançant l'equació 11.2.1.6.2.

$$Secció = \frac{\pi}{4} D^2 \quad \text{Equació 11.2.1.6.2}$$

Un cop es coneix la secció del tub es calcula el cabal volumètric que circula a través del tub.

$$Q_v = Secció \cdot v_s \quad \text{Equació 11.2.1.7.1}$$

Coneixent el cabal volumètric total que circula pel reactor, el qual s'ha especificat anteriorment, es calcula el nombre de tubs del reactor multitubular:

$$n_{TUBS} = \frac{Q_{V_{TOT}}}{Q_v} = 24.93 \text{ tubs} \rightarrow 25 \text{ tubs}$$

Seguidament es calcula el volum d'un tub per posteriorment trobar el volum total tenint en compte tots els tubs:

$$V_{TUB} = H_{TUB} \cdot Seccio_{tub} = 0.00285 \text{ m}^2$$

Aleshores, el volum total és de:

$$V_{TOTAL} = n_{TUBS} \cdot V_{TUB} = 0.36 \text{ m}^3$$

A continuació, en la taula 11.2.1.6.1 es mostra el recull de les dades de disseny del reactor R-201 obtingudes en aquest apartat.

**Taula 11.2.1.6.1. Resultats obtinguts per al disseny del reactor.**

	Reactor R-201
H (m)	5
D (m)	0,06
Secció (m <sup>2</sup> )	0.00285
Volum total (m <sup>3</sup> )	0.36
Qv total (m <sup>3</sup> /h)	855.25
Vs (m/h)	3.33
Temps residència (s)	1.5
Nº Tubs	25
Volum un tub (m <sup>3</sup> )	0.029
Qv un tub (m <sup>3</sup> /h)	34.30

#### 11.2.1.7. Paràmetres del equip de bescanvi de calor del reactor R-201

Els paràmetres d'operació del reactor són de 1 atmosfera de pressió i una temperatura de 260°C.

**Taula 11.2.1.7.1. Propietats dels fluids del reactor R-201.**

	TUBS		CARCASSA	
	ENTRADA	SORTIDA	ENTRADA	SORTIDA
	Fluid de proces		Oli termic	
Fase	L	L	V	V
PM (kg/kmol)	1345	68.76		

<b>Cabal masic (kg/h)</b>	7556	1345		
<b>Cabal massic total (Kg/s)</b>	0.37361	0.37361		
<b>Temperatura</b>	t1	t2	T1	T2
	220.9	259	260	262
<b>Presio (Kpa)</b>	101.325	101.325	202,65	202,65
<b>Densitat (kg/m3)</b>	1.696	1.57	877	877
<b>Viscositat (Kg/ms)</b>	1.713e-5	1.92e-5	0,000332	0,000302
<b>Cp (KJ/kg°C)</b>	0.9985	0.8752	2.2	2.2
<b>Conductivitat (KW/m°C)</b>	2.436e-5	2.14e-5	0,0001133	0,0001133
<b>Calor latent (KJ/kg)</b>	362.9	474.6	367.7	367.7

El disseny del sistema de bescanvi de calor es realitza per mitjà del mètode de Kern, però en aquest cas el nombre de tubs, els passos per tubs i les dimensions d'aquests ja estan preestablertes per a produir la quantitat necessària del producte d'interès, valors dels quals s'especificuen en apartats anteriors.

El material usat per a la construcció del reactor es l'acer inoxidable AISI-316L. La seva conductivitat tèrmica a la temperatura d'operació es calcula a partir de l'expressió de la regressió lineal obtinguda a partir de valors bibliogràfics del metall. Aquests es mostrem a continuació.

**Taula 11.2.1.7.2.** Conductivitat del acer inoxidable en funció de la temperatura.

<b>T</b>	<b>K (W/mK)</b>
100	16,3
500	21,4

Es representen les dades de la taula XX i s'obté l'expressió algebraica de la regressió lineal.

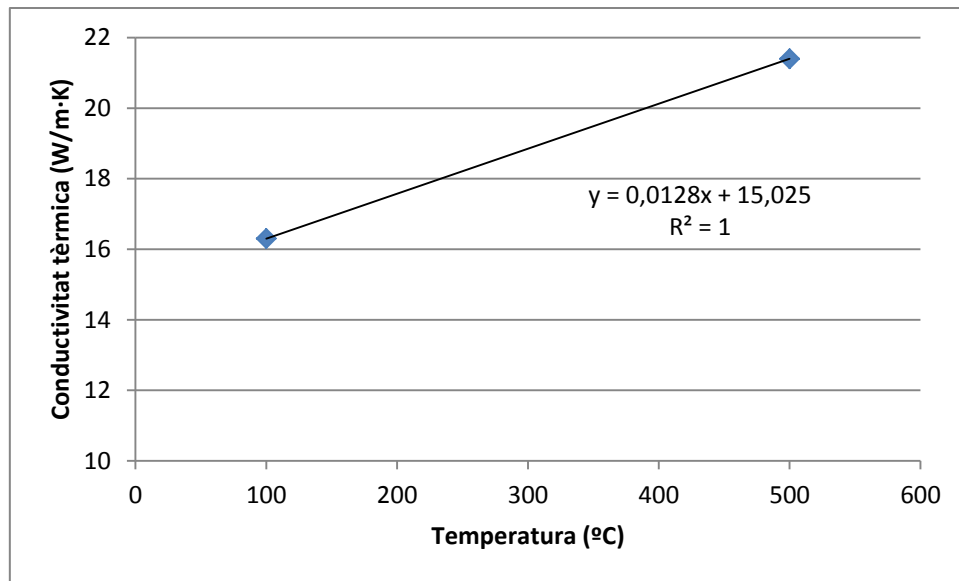


Figura 11.2.1.7.1. Representació de les dades de conductivitat en front la temperatura.

L'expressió algebraica és la següent:

$$y = 0.0128x + 15.025 \quad \text{Equació 11.2.1.7.1}$$

On;

Y correspon a la conductivitat, W/mK.

X correspon a la temperatura, °C.

Substituint la temperatura d'operació, s'obté un valor de conductivitat tèrmica de 0.01835 KW/m·K.

### Cabal d'oli necessari

Amb el valor del calor total generat en el reactor a partir de la reacció entre el foscè i el MMA, utilitzant la següent equació es calcula el cabal de refrigerant necessari.

$$q = M_s \cdot C_{ps} \cdot (T_1 - T_2)$$

$$= m_t \cdot C_{pt} \cdot (t_1 - t_2) \quad \text{Equació 11.2.1.7.1}$$



On;

$q$  és el calor bescanviat, KW.

Subíndex S correspon a les dades de la carcassa (Shell).

Subíndex t correspon a les dades dels tubs.

$M, m$  es refereix al cabal màssic, Kg/s.

$C_p$  és la capacitat calorífica, KJ/Kg°C.

$(T_1 - T_2)$  correspon a la diferència de temperatures entre l'entrada i la sortida del fluid que s'escalfa, °C.

$(t_1 - t_2)$  és la diferencia de  $T^a$  entre l'entrada i la sortida del fluid que escalfa, °C.

Coneixent que el calor bescanviat és de -59 KW, el valor de la calor específica de l'oli i la diferència de temperatures entre la entrada i la sortida del fluid refrigerant, es calcula el cabal de refrigerant amb la següent equació.

$$m_s = \frac{q}{C_{p_s} \cdot (T_1 - T_2)} \quad \text{Equació 11.2.1.7.2}$$

Així doncs, s'obté un cabal de refrigerant de 13,42 kg/s.

### Càlcul del DTML

La circulació es duu a terme en contracorrent, ja que dóna un DTML major que la circulació en paral·lel. Sent el la mescla de reactius i productes el que circula pels tubs i l'oli tèrmic per carcassa, es calcula el DTML mitjançant l'equació 11.2.1.7.3.

$$DTML = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad \text{Equació 11.2.1.7.3}$$

La representació gràfica de les variacions de temperatura al llarg del bescanviador de calor del reactor corresponents als diferents increments de temperatura és de la següent forma:

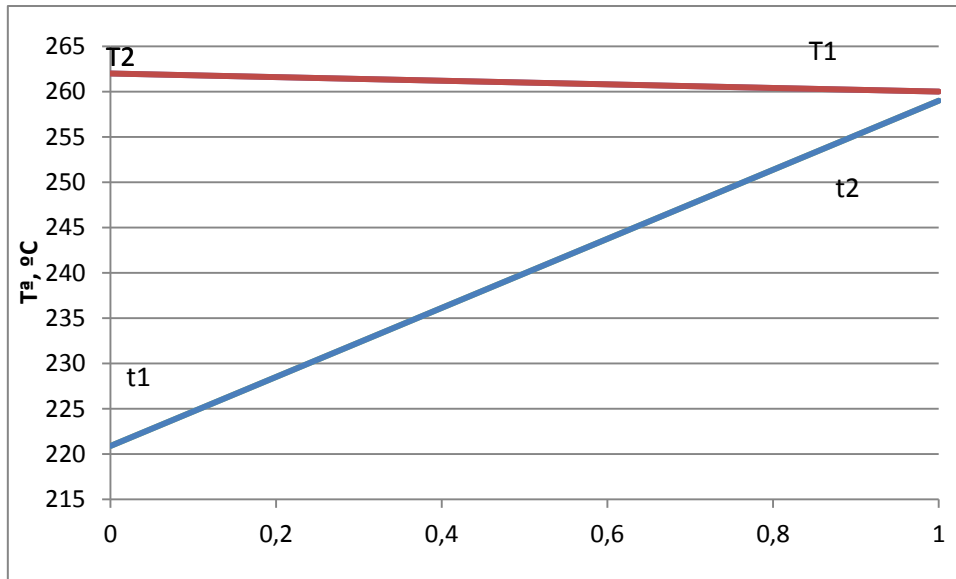


Figura 11.2.1.7.1. Representació de temperatures d'entrada i sortida dels fluids del reactor.

Els valors de les diferents temperatures s'indiquen a la taula 11.2.1.7.1. Així doncs, es calcula la DTML, obtenint un valor de:

$$DTML = 10.79^{\circ}\text{C}$$

Cal esmentar que només es té un sol pas per tub i per carcassa, per tant no cal usar el factor de correcció del DTML.

#### Àrea de bescanvi del reactor

L'àrea de bescanvi del reactor està prefixada pel dimensionament del reactor per a produir el producte necessari. Aleshores s'ha de dissenyar un sistema de bescanvi de calor que requereixi una menor àrea de bescanvi de la que es té.

$$A_{Total} = N_t \cdot \pi \cdot D_E \cdot L$$

Els valors del nombre de tubs, longitud i diàmetre interior s'especifiquen a la taula 11.2.1.6.1 mostrada en l'apartat 11.2.1.6. Pel càlcul del diàmetre exterior es requereix conèixer l'espessor del tub. Aquest valor es proporciona l' apartat de bescanviadors de carcassa i tubs on es mostren els diàmetres típics de canonada. S'escull un valor d'espessor de 0.00368 m.

$$D_E = D_I + 2 \cdot \Delta x = 0.04826 \text{ m}$$

Finalment, l'àrea total de bescanvi que es té en el reactor és de:

$$A_{Total} = 18.61 \text{ m}^2$$

### Area necessària de bescanvi

Per a bescanviar el calor emès per la reacció es requereix usar la següent equació:

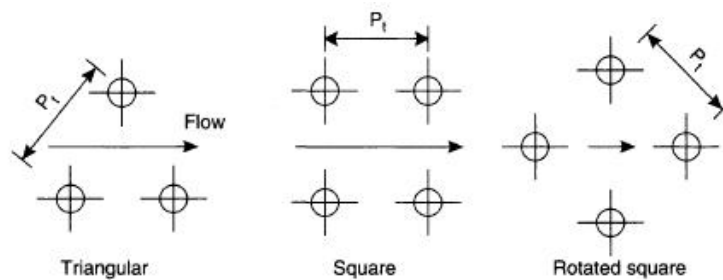
$$q = U \cdot A_{necessaria} \cdot DTML$$

Es coneixen totes les variables, exceptuant el valor del coeficient global de transmissió de calor U. Per tal de trobar-lo s'ha d'acabar de dimensionar el sistema de bescanvi i usar els coeficients individuals de transmissió de calor per tubs i carcassa.

#### *Distribució dels tubs:*

La distribució dels tubs segueix tres esquemes típics:

- Triangular.
- Quadrat.
- Romboïdal.



*Figura 11.2.1.7.2.. Representació de la possible distribució dels tubs.*

Amb això es defineix el Pitch a la distància entre els centres de dos tubs consecutius. El Pitch triangular i romboïdal proporcionen altes velocitats e transferència de calor, però en canvi la pèrdua de pressió es elevada comparada amb el Pitch quadrat. El Pitch quadrat s'usa quan es necessita una neteja mecànica pel costat de carcassa. En el cas del bescanviador a dissenyar s'usa la configuració en Pitch triangular.

El Pitch recomanat es de 1.25 cops el diàmetre extern del tub, per tant, es calcula de la següent forma:

$$Pitch = 1.25 \cdot D_E = 0.060325 \text{ m}$$

#### *Càlcul del diàmetre de carcassa*

Per tal de conèixer el diàmetre de carcassa fa falta conèixer el diàmetre del feix de tubs ( $D_b$ ) que cal situar a l'eix x de la figura xx mostrada a l'apartat de bescanviadors de carcasa i tubs. El diàmetre de feix de tubs, depèn tan del nombre de passos per tub com del nombre de tubs i del pitch escollit. Aquest es pot calcular amb la següent equació:

$$D_b = D_e \left( \frac{N_t}{K_1} \right)^{\frac{1}{n_1}} = 1.221 \text{ m}$$

On;

$N_t$  és el nombre de tubs.

$D_b$  és el diàmetre del feix de tubs (m).

$D_e$  és el diàmetre exterior dels tubs (m).

$K_1$  i  $n_1$  són funció del pitch escollit i del nombre de passos per tubs. El seu valor ve donat per la taula mostrada a continuació.

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

Figura 11.2.1.7.3. Valors de  $K_1$  i  $n_1$ .

En aquest cas el nombre de passos per tub és de 1, i el pitch seleccionat és el triangular. D'aquesta forma els valors de  $K_1$  i  $n_1$  son 0.319 i 2.142 respectivament.

Cal esmentar que el diàmetre de feix de tubs es major per pitch quadrat que triangular i augmenta al augmentar el numero de passos per tub.

*Selecció del diàmetre de carcassa.*

Els diàmetres típics de carcassa solen oscil·lar entre els 150 i 1520 mm. Per tal de calcular el diàmetre de carcassa s'ha de sumar al diàmetre de feix de tubs, l'espai que ha d'existir entre el feix de tubs i la paret externa de la carcassa que depèn bàsicament del tipus de carcassa utilitzada. Aquest espai es pot calcular, segons el tipus de carcassa, a partir de la figura XX mostrada a l'apartat de bescanviador de carcassa i tubs.

El pas per carcassa més utilitzat és el simple. Generalment, s'utilitzen dos passos per carcassa quan la diferència de temperatures entre la carcassa i el tub no sigui adequada utilitzant un sol pas. Les carcasses de flux dividit (divided flow) i les de flux segmentat (Split flow) s'usen per reduir la pèrdua de pressió, ja que normalment aquest factor influeix més que la pròpia transferència de calor com a factor de disseny.

El tipus de carcassa escollida per a la realització dels càlculs és la tipus T.

Per tal de calcular el diàmetre de carcassa s'usa la següent equació:

$$D_s = D_b + (D_{I_s} - D_b) = 0.89 \text{ m}$$

On;

$D_s$  és el diàmetre de carcassa (m).

$D_{I_s} - D_b$  correspon a la diferència entre el diàmetre intern de la carcassa i el diàmetre del feix de tubs (m). Aquest terme s'avalua per mitjà de la figura mostrada a continuació, cal tenir en compte que la variable que representa l'eix de les y no es directament el diàmetre de carcassa, sinó la diferencia (Taula XX en apartat de bescanviador de carcassa i tubs):

$$D_s - D_b = 92 \text{ mm} = 0.092 \text{ m}$$

*Comprovació de la relació entre la longitud i el diàmetre de carcassa.*

Abans de poder continuar amb el disseny del bescanviador de calor, cal comprovar que el quocient entre la longitud dels tubs i el diàmetre de carcassa estigui comprès entre 4 i 6 m.

- Si  $L/D_s$  esta comprès entre 4 i 6 es passa al següent punt 5.9 del mètode de Kern.

- Si  $L/D_s < 4$ , es suposa un valor més gran de  $L$  i es torna al punt 5.5 del mètode de Kern.
- Si  $L/D_s > 6$ , es suposa un valor més petit de  $L$  i es torna al punt 5.5 del mètode de Kern.

Es pot comprovar que en el cas en el que es treballa, la relació entre longitud dels tubs i diàmetre de carcassa es troba dins del rang seleccionat, per tant es pot precedir amb el càlcul del bescanviador de carcassa i tubs.

$$\frac{L}{D_s} = 5.6$$

*Càlcul del espaiat entre pantalles i nombre de pantalles deflectores.*

El Baffle cut usat en el bescanviador és del 45% del diàmetre de carcassa, i l'espaiat entre pantalles li correspon un valor de 0.2 vegades el diàmetre de carcassa. Aleshores el nombre de pantalles és de:

$$\text{Nombre de pantalles} = \left(\frac{L}{I_B}\right) - 1 = 27.08 \rightarrow 28 \text{ pantalles}$$

On;

$$I_B = 0.2 \cdot D_s = 0.17 \text{ m}$$

$$\text{Baffle cut} = 1.45 \cdot D_s = 0.4$$

Els valors obtinguts d'aquests paràmetres afecten directament la velocitat de circulació en el costat de carcassa, tal i com es comprova més endavant.

*Càlcul de la velocitat de circulació per tubs i per carcassa.*

- Velocitat per tubs

Aquesta velocitat està lligada a la velocitat superficial. Donat a que la velocitat real del líquid entre les partícules és varis cops major a la velocitat superficial mostrada en la taula 11.1.4.5, es pren com a referència el valor de la velocitat superficial i es suposa que la velocitat de circulació per tubs entra en els límits establerts mostrats en l'apartat 11.3.1.4.1 de bescanviadors de tubs i carcassa.

- Velocitat per carcassa

Es calcula l'àrea transversal de la carcassa.

$$A_{ST} = \frac{l_B \cdot D_s \cdot (\text{pitch} - D_E)}{\text{pitch} \cdot n_{ps}}$$

On;

$A_{ST}$  és l'àrea transversal de la carcassa,  $m^2$ .

$n_{ps}$  és el número de passos per carcassa.

A continuació es mostra el càlcul del cabal màssic per unitat d'àrea ( $G_s$ ) i de la velocitat de fluid de carcassa ( $v_s$ ).

$$G_s = \frac{M_s}{A_{ST}} = 423,52 \frac{Kg}{m^2 \cdot s}$$

$$v_s = \frac{M_s}{A_{ST} \cdot \rho_s} = 0,48 \frac{m}{s}$$

On;

$G_s$  és el cabal màssic per unitat d'àrea ( $Kg/sm^2$ ).

$v_s$  és la velocitat de circulació del fluid per la carcassa ( $m/s$ ).

Un cop calculada la velocitat del vapor per la banda de la carcassa, es recorda que aquest valor ha d'estar compres entre 1 i 4  $m/s$ , ja que el que hi circula es tracta d'un líquid.

*Càlcul dels coeficients individuals del costat del tub i de carcassa.*

- Coeficient individual per carcassa

Es procedeix a usar la següent equació:

$$h_s = k \cdot \frac{\left( j_h \cdot Re \cdot Pr^{0.33} \cdot \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \right)}{D_{eq}}$$

A continuació es calcula el diàmetre equivalent, el nombre de Reynolds, Prandlt i el factor  $j_h$  per mitjà de les següents expressions i les dades mostrades en la taula 11.2.1.7.2:

$$D_{eq} = \frac{1,10}{D_E} \cdot (\text{pitch}^2 - 0,917 \cdot D_E^2) = 0.0343 \text{ m}$$

$$R_{e_s} = \frac{d_{eq} \cdot G_s}{\mu_s} = 45781$$

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k} = 4.10$$

$$j_h = 0.01$$

Amb les variables conegudes, el coeficient individual de transferència de calor del costat carcassa és de:

$$h_s = 2.02 \frac{kW}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

Si es compara el valor amb els valors típics de la taula XX, es comprova que el valor del coeficient individual del costat carcassa entra dins dels límits establerts (250-3000 W/m<sup>2</sup>·°C, corresponent a “heavy oils”).

- Coeficient individual per tubs.

Per a determinar el coeficient de convecció del costat tub és necessari determinar les propietats físiques del fluid que hi circula. Per a determinar-les, en primer lloc es calcula la secció de pas de que es disposa.

$$A_{pas1tub} = \frac{\Pi}{4} D_f^2 = 0.00131 \text{ m}^2$$

Un cop calculada l'àrea de pas en un tub, es calcula l'àrea de pas de tots els tubs, que es pot calcular amb la següent expressió.

$$A_{past} = N_t \frac{A_{pas1tub}}{n_{pt}} = 0.058 \text{ m}^2$$

On;

N<sub>t</sub> és el nombre de tubs.

N<sub>pt</sub> és el nombre de passos per tub.



A continuació es calcula la densitat de flux màssic, és a dir, el cabal màssic per unitat d'àrea ( $G_{tub}$ ).

$$G_{tub} = \frac{m_t}{A_{past}} = 232.26 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

A partir d'aquests càlculs i de les diferents dades bibliogràfiques de les propietats físico-químiques es calculen els números de Reynolds i Prandtl, els quals són necessaris per calcular el coeficient individual de transmissió de calor. A continuació es mostren les expressions corresponents al càlcul d'aquests nombres.

$$Re_t = \frac{D_i G_{tub}}{\mu} = 523244$$

$$Pr_t = \frac{C_p \mu}{k} = 0.744$$

Un últim càlcul necessari és el del valor del factor de transferència de calor,  $j_h$ . Aquest s'obté a partir d'una gràfica tal i com s'indica en l'apartat 11.3 d'aquesta memòria. Per casos on el Reynolds és superior a 10000 aquest factor pot calcular-se amb la següent expressió:

$$j_h = 0.027 Re_t^{-0.2} = 0.0056$$

A partir de tots aquests factors calculats, es calcula el coeficient individual de transmissió de calor del costat tub. L'expressió que s'utilitza és la següent:

$$\frac{h_t D_i}{k} = j_h Re Pr^{0.33} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

On;

$K$  és la conductivitat tèrmica del component que circula pels tubs a la temperatura de 260°C (kW/m K).

$\mu$  és la viscositat mescla a la temperatura d'operació de 260°C (kg/ms).

$D_i$  és el diàmetre intern de la canonada (m).

En aquest cas es realitza l'aproximació en que el valor del quocient entre la viscositat de la mescla i la viscositat de l'aigua és aproximadament 1. Així doncs, s'obté un valor de:

$$ht = 1.475 \text{ kW/m}^2\text{°C}$$

Es comprova que el valor obtingut es troba comprés dins l'interval de valors típics pel tipus de fluid i estat físic (500-1800 W/m<sup>2</sup>C).

*Càlcul del coeficient global de transferència de calor i area necessària de bescanvi:*

Finalment es procedirà a calcular el coeficient U, de forma que es pot usar la següent expressio per trobar aquest coeficient. L'expressió que s'utilitza és la següent:

$$\frac{1}{U_R} = \frac{1}{h_S} + \frac{1}{h_{RS}} + \frac{D_e \ln\left(\frac{D_E}{D_I}\right)}{2k} + \frac{D_E}{D_I} \frac{1}{h_{Rt}} + \frac{D_E}{D_I} \frac{1}{h_t}$$

On;

Ur és el coeficient global de transmissió de calor (kW/m<sup>2</sup>°C)

H<sub>s</sub> és el coeficient de transmissió de calor pel costat de la carcassa (kJ/m<sup>2</sup>·s·K).

h<sub>t</sub> és el coeficient de transmissió de calor pel costat tubs (KJ/m<sup>2</sup>·s·K).

K és la conductivitat tèrmica del material AISI-316L (KJ/m·s·K).

H<sub>rs</sub>, H<sub>rt</sub> són els coeficients d'embrutiment tant del costat tub com del costat carcassa (kW/m<sup>2</sup>°C).

Així doncs, substituint tots els paràmetres a l'equació, s'obté un valor de:

$$\frac{1}{U} = 2.12 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{°C}}{\text{KW}}$$

$$U = 0.472 \frac{\text{KW}}{\text{m}^2 \cdot \text{°C}} = 472 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{°C}}$$

Un coeficient global de transferència de calor massa baix pot conduir a un augment incontrolat de la temperatura del reactor i a una reacció descontrolada. En aquest cas es calcula l'àrea de bescanvi necessària per tal de bescanviar els -59 KW:

$$A_{necessaria} = \frac{q}{U \cdot DTML} = 11.60 \text{ m}^2$$

Si es compara l'àrea que es té i la necessària es comprova com aquesta última és menor que la que es té (es disposa d'una àrea de 18.9 m<sup>2</sup>). Per tant, el sistema de refrigeració del reactor es

capaç de bescanviar el calor emès per la reacció exotèrmica que es produeix en l'interior dels tubs.

A continuació es mostra una taula amb el recull dels paràmetres determinats durant la síntesis del sistema de refrigeració del reactor.

**Taula 11.2.1.7.3.** Recull de les característiques del reactor R-201.

<b>Q generat (KW)</b>	-74
<b>Q absorbit (KW)</b>	15
<b>Q a bescanviar (KW)</b>	-59
<b>L (m)</b>	5
<b>D<sub>tubs,intern</sub> (m)</b>	0,0409
<b>A<sub>x</sub> (m)</b>	0,00368
<b>Pitch (m)</b>	0.060325
<b>Diametre feix tubs (m)</b>	0.79
<b>Diametre carcassa (m)</b>	0.89
<b>Nº Tubs</b>	25
<b>Nº pantalles deflectores</b>	28
<b>Espaiat entre pantalles</b>	0.18
<b>Baffle cut</b>	0.4
<b>Velocitat tub (m/s)</b>	3.33
<b>Velocitat carcassa (m/s)</b>	0.483
<b>Coeficient carcassa (kW/m<sup>2</sup>°C)</b>	2.02
<b>Coeficient tubs (kW/m<sup>2</sup>°C)</b>	1.475
<b>Coeficient global (W/m<sup>2</sup>°C)</b>	475
<b>Area total (m<sup>2</sup>)</b>	18.9
<b>Area necessaria (m<sup>2</sup>)</b>	11.61

#### 11.2.1.8. Simulació

Per a poder verificar els càlculs realitzats s'efectua una simulació del procés. Aquest s'ha realitzat mitjançant el programa Aspen Hysys.

Per a realitzar la simulació s'ha utilitzat el paquet termodinàmic NRTL-ideal.

Alhora d'introduir el fluid package s'ha hagut d'introduir un "hypothetical component", ja que el MCC no es troba dins de la base de dades del programa. Per altre banda el foscè, la MMA i el HCl si que es troben en la base de dades.

S'ha empleat un reactor de conversió per a simular la reacció. Aquest reactor consisteix en introduir la conversió que s'obté i la reacció que es dona lloc. En aquest cas, tal i com s'ha nombrat anteriorment s'introdueix una conversió del 100%, en la reacció entre foscè i MMA.

### 11.2.1.9. Disseny mecànic.

Per tal de realitzar el disseny mecànic dels reactor R-201 es segueix el mateix procediment el usat en els bescanviadors de carcassa i tubs, és a dir, s'usa el codi ASME per a disseny de recipients.

El material de construcció, tant el de la carcassa com el dels tubs, és d'acer inoxidable AISI-316L.

Per començar, s'ha de calcular les temperatures i pressions de disseny del equip, de la següent manera:

- Carcassa:

$$d = \text{operació} + 20^{\circ}\text{C} = 275^{\circ}\text{C}$$

$$P_d = P_{\text{operació}} + 1,75 = 2.75 \text{ atm}$$

- Tubs:

$$d = \text{operació} + 20^{\circ}\text{C} = 277^{\circ}\text{C}$$

$$P_d = P_{\text{operació}} + 1,75 = 2.75 \text{ atm}$$

A continuació es determina el espessor de la carcassa, tenint en compte el codi ASME per a recipients cilíndrics horitzontals.

$$t_s = \frac{P_d \cdot D_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P_d}$$

On;

$P_d$  és la pressió de disseny (bar).

$D_i$  és el diàmetre intern de la carcassa (mm).

$E$  és el factor de soldadura, on es pren el valor de 0.85.

$S$  és el factor d'estres (bar) que per el cas del acer inoxidable AISI-316L, a la temperatura de disseny pren un valor de:

$$S = 14708 \text{ psi}$$

Així doncs, un cop determinats tots els factors es procedeix a determinar l'espessor de carcassa. Cal esmentar que, al valor resultant de l'equació s'afegeix un espessor de seguretat de 4 mm per si es produeix corrosió. Així doncs, s'obté un valor d'espessor de la carcassa de:

$$t_s = 5.42 \text{ mm} \approx 6 \text{ mm}$$

En el cas de bescanviadors de calor i condensadors, el espessor mínim de la carcassa ve donat segons la normativa British Standard 3274, en funció del diàmetre de carcassa i el material de construcció.

**Taula 11.2.1.9.1.** Espessors segons el diàmetre i el material.

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

Com en aquest cas es té un diàmetre de carcassa de 0.89 m, s'escull un valor d'espessor mínim de 6.4 mm. A més s'escull aquest valor com a vàlid i no el trobat anteriorment, ja que el valor indicat per la normativa British Standard és major que el calculat.

A continuació es procedeix a calcular l'espessor dels capçals dels bescanviadors, que s'escull que siguin de forma tori esfèrica tipus Koppler. L'expressió per al seu càlcul es mostra a continuació.

$$t_c = \frac{P_d \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_d} \quad \text{Equació 11.2.1.9.1}$$

On;

M és un paràmetre en que, si es considera que la relació R/r es de 10; pren el valor de 1,54.

L és el radi intern de la carcassa (mm).

De la mateixa manera que en el càlcul de l'espessor de la carcassa, al valor obtingut amb l'equació 11.2.1.9.1 anterior se li ha de sumar un sobre espessor de seguretat per corrosió de 4 mm.

$$t_c = 6.78 \text{ mm} \simeq 8 \text{ mm}$$

Les aproximacions dels espessors que es realitzen, tant per la xapa del cilindre com per la xapa del tori esfèric, es fan en base a les xapes comercials que es disposen en el mercat.

A continuació es determina la longitud del capçal, obtenint un valor de:

$$L_{\text{capçal}} = 890 \text{ mm}$$

#### 11.2.1.10. Càlcul del pes del reactor

Per a poder determinar el pes de l'equip, s'ha d'utilitzar l'espessor obtingut a l'apartat 11.2.1.9. A partir d'aquest és pot establir el volum, el qual es multiplica per la densitat per tal d'obtenir el pes del reactor.

$$\text{Pes cilindre} = \left[ \frac{\pi}{4} ((D+2t)^2 - D^2) \cdot H \right] \cdot \rho = 675.57 \text{ kg} \quad \textbf{Equació 11.2.1.10.1}$$

On;

D és el diàmetre extern del cilindre del reactor (m).

H és la llargada del cilindre del reactor (m).

Per obtenir el pes del toriesfèric es calcula el volum d'aquest i es multiplica per la densitat del material empleat. En aquest cas acer inoxidable 316L, la densitat del qual és de 8000 kg/m<sup>3</sup>. D'aquesta manera s'obté el pes en kilograms.

$$\text{Pes toriesfèric} = 0,08089 [(D+2t)^3 - D^3] \cdot \rho = 25.25 \text{ Kg} \quad \textbf{Equació 11.2.1.10.2}$$

El pes de l'equip buit és la suma dels dos pesos anteriors, on el pes total del toriesfèric és el doble, ja que n'hi ha un al fons inferior i un altre al fons superior. S'obté un pes total de 725.67 Kg.

El pes de l'equip ple d'aigua es determina segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat de l'aigua, 1000Kg/m<sup>3</sup> més el pes de l'equip. El valor obtingut es suma al pes de l'equip buit. S'obté un pes total de 816.37 kg.

El pes de l'equip en operació es determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat de la mescla del reactor,  $1249\text{Kg/m}^3$  més el pes de l'equip. El valor obtingut es suma al pes de l'equip buit. S'obté un pes total de 816.37 kg.

S'ha de tenir en compte que, a més a més del cos i dels capçals s'ha d'afegir al pes de l'equip el pes dels tubs que es troben a l'interior del reactor. Mitjançant el mateix procediment que s'ha realitzat per calcular el pes del cos cilíndric, es calcula el pes dels tubs. Sabent que es disposa de 25 tubs cilíndrics, s'obté un valor de:

$$\text{Pes tubs} = 1115,87 \text{ kg}$$

Així doncs, es pes d'operació total és de:

$$\text{Pes}_{\text{operació}} = 1954.83 \text{ kg}$$

Un cop obtingut el pes es comprova que el terreny resistirà el pes de l'equip en operació, mitjançant l'equació 11.2.1.10.3.

$$\text{Resistència terreny} = \frac{\text{Pes}_{\text{operació}}}{A_{\text{base equip}}} = \frac{1954.83 \text{ Kg}}{0.62 \cdot 10^4 \text{ cm}^2} = 0,32 \text{ Kg/cm}^2 \quad \textbf{Equació 11.2.1.10.3}$$

Es sap que la resistència del terreny és de  $2 \text{ Kg/cm}^2$  a 1,5m de profunditat sobre graves. Per tant, el terreny resistirà de sobres el pes de l'equip en operació, ja que, s'ha obtingut una força cap al terreny inferior a la màxima que pot aguantar.

#### 11.2.1.11. Aïllament de l'equip

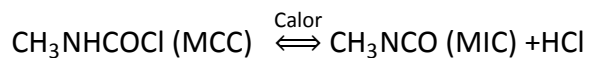
Segons la norma ASME cal aïllar els equips si la temperatura d'operació és superior a  $40^\circ\text{C}$ , per evitar possibles accidents com per exemple que els operaris no es cremin. En aquest cas, la temperatura de carcassa oscil·la al voltant dels  $260^\circ\text{C}$ . Per tant, és necessari posar algun tipus d'aïllant en els reactors. Es seleccionen els següents parametres:  $0.5\text{m/s}$  com a velocitat del vent,  $40$  la temperatura exterior del aïllant i  $260^\circ\text{C}$  la temperatura interior del reactor.

El gruix d'aïllant es pot calcular a partir del programa Insulan proporcionat per la empresa CALORCOL.

Com a material aïllant s'ha usat llana de roca. El resultat és que cal  $6.27''$  polsades d'aïllant al reactor.

### 11.2.2. Reactor R-301

La reacció que es du a terme en el reactor R301 és la següent:



Aquesta reacció és reversible. Per a poder obtenir el MIC s'ha d'aplicar calor, és a dir, és una reacció endotèrmica. En aquest cas s'aplica una temperatura d'operació de 90°C a 10 bars de pressió. La reacció té lloc en fase líquida durant un temps de residència de 21 hores, obtenint una conversió del 80%.

Per a poder obtenir la conversió desitjada a l'entrada del reactor no pot haver-hi presència de clorur d'hidrogen. Ja que aquest catalitza una reacció secundària la qual no es desitja. La reacció secundària que produeix el clorur d'hidrogen és la polimerització del isocianat de metil. Per evitar que aquesta esdevingui s'introdueix un excés de cloroform a l'entrada del reactor.

#### 11.2.2.1. Volum del reactor

Per a calcular el volum es parteix del valor del temps de residència marcat per la patent, que en aquest procés és de 21h. Aquest càlcul es realitza mitjançant l'equació 11.2.1.

$$V = \tau \cdot Q \qquad \textbf{Equació 11.2.1}$$

On:

V = És el volum del reactor, m<sup>3</sup>.

T = És el temps de residència, 21h.

Q = Correspon al cabal volumètric, 2,32 m<sup>3</sup>/h.

Així doncs, mitjançant l'equació 11.2.1 es calcula el volum del reactor, obtenint un valor de:

$$V = 49 \text{ m}^3$$



El volum obtingut es divideix entre dos obtenint un volum de 24,5 m<sup>3</sup> per operar en dos reactors.

El volum de cada reactor es determinar en funció del percentatge de volum ocupat en el tanc. Es deixarà un 30% de volum buit per seguretat. D'aquesta manera s'obté un volum de tanc de 35m<sup>3</sup>.

Per tant hi haurà dos tancs en operació de 35m<sup>3</sup> i un del mateix volum sense operar per efectuar el manteniment d'aquest i anar alternant-los.

#### 11.2.2.2. Tipus de reactor

El reactor escollit per a la segona reacció del procés de producció de Carbaryl és una piròlisis.

En aquest es produeix un tractament tèrmic el qual afavoreix a la producció de MIC, d'aquí que la piròlisi sigui la millor opció. La temperatura d'operació no es excessivament alta, ja que, es treballa a una pressió elevada fen que la temperatura requerida per a que es dugui a terme la reacció no hagi d'esser tant elevada com hauria d'esser a pressió atmosfèrica.

#### 11.2.2.3. Corrents d'entrada i sortida del reactor

S'han de determinar els cabals per component necessaris per a poder obtenir el MIC necessari per a obtenir la quantitat de Carbaryl establerta.

Mitjançant la producció necessària marcada per la planta, per obtenir beneficis en un any i la conversió del reactor s'obté el valor del cabal necessari de methyl carbamoil chloride (MCC) per obtenir el MIC desitjat, tal i com és mostra a continuació en l'Equació 11.2.2.

$$N_{MIC} = N_{MCCo} \cdot X$$

**Equació 11.2.2**

On;

x = Conversió obtinguda, 80%.

N<sub>MCCo</sub> = Cabal molar inicial de MCC, 10,87 Kmol/h.

$N_{MIC}$  = Cabal molar inicial de MIC, 8,69 Kmol/h.

Posteriorment és determinar la quantitat de cloroform que entra. Ja que, és coneix la relació en la composició a l'entrada necessària de cloroform en front a la quantitat de MCC perquè no és produeixi la reacció de polimerització del MIC catalitzada per l'HCl.

La relació necessària obtinguda en la patent [US-4082787] és un 60% de cloroform front un 40% de MCC. Per tant, s'obté un cabal de cloroform de 15,84 Kmol/h.

A la taula 11.2.1 s'observa un resum amb les propietats dels corrents d'entrada i sortida del reactor.

**Taula 11.2. 1** Resum de les propietats dels corrents d'entrada i sortida del reactor.

	Condicions d'operació		Cabals (kmol/h)				
	T(°C)	P(bars)	Cloroform	MCC	MIC	HCl	Total
ENTRADA	90	9,5-10	15,84	10,87	-	-	26,71
SORTIDA	90	9,5-10	15,84	2,17	8,69	8,69	35,40

#### 11.2.2.4. Àrea necessària de bescanvi de calor

Per determinar l'àrea de bescanvi necessària de calor del reactor inicialment s'ha de determinar la quantitat de calor a bescanviar.

Aplicant el balanç d'energia en el reactor s'obté aquesta calor (q). Per realitzar el balanç és considera com a un reactor continuu de tanc agitat, isoterm. On és regeix per a l'Equació 11.2.3

$$q = -\frac{n_{MCCo} \cdot x \cdot \Delta H_o}{U_{MCC}} - \frac{n_{MCCo}}{U_{MCC}} \cdot x \cdot \Delta C_p \cdot (T - T^*) \quad \text{Equació 11.2.3}$$

On;

q = Calor en KJ/dia.

$n_{MCCo}$  = Cabal molar en Kmol/dia de MCC inicial.

$U_{MCC}$  = Cabal molar de MCC expressat en Kmol/dia

x = Conversió de la reacció.

$\Delta C_p$ = Variació de la capacitat calorífica en KJ/Kmol<sup>o</sup>K

$\Delta H_o$  = Variació de l'entalpia en KJ/Kmol

T= Temperatura de reacció, 363<sup>o</sup>K.

T\*= Temperatura de referència, 298 <sup>o</sup>K.

En primer lloc s'ha de determinar el calor estàndard de reacció. Aquest s'obté mitjançant la suma de productes menys reactius dels calors de formació multiplicats pels coeficients estequiomètrics de la reacció.

$$\Delta H_r^o = \sum \nu \cdot \Delta H_f \text{ productes} - \sum \nu \cdot \Delta H_f \text{ reactius} \quad \textbf{Equació 11.2.4}$$

Obtenint un calor de reacció de  $\Delta H_o = 23630$  KJ/Kmol.

El calor estàndard és corregeix amb la temperatura d'operació mitjançant l'equació de Kirchhoff.

$$\Delta H_{363^oK} = \Delta H_{298^oK} + \Delta C_p (363^oK - 298^oK) \quad \textbf{Equació 11.2.5}$$

Obtenint un calor de reacció de  $\Delta H_{363^oK} = 29298$  KJ/Kmol.

D'aquesta manera es pot aplicar el balanç d'energia obtenint un  $q = 70,76$  KW

Finalment s'aplica l'Equació 11.2.6 per a determinar l'àrea necessària de bescanvi de calor.

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T \quad \textbf{Equació 11.2.6}$$

On,

U=Coeficient de transmissió de calor, 3142,5 KJ/m<sup>2</sup>·<sup>o</sup>K·h

A= Area de bescanvi de calor, m<sup>2</sup>.

$\Delta T$ = Diferencial de temperatura, entre la temperatura del tanc i el fluid refrigerant, 10<sup>o</sup>K

Obtenint una àrea de bescanvi de 8,11m<sup>2</sup>. Es comprovar que realment aquest reactor és isoterm, ja que l'àrea de bescanvi obtinguda es inferior a la màxima àrea de

bescanvi que te el reactor,  $46,67\text{m}^2$ , per a que es pugui mantenir la temperatura desitjada dins el reactor. Àrea obtinguda aplicant l'àrea lateral d'un cilindre ( $A=\pi\cdot D\cdot L$ ) en el volum d'un dels tres reactors de  $35\text{m}^3$ .

#### 11.2.2.5. Disseny de la mitja canya

En primer lloc s'ha d'establir quin serà el fluid refrigerant. Per aquest reactor s'usarà oli tèrmic, therminol62.

Tot seguit es procedeix a realitzar el càlcul del cabal refrigerant necessari.

$$q = m_f \cdot C_{p_f} \cdot \Delta T_f \quad \textbf{Equació 11.2.7}$$

On;

$q$ = Calor necessària per dur a terme la reacció, 70,76 KW.

$m_f$  = Cabal de refrigerant, Kg/s.

$C_{p_f}$  = Capacitat calorífica del fluid refrigerant,  $2,15\text{KJ}/(\text{Kg}\cdot^\circ\text{K})$

$\Delta T_f$  = Salt tèrmic del cabal refrigerant,  $10^\circ\text{K}$ .

D'aquesta manera s'obté un cabal d'oli tèrmic de  $3,29\text{kg/s}$ .

A continuació es determina el diàmetre de la mitja canya per aconseguir que el fluid circuli a la velocitat apropiada. Per a líquids es pren un valor entre 1 i 3 metres per segon, essent més favorable velocitats properes a 3, ja que, a major velocitat major serà la transferència d'energia.

A partir de l'Equació 11.2.8 es realitzarà el càlcul de les dimensions de la mitja canya .

$$\left. \begin{array}{l} m_f = v \cdot A_{\text{canya}} \\ A_{\text{canya}} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{\text{canya}}^2 \end{array} \right\} \quad D_{\text{canya}} = \sqrt{\frac{m_f \cdot 8}{\pi \cdot v}} \quad \textbf{Equació 11.2.8}$$

On:

$m_f$  = Cabal volumètric de refrigerant,  $\text{m}^3/\text{s}$ .

$A_{\text{canya}}$  = Àrea de pas de la mitja canya ,  $\text{m}^2$ .

$D_{\text{canya}}$  = Diàmetre de la mitja canya, m.

$v$  = Velocitat de pas, 1- 3 m/s.

Aplicant l'Equació 11.2.8 s'obté una un diàmetre de 0,06m.

$$D_{\text{canya}} = \sqrt{\frac{m_f \cdot 8}{\pi \cdot v}} = \sqrt{\frac{3,29 \text{ kg/s} \cdot (1/894 \text{ Kg/m}^3) \cdot 8}{\pi \cdot 3 \text{ m/s}}} = 0,06 \text{ m}$$

Seguidament es determina el valor de l'àrea ocupada per la mitja canya ( $A_{\text{m.c.}}$ ) aplicant l'equació 11.2.9.

$$A_{\text{m.c.}} = 2 \cdot \pi \cdot r_{\text{tanc}} \cdot D_{\text{canya}} = 2 \cdot \pi \cdot 1,5 \text{ m} \cdot 0,06 \text{ m} = 0,53 \text{ m}^2 \quad \text{Equació 11.2.9}$$

A partir de l'àrea de la mitja canya i l'àrea de bescanvi de calor es pot determinar el nombre de voltes que donarà la mitja canya al voltant del reactor. Obtenint 16 voltes.

$$n_{\text{voltes}} = \frac{A}{A_{\text{m.c.}}} = \frac{8,11}{0,53} = 16 \quad \text{Equació 11.2.10}$$

Finalment s'estableix l'alçada que tindrà la mitja canya aplicant l'equació 11.2.11, on  $x_n$  és l'espai entre voltes. En aquest cas s'ha triat un espai de 0,15m.

$$h_{\text{m.c.}} = (n_{\text{voltes}} - 1) \cdot x_n + (D_{\text{canya}} - n_{\text{voltes}}) = 3,02 \text{ m} \quad \text{Equació 11.2.11}$$

L'alçada de la mitja canya s'estima en 3,02m.

#### 11.2.2.6. Simulació

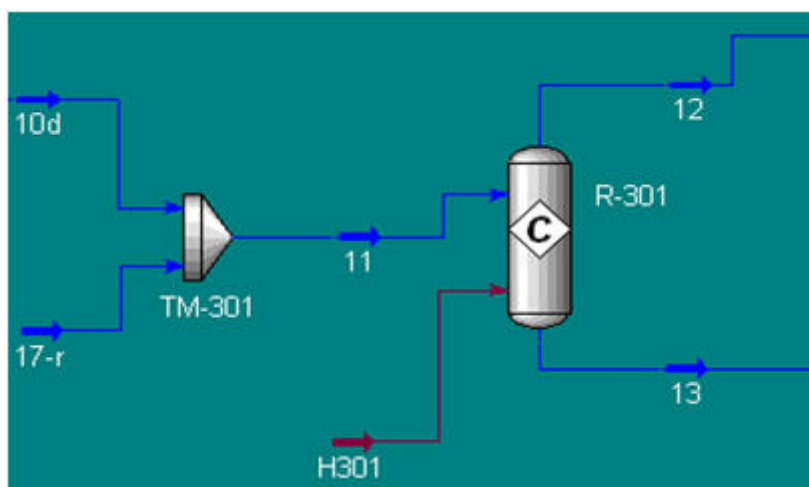
Per a poder verificar els càlculs realitzats s'efectua una simulació del procés. Aquest s'ha realitzat mitjançant el programa Aspen Hysys.

Per a realitzar la simulació s'ha utilitzat el paquet termodinàmic NRTL-ideal.

Alhora d'introduir el fluid package s'ha hagut d'introduir un "hypothetical component", ja que, el MCC no es trobava dins de la base de dades del programa. Per altre banda el MIC, cloroform i el HCl si que hi eren.

S'ha empleat un reactor de conversió. Aquest reactor consisteix en introduir la conversió que s'obté i la reacció que es dona lloc. En aquest cas, tal i com s'ha nomenat

anteriorment s'introdueix una conversió del 80%, en la reacció de MCC que dona MIC i HCl.



*Figura 11.2.2.1 Diagrama del procés de la piròlisi en el programa Aspen Hysys.*

#### 11.2.2.7. Disseny mecànic

En primer lloc es definiran les dimensions de l'equip. Aquest reactor ha estat dividit en un nombre de tres reactors iguals. Cada un té una capacitat de  $35\text{m}^3$ , amb un diàmetre (D) de 3m i una alçada (H) de 5m.

Els espessors de paret necessaris per a poder resistir les condicions de disseny de l'aparell a pressió s'han obtingut dissenyant a pressió interna.

Es dissenya a pressió interna, ja que, aquesta és amb diferència major a la pressió externa, pressió atmosfèrica.

L'aparell té dues zones diferenciades el cos que és un cilindre vertical i els extrems que són toriesfèrics decimals.

Es determina la temperatura i la pressió de disseny mitjançant la regla REPSOL. En el cas de la temperatura la regla diu que és triarà el màxim entre la temperatura obtinguda sumant 10% a la temperatura màxima d'operació o escollir una temperatura de  $80^{\circ}\text{C}$ . En el cas de la pressió es triarà la pressió més gran entre l'addició del 10% de la pressió d'operació o sumant 1,75bars a la pressió d'operació.

En aquest cas s'ha triat una temperatura de disseny de 105°C i una pressió de disseny de 10,45bars.

El material escollit per l'equip és l'acer inoxidable 316L.

Per determinar el gruix de la carcassa, cilindre vertical, s'utilitza l'Equació 11.2.12.

$$t = \frac{P(R+c)}{SE-0.6P} + c = 0,83 \text{ [in]} \rightarrow 21 \text{ [mm]} \quad \textbf{Equació 11.2.12}$$

On;

t = Espessor necessari, [in]

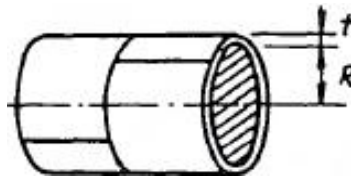
P = Pressió de disseny interna, 10,45 bar--> 149,7[psi]

c = Factor de corrosió, 0.16 [in]

R = Radi del cilindre, 59,1 [in].

S = Tensió admissible per a una temperatura de disseny 90°C,15700 [psi]

E = Factor de soldadura, 0,85



**Figura 11.2.2.2** Cilindre

S'ha escollit un factor de corrosió de 0,16 in, és a dir, 4mm. Ja que, l'interior del reactor R301 hi conte HCl el qual és corrosiu.

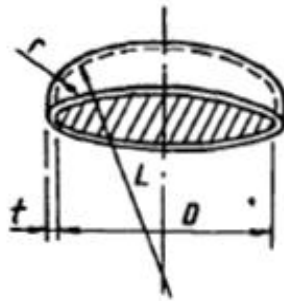
S'obté un espessor de 21[mm], per tant, s'escull una xapa comercial de 22mm.

Per la part del toriesfèric decimal s'utilitza l'Equació 11.2.13. Al espessor obtingut se li afegeix un 10%, per tenir en compte la pèrdua de xapa alhora d'arrodonir-la, d'aquesta manera queda un espessor de 33mm i és tria una xapa de 34mm.

$$t = \frac{P(L+c)M}{2SE-0.2P} + c + 10\% = 1,3 \text{ [in]} \rightarrow 33 \text{ [mm]} \quad \textbf{Equació 11.2.13}$$

On;

- t = Espessor necessari, [in]
- P = Pressió de disseny interna, 10,45 bar--> 149,7[psi]
- c = Factor de corrosió, 0.16 [in]
- S = Tensió admissible per a una temperatura de disseny 90°C,15700 [psi]
- E = Factor de soldadura, 0,85.
- L = S'obté observant la figura 11.2.2.3, 118 [in]
- M = Valor tabulat segons el paràmetre L/r=10, 1,54.



*Figura 11.2.2.3 Torisfèric decimal*

#### 11.2.2.8. Pes del reactor

Per a poder determinar el pes de l'equip, s'ha d'utilitzar l'espessor obtingut a l'apartat 11.2.2.7. A partir d'aquest és pot establir el volum, aquest és multiplicarà per la densitat. D'aquesta manera s'obté el pes del reactor.

$$\text{Pes cilindre} = \left[ \frac{\pi}{4} ((D+2t)^2 - D^2) \cdot H \right] \cdot \rho = 8354,63 \text{Kg} \quad \text{Equació 11.2.14}$$

Per obtenir el pes del torisfèric es calcula el volum d'aquest i es multiplica per la densitat del material empleat. En aquest cas acer inoxidable 316L, 8000 kg/m<sup>3</sup>. D'aquesta manera s'obté el pes en kilograms.

$$\text{Pes torisfèric} = 0,08089 [(D+2t)^3 - D^3] \cdot \rho = 1215,25 \text{Kg} \quad \text{Equació 11.2.15}$$



El pes de l'equip buit és la suma dels dos anterior on el torisfèric és el doble, ja que n'hi ha un al fons inferior i un altre al fons superior. Obtenint un pes total de 10785,12 Kg.

El pes de l'equip ple d'aigua es determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat de l'aigua, 1000Kg/m<sup>3</sup> més el pes de l'equip. El valor obtingut es sumarà al pes de l'equip buit. Obtenint un pes total de 12133,26Kg.

El pes de l'equip en operació es determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat de la mescla del reactor, 1249Kg/m<sup>3</sup> més el pes de l'equip. El valor obtingut es sumarà al pes de l'equip buit. Obtenint un pes total de 12468,95Kg.

Un cop obtingut el pes es comprovarà que el terreny resistirà el pes de l'equip en operació, mitjançant l'equació 11.2.16.

$$\text{Resistència terreny} = \frac{\text{Pes}_{\text{operació}}}{A_{\text{base equip}}} = \frac{12468,95\text{Kg}}{7,07 \cdot 10^4 \text{cm}^2} = 0,18 \text{Kg/cm}^2 \quad \text{Equació 11.2.16}$$

Es sap que la resistència del terreny és de 2Kg/cm<sup>2</sup> a 1,5m de profunditat sobre graves. Per tant, el terreny resistirà de sobres el pes de l'equip en operació, ja que, s'ha obtingut una força cap al terreny inferior a la màxima que pot aguantar.

#### 11.2.2.9. Aïllament de l'equip

Segons la norma ASME cal aïllar els equips si la temperatura d'operació és superior a 60°C, per evitar possibles accidents com per exemple que els operaris no es cremin. En aquest cas, la temperatura de carcassa oscil·larà al voltant dels 90°C. Per tant, serà necessari posar algun tipus d'aïllant en els reactors.

El gruix d'aïllant es pot calcular a partir del programa Insulan proporcionat per la empresa CALORCOL.

Com a material aïllant s'ha usat llana de roca. El resultat és que cal 0,5 polsades d'aïllant al reactor.

Les dades necessàries per obtenir aquest gruix es veuen reflectides en la taula:

**Taula 11. 2. 2 Dades per el càlcul del gruix del aïllant.**

Càlcul aïllant		
Temperatura ambient	20	°C
Velocitat del aire	0,5	m/s
Temperatura exterior del aïllant	35,2	°C
$\rho$ llana de roca	100	Kg/m <sup>3</sup>
Gruix del aïllant	0,5	inches

**11.2.2.10. Agitador**

Per a tenir una mescla homogènia dins el reactor s'instal·lar un agitador. D'aquesta manera es pot garantir que dins el reactor hi haurà la mateixa temperatura en totes les zones d'aquest, evitant zones mortes on no es dugui a lloc la reacció requerida i per tant obtenint una conversió inferior a la desitjada. Instal·lar l'agitador permetrà que la reacció es dugui a terme satisfactòriament.

El disseny d'aquest s'ha efectuat seguint el mateix criteri usat per a determinar els mixers, en l'apartat de tancs d'emmagatzematge.

**Taula 11. 2. 2 Resum disseny agitador**

Dt	3,00	m
Da	1,00	m
j	0,25	m
E	1,00	m
W	0,20	m
L	0,25	m
Reynolds	7,90E+06	-
N	2	rps
p	1118	kg/m <sup>3</sup>
u	2,83E-04	Kg/(s·m)
P	32,00	KW
Np	4,00	gràfic
P/Vt	0,91	KW/m <sup>3</sup>
Vt	35,34	m <sup>3</sup>
Hcilindre	5,00	m

## 1.1.1      11.2.3. Reactor R-401

### 11.2.3.1. Introducció

En el reactor R-401, es dona la formació del carbaril (1-naphthyl methylcarbamate) el qual es el producte d'interès a produir en la planta. Aquest producte s'obté de la reacció exotèrmica entre al MIC i el 1-naphthol en presència d'una gran quantitat de catalitzador. En el cas que es presenta, s'usa com a catalitzador una reina de bescanvi aniònic, la qual te que contindrà grups funcionals de amines ternàries i quaternàries.

#### ***Tipus de reactor***

S'utilitza una patent coneguda per al disseny i caracterització del tipus de reactor i reina de bescanvi aniònic, però al ser una patent a escala pilot i al no obtindre una gran quantitat de producte s'ha decidit dissenyar un reactor multitubular de llit fix.

Els reactors de llit fix van aparèixer en la indústria en la dècada dels 40 i el seu us es manté fins la actualitat, tenint en compte que el seu gran desarrelament s'ha produït en els últims 20 anys. Els seus usos en la indústria son molt amplis, des de el reformat catalític del petroli, síntesis d'amoníac, us en fertilitzants i pesticides (SEVIN). Les grans restriccions d'aquest tipus de reactors son:

- Restriccions hidrodinàmiques: canalitzacions, augment de la pèrdua de carrega,...
- Efectes de transmissió de calor: existència de punts calent en l'equip.
- Consideracions de disseny: s'ha de dissenyar recipients amb un elevat volum preparats per a resistir altes pressions i grans necessitat d'intercanvi de calor per al subministra o recuperació de energia tèrmica.

Les innovacions han permès eliminar o reduir els efectes d'aquests problemes:

- Reduint la pèrdua de carrega per mitja de l'inscriu dels reactius en direcció radial.
- Usant catalitzadors amb menor tamany de partícula, major activitat i selectivitat.

L'eficàcia d'aquest tipus d'instal·lacions s'atribueixen a la bona distribució del calor. En la majoria dels casos les instal·lacions de llit fix contenen com a farcit partícules catalítiques, les quals es poden disposar de varies formes:

- En un sol llit.
- En diversos llits horitzontals suportats sobre safates.
- En varis tubs paral·lels dins d'una mateixa carcassa.

Totes les variants respecte del tipus d'un sol llit, responen a la necessitat d'un control de temperatura mitjançant bescanviadors de calor externs, i ocasionalment la conveniència de millorar la distribució del fluid de procés per disminuir la perua de pressió al llarg del reactor. Algunes de les instal·lacions de llit fix es representen en la figura 11.2.3.1.2:

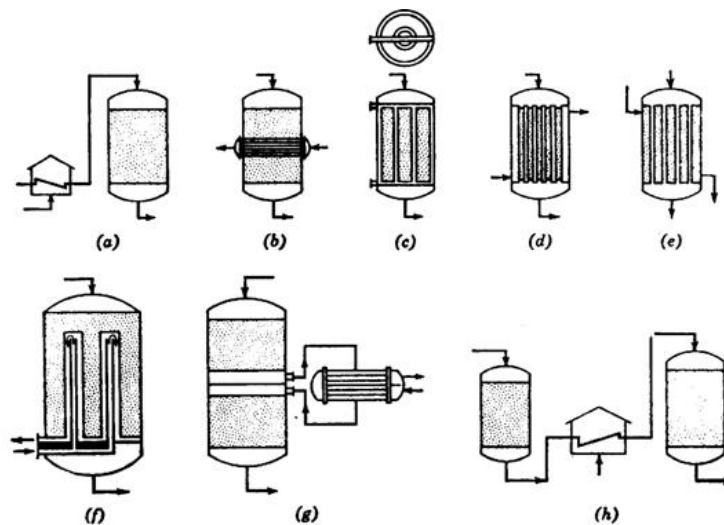


Figura 11.2.3.1.2. Diferents esquemes de reactors d'un sol llit.

Quan la reacció que es produeix en el reactor es molt exotèrmica, com en el cas estudiat, es requereixen grans necessitats d'extracció de calor. En aquests casos s'usen reactors de llit fix amb múltiples tubs, similars als bescanviadors de calor de carcassa i tubs, s'anomenen reactors multitubulars de llit fix. Aquests reactors consisteixen en un o mes tubs empacats amb partícules de catalitzador que operen en posició vertical. Les partícules catalítiques poden variar de tamany i forma, el conjunt de partícules solides del catalitzador, forma capes d'aquest material en el interior dels tubs. Els reactius entren i surten dels capçals situats en els extrems del reactor.

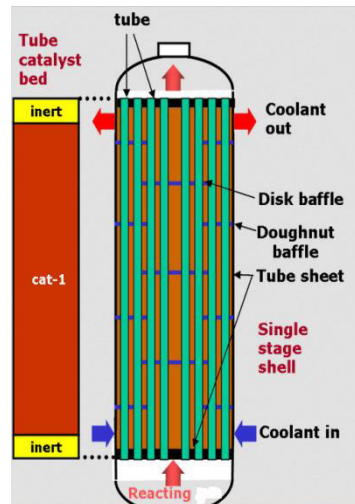


Figura 11.2.3.1.1 Esquema reactor multitubular de llit fix catalític.

Es pot concloure que els reactors multitubulars de llit fix on el catalitzador va per dins dels tubs, si tots els tubs es comporten de forma idèntica, es com tindre una sèrie de reactors en paral·lel i s'hi apliquen les equacions de continuïtat i d'energia en cada tub.

### **Bescanvi energètic**

Segons el tipus de reacció es requerirà un bescanvi de calor particular:

- Per a una reacció exotèrmica, el calor de reacció es retira per mitja de la circulació d'un refrigerant o d'un líquid que bull per la carcassa.
- Per a una reacció endotèrmica, l'energia que es requereix per la reacció es transfereix des de un fluid calent circulant per carcassa, fins les partícules del catalitzador situades en els tubs.

En el cas que s'estudia, per a una reacció exotèrmica, el perfil radial de temperatura i velocitat en un dels tubs del reactor, te la forma que es mostra en la figura 11.2.3.1.2:

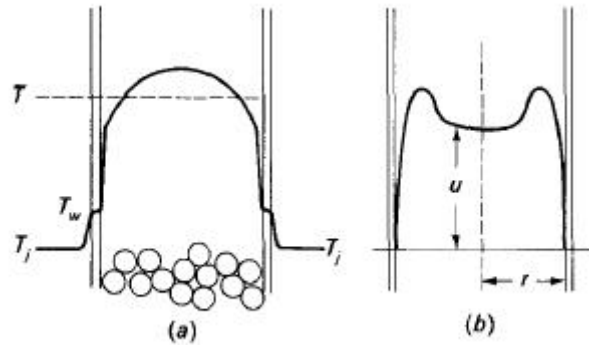


Figura 11.2.3.1.2. Representació del perfil radial de temperatura i velocitat al interior dels tubs.

Apareix un gradient brusc a prop de la part interior del tub, i un perfil pràcticament parabòlic en la resta del llit catalític. El perfil de velocitat (b), presenta un pic a prop de la paret causat pel menor empaquetament de les partícules en aquesta regió que en el resta del tub.

El reactor R-401, es bescanviada el calor produït per la reacció per mitja d'un fluid que circularà per carcassa. La seva configuració de disseny serà similar a un bescanviador de carcassa i tubs, on pels tubs hi circularan els reactius i s'hi produirà la reacció, i per la carcassa s'hi circularà vapor d'aigua per tal d'assegurar el bescanvi de la calor emesa per la reacció.

Una desavantatge d'aquest mètode de refredament, es que la velocitat de transferència de calor cap al fluid que rodeja els tubs es constant al llarg de tota la longitud d'aquests, però, gairebé sempre, la major part de la reacció es dona a prop de l'entrada del tub. Es a dir, la velocitat serà relativament gran a l'entrada del reactor (del tub), degut a les altes concentracions de reactiu en la zona. I serà major a mesura que la mescla reaccionant es desplaci a una curta distancia dintre del tub. Aleshores, degut a que el calor alliberat per l'alta velocitat de reacció es major que el que pot ser transferit al fluid refrigerant, la temperatura de la mescla augmentarà, donant com a conseqüència un increment de la velocitat de reacció. Aquest fet continua a mesura que la mescla es mou cap a baix del tub, fins que a causa de la desaparició dels reactants es disminuirà la temperatura i la velocitat disminuirà. En aquest moment, la quantitat de calor obtingut per la reacció pot ser eliminat a traves de la paret cap al refrigerant, disminuint la temperatura.

Altres mètodes de refrigeració a part de la circulació del refrigerant per carcassa i refredament dels tubs poden ser:

- Divisió del reactor en parts amb bescanviadors en cadascuna d'elles.
- Agregar una quantitat d'un component inert (vapor) a la mescla reaccionant per tal de proporcionar l'energia millorant el rendiment en l'equilibri d'aquesta reacció.

La metodologia que s'usi per a refrigerar el reactor de llit fix depèn d'un cert nombre de factors:

- Costos de construcció.
- Costos d'operació.
- Característiques de la reacció: com el calor de reacció.

Tots els equips tenen com a objectiu el evitar temperatures excessives o per mantindre un nivell de temperatura adequat. Es a dir, son intents de encaminar i aconseguir una operació isoterma del reactor. El control de la temperatura es necessari per:

- Evitar oxidacions completes i aconseguir-ne de parcials.
- Evitar un desbocament de la reacció i sobrecalement del reactor.
- Evitar la disminució de l'activitat del catalitzador (reduir el temps de regeneració).

### **Catalitzador**

El reactor multitubular de llit fix a dissenyar requereix d'una reina de bescanvi aniónic per a produir la reacció del MIC amb el 1-naphthol per tal de sintetitzar el pesticida d'interès "carbaril". El catalitzador a usar es un dels mostrats en la patent en la que es basa el disseny del reactor, s'escull la reina "Amberyst-a21".

La catàlisi es la clau per a les transformacions químiques. Moltes síntesis i gairebé totes les reaccions biològiques requereixen catalitzadors. El terme de catàlisi va ser introduïda en el 1836 per Berzelius per tal d'explicar varies reaccions de descomposició i transformació. Es va assumir que els catalitzadors tenien unes característiques especials que influïen en l'afinitat de substancies químiques, es a dir, un catalitzador accelera una reacció química sense afectar a la posició d'equilibri de la reacció.

La conveniència d'un catalitzador per a un procés industrial depèn principalment de 4 factors:

- Activitat: es una mesura e la rapidesa de una o mes reaccions en presencia de catalitzadors.
- Selectivitat: es la fracció del material inicial que es converteix en el producte desitjat.
- Estabilitat (química, tèrmica i mecànica): aquestes estabilitats determinen el temps de vida en els reactors industrials.
- Desactivació: pot ser seguida mesurant l'activitat en funció del temps. Aquesta disminueix durant el temps d'operació i cal ser regenerada per finalment ser reemplaçada quan estigui molt malmès.

En els reactors de llit fix, el problema de la regeneració del catalitzador per tal de poder recuperar la seva activitat es un problema important. En la majoria dels casos el catalitzador es molt valuós. Si l'activitat del catalitzador disminueix en el temps, pot esser necessari fer regeneracions cada cop mes freqüents i com a conseqüència el procés pot no fer-se econòmic.

El límit econòmic exacte del temps requerit depèn del procés en particular, però, en general, si la activitat no pot mantindries per un període de mesos, el cost de les parades i arrancades de la planta probablement serà prohibit. Per aquest motiu es dissenyaran dos reactors, així es pot mantindre una regeneració "in situ" del catalitzador i així mantindre un procés continu en la planta.

Una forma de prolongar el temps entre regeneracions i parades, el tub del reactor ha de fabricar-se amb una longitud major de la requerida. Així es podrà col·locar mes catalitzador del necessari en els tubs. Inicialment, la conversió desitjada s'obtindrà als primers metres dels tubs. A mesura que l'activitat del catalitzador disminueixi, la secció del llit en la qual la reacció s'efectua es desplaçarà cap a baix en el tub, fins a que finalment es desactivarà la longitud total.

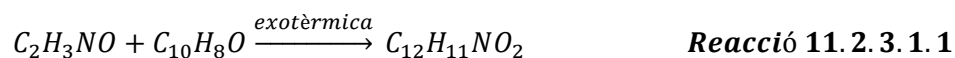
#### ***Producció de carbaril en R-401A i R-401B.***

En el reactor R-401 es dona el procés de producció de carbaril (1-naphtyl methylcarbamate). Particularment, el reactor usa una reina de bescanvi aniònica (conté grups funcionals d'ammines ternàries i quaternàries) com a catalitzador per a la reacció del MIC amb el 1-naphthol en dissolució amb toluè.

El principi de la síntesis del carbaril correspon a la dissolució del 1-naftol en el dissolvent, aquest procés es dona en un mesclador a una temperatura de 60-80°C. Posteriorment, la



mescla passa a un reactor (mescla amb excés de 1-naftol) on s'afegeix el MIC gradualment. Aquest procés es manté a pressió de 20 psig i es fixa una temperatura de 90°C (ja que la reacció es exotèrmica i cal un bescanvi de calor).



El fet d'usar una reina de bescanvi aniònic com a catalitzador proporciona la avantatge de no haver d'eliminar del producte final el catalitzador, ja que en el cas de la reina, el catalitzador no està incorporat a la reacció. Així la reina presenta un avantatge econòmic sobre els catalitzadors.

Desafortunadament, la tècnica convencional de UCC per a la producció del carbaril també produeix 1-naphthyl 2,4-dimethylallophanate. La presència d'aquest subproducte no desitjat en la reacció provoca una disminució en l'activitat de la reina catalitzadora a més de la pèrdua d'activitat de les amines ternàries a causa de la reacció. Per tant, es requereix escollir una reina que minimitzi la producció del subproducte de la reacció, particularment per tal d'allargar la vida de la reina abans de la regeneració d'aquesta a causa de la seva desactivació.

S'ha conclòs que el tipus de reina de bescanvi aniònic usada per la reacció té un paper important en la producció del subproducte no desitjat. Existeixen dos tipus de reines de bescanvi aniònic que s'usen ames com a catalitzadores del procés:

- Reines de bases dèbils, les quals contenen grups funcionals d'ammines terciàries.
- Reines de bases fortes, les quals contenen grups funcionals d'ammines quaternàries.

Ambdós reines tenen reaccions diferents amb els productes químics i sovint funcionen de diferent manera com a catalitzadors. Sent les reines de bases dèbils les requerides per tal de catalitzar la reacció cap el producte d'interès (SEVIN), en canvi les reines de bases fortes condueixen la reacció cap a la formació del subproducte 1-naphthyl 2,4-dimethylallophanate que inhabilita el llit de reina.

Sembla de fàcil solució ja que si es compra una reina amb bases febles com la Amberyst-a21, no ha d'aparèixer la formació del subproducte no desitjat. Però, les reines de bases dèbils que es venen en el mercat contenen traces de bases fortes (amines quaternàries). Així, durant l'operació del reactor sempre es té una desactivació del catalitzador a causa de l'existència d'una porció de amines quaternàries que promou la formació del subproducte no desitjat juntament amb la desactivació de les bases dèbils a causa de la reacció de síntesis del carbaril. Un cop la reina es desactivada, cal regenerar-la per tal d'extreure el 1-naphthyl 2,4-

dimethylallophanate. Aquest procés es dura a terme per mitja d'una dissolució d'hidròxid sòdic (al 4%) i una de  $\text{NH}_4\text{Cl}$  (al 5%). Es pretén regenerar les bases dèbils tornant-les en la forma d'ammines terciàries lliures i intentar mantenir les bases fortes en la seva forma de sal (inactivats). Els mecanismes de cadascuna de les bases presents en la reina es mostren a continuació:

- Reines de bases dèbils: Durant la reacció les bases dèbils s'inactiven catalíticament tornant-se en forma de sal (en forma d'amina quaternària) i així catalitzar la reacció cap a la formació del producte no desitjat. Per tal de retornar-les a la seva forma d'ammines ternàries lliures, es requereix l'ús d'una solució de  $\text{NaOH}$ . Posteriorment la regeneració amb  $\text{NH}_4\text{Cl}$  no produeix cap reacció amb la forma d'amina ternària lliure.
- Reines de bases fortes: Les amines quaternàries promouen la formació del subproducte no desitjat de la reacció de síntesis del carbaril. D'aquesta manera s'inactiven aquests grups funcionals per mitja de la regeneració del catalitzador amb  $\text{NH}_4\text{Cl}$ .

D'aquesta manera, la regeneració es efectiva i es manté el reactor en condicions on les bases dèbils de la reina amb els grups convertits en forma de sal es tornen en grups amino lliures, a mes gracies a l'acció del clorur d'amoní, les amines quaternàries es queden en forma de sal inactivades disminuint la formació del subproducte.

Durant la reacció la temperatura d'operació no es un paràmetre crític. Típicament la reacció es pot dur a terme per mitja del rang de temperatures de 20-100°C tenint en compte el dissolvent usat i la temperatura màxima que suporta la reina de bescanvi aniònic. Tal i com es mostra en la introducció, la reacció es exotèrmica i es requereix d'un sistema de bescanvi de calor per tal de mantindre el reactor en un estat isoterm.

La pressió tampoc afecta a la formació del carbaril, una pressió atmosfèrica es suficient per a una producció discontinua. Per al cas estudiat es requereix d'una producció en continu, per tant, es requerirà una pressió suficient com per que els reactius i producte travessin la reina de bescanvi aniònic (pèrdua de pressió), sent 20 psig. La pèrdua de pressió en la reina es mostra en la taula XX en l'apartat de disseny del reactor R-401.

### 11.2.3.2. Disseny del reactor R-401.

#### **11.2.3.2.1. Balanç de matèria:**

Aquest apartat mostrarà el balanç de matèria del reactor R-401. Es dividirà en les següents parts:

##### 11.2.3.2.1.1. Entrada al reactor

Tal i com es menciona anteriorment, es tracta de dissenyar dos reactors multitubulars catalítics de llit fix, a partir de les dades de la patent s'han determinat els cabals d'entrada i de sortida coneixent les composicions i la conversió de la reacció. S'usarà com a reina de bescanvi aniónic el model Amberyst-A21, com a dissolvent del 1-naphthol i del MIC s'usarà el toluè i el material de construcció del reactor serà el AISI-316L.

A continuació s'exposen els valors proporcionats per la patent:

**Taula 11.2.3.2.1.1.1. Dades de composició, temperatures, productivitat i conversió (US-4278807)**

<b>Composició massica (% wt.)</b>	
<b>1-Naphthol</b>	18
<b>MIC</b>	7,2
<b>Toluè</b>	74,8
<b>Temperatura °C (Jaqueta)</b>	83
<b>Cap del reactor</b>	74
<b>Mitg reactor</b>	93
<b>Cues del reactor</b>	88
<b>Conversió (molar)</b>	91,2
<b>Productivitat kg prod./kg reina·h</b>	3,2
<b>Puresa producte</b>	99,8

Cal esmentar que en el cas que es procedeix a dissenyar no s'usarà una jaqueta com a font de bescanvi de calor, sinó que al ser multitubular s'usarà un sistema com els bescanviadors de carcassa i tubs. S'usaran els valors de les composicions en % pes, la conversió i la productivitat adequant-ho clar a la demanda de producció anual fixada per la planta a dissenyar en qüestió.

Les propietats dels reactius i productes de la reacció de síntesis del carbaril s'han obtingut de l'ús del software informàtic HYSYS, que es corresponen amb les cercades amb el mètode de Joback d'estimació de paràmetres termodinàmics de components a partir dels seus enllaços i valors crítics. Aquests es mostren a continuació:

**Taula 11.2.3.2.1.1.2. Propietats dels reactius i productes de la reaccio de síntesis del carbaril.**

Component	Carbaril	MIC	Toluè	1-Naphthol
<b>PM (kg/kmol)</b>	201,22	57,052	92,14	144,17
<b>Densitat (kg/m<sup>3</sup>)</b>	1200	960	866,9	1,1
<b>Viscositat (kg/ms)</b>	0,001	0,001	0,00059	0,001

Les propietats termodinàmiques de la mescla a l'entrada i a la sortida del reactor:

**Taula 11.2.3.2.1.1.3. Propietats termodinàmiques de la mescla a l'entrada i a la sortida.**

Components	Mescla d'entrada	Mescla de sortida
<b>PM (kg/kmol)</b>	98,979	117,912
<b>Densitat (kg/m<sup>3</sup>)</b>	834,4	932,4544
<b>Viscositat (kg/ms)</b>	0,00068	0,00068

La producció de carbaril fixada per a la construcció de la planta i així abastir als compradors del pesticida en qüestió es de 10500 tn/any. En la planta, per tal de satisfer aquesta producció tenint en compte les possibles pèrdues de pesticida en el procés de purificació (ja que el rendiment no es del 100%), es decideix produir 12600 tn/any. D'aquesta forma es solventa el problema de les pèrdues de carbaril i també es manté un stock per a tindre la seguretat de poder abastir als consumidors en cas situacions desfavorables que no permetin el funcionament de la planta.

Coneixent la fita de carbaril a produir anualment, es determina els kg/h de carbaril necessaris a la sortida per mitja d'un factor de conversió d'unitats i usant les propietats del component pur mostrades en la taula 11.2.3.2.1.1.2:

$$\frac{Q_{carbaryl} \left[ \frac{Kg}{h} \right]}{PM_{carbaryl}} = \left[ \frac{kmol}{h} \right]$$

$$\frac{Q_{carbaryl} \left[ \frac{Kg}{h} \right]}{\rho_{carbaryl}} = \left[ \frac{m^3}{h} \right]$$

Taula 11.2.3.2.1.1.4. Producció de carbaril en els reactors R-401A i 401B.

	tn/any	kg/h	Kmol/h	m <sup>3</sup> /h
<b>Q(carbaril)</b>	12600	1749,7	8,7	1,46

A continuació, coneixent la conversió proporcionada per la patent i fixada en un 91.2% molar, i que el reactiu limitant es el MIC, es procedeix a calcular el MIC necessari com per a produir el carbaril demanat:

$$Q_{MIC} \left[ \frac{kmol}{h} \right] = \frac{Q_{carbaril} \left[ \frac{kmol}{h} \right]}{0.912}$$

$$Q_{MIC} \left[ \frac{kmol}{h} \right] \cdot PM_{MIC} = \left[ \frac{kg}{h} \right]$$

$$Q_{MIC} \left[ \frac{kg}{h} \right] \cdot \rho_{MIC} = \left[ \frac{m^3}{h} \right]$$

Taula 11.2.3.2.1.1.5. MIC necessari per a produir el carbaril requerit.

	kmol/h	kg/h	m <sup>3</sup> /h
<b>Q(MIC)</b>	9,534	543,958	0,566

Un cop conegut el cabal de MIC necessari, s'usa el percentatge corresponent de MIC en pes proporcionat per la patent i mostrat en la taula XX anteriorment mostrada per a determinar el cabal total de la mescla a introduir en el reactor multitubular de llit fix catalitzat:

$$Q_{TOT,entrada} \frac{Q_{MIC} \left[ \frac{kg}{h} \right]}{0.072} = 7554.9 \frac{kg}{h}$$

Taula 11.2.3.2.1.1.6. Cabal total a l'entrada del reactor R-401A i R-401B

	kg/h	m <sup>3</sup> /h	kmol/h
<b>Q(entrada)</b>	7554,983	9.0543	80,298

Amb el cabal màssic total i les composicions màssiques de cadascun dels components que intervenen en la reacció (taula 11.2.3.2.1.1.1), es determinen els cabals necessaris de cada component (usant l'equació 11.2.3.2.1.2.1 i els factors de conversió corresponents), junt amb les composicions màssiques i molars. El conjunt de totes les dades d'entrada al reactor es mostren a la taula 11.2.3.2.1.1.7 proporcionada a continuació:

$$\%molar = \frac{\left[\frac{kmol}{h}\right]_i}{\left[\frac{kmol}{h}\right]_{TOT}} \quad \text{Equació 11.2.3.2.1.2.1}$$

Taula 11.2.3.2.1.1.7. Dades d'entrada al reactor R-401A i R-401B.

Cabal entrada	kg/h	kmol/h	m <sup>3</sup> /h	Composició(%pes)	Composició (%molar)
Q(MIC)	543,958	9,534	0,566	0,072	0,1187
Q(Toluè)	5651,127	61,331	6,518	0,748	0,763
Q(naftol)	1359,896	9,432		0,18	0,117
Q(entrada) TOTAL	7554,983	80,298	9,054	1	1

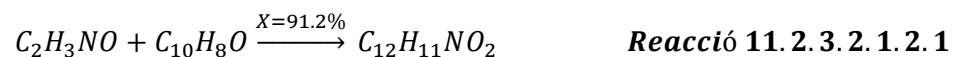
Es comprova que les composicions màssiques son les mateixes que les proporcionades per la patent, de forma que es donen per bons els càlculs del cabal d'entrada total al reactor multitubular.

#### 11.2.3.2.1.2. Sortida Reactor

Per al càlcul de les concentracions a la sortida del reactor R-401, cal esmentar que no es coneix la cinètica del procés ni es tenen dades com per estimar els coeficients de la velocitat de reacció. Per tant, no es poden determinar els perfils de les concentracions dins dels tubs del reactor en qüestió per mitja del software Matlab.

No obstant, gracies a la patent, es te el grau de conversió de la reacció i també la seva estequiometria, per tant, per mitja de les expressions 11.2.3.2.1.2.1 i 11.2.3.2.1.2.2 es procedirà a calcular les concentració dels reactius i productes a la sortida del reactor R-401.

#### Reacció:



#### Equacions:

$$n_k = n_{k,o} \cdot (1 - X) \quad \text{Equació 11.2.3.2.1.2.1}$$

$$n_i = n_{i,o} - \left(\frac{v_i}{v_k}\right) \cdot n_{k,o} \cdot X \quad \text{Equació 11.2.3.2.1.2.2}$$

On:

$n_k$ : reactiu limitant (MIC) en kmol/h.

$n_i$ : reactius i productes de la reacció, en kmol/h.

X: conversió (91.2%)

$v$ : estequiometria.

### Estequiometria:

Taula 11.2.3.2.1.2.1. Coeficients estequiomètrics de la reacció 11.2.3.2.1.2.1

$v$ (MIC)	-1
$v$ (carbaryl)	1
$v$ (1-naphthol)	-1

Amb les dades mostrades i les equacions 11.2.3.2.1.2.1 i 11.2.3.2.1.2.1, es troben els cabals molars de cadascun dels components de la reacció. Aleshores a partir d'aquests, usant els factors de conversió mostrats anteriorment es troben els cabals màssics, volumètrics i les composicions molars i màssiques (usant els paràmetres de la taula 11.2.3.2.1.7), juntament amb els cabals totals a la sortida.

Taula 11.2.3.2.1.2.2. Cabals de sortida del reactor R-401A i 401B.

Cabal sortida	kmol/h	kg/h	Composició (%pes)	Composició (%molar)
<b>Q(MIC)</b>	0,839	47,868	0,00633	0,0117
<b>Q(1-naphthol)</b>	0,737	106,280	0,0140	0,01029
<b>Q(toluè)</b>	61,331	5651,127	0,7480	0,856
<b>Q(carbaril)</b>	8,695	1749,69	0,2315	0,1214
<b>Q(sortida)TOTAL</b>	71,603	7554,965	1	1

El toluè es comporta com a un dissolvent inert, es a dir, no interactua en la reacció, per tant, tal i com es comprova amb els cabals d'entrada el valor d'aquest es manté.

Cal esmentar que el balanç màssic de matèria es compleix i la E=S sent aquests valors 7554.9 kg/h, aquest fet era d'esperar ja que la matèria no es crea ni es destrueix, es manté. Per al cabal molar es contempla que aquest no es el mateix a l'entrada i a la sortida, aquest fet es degut a que la conversió no es del 100% i el pes molar del carbaril es molt elevat.

**11.2.3.2.2. Balanç d'energia:**

Degut a que la reacció produïda en el reactor per a la síntesis del carbaril es exotèrmica i es requereix un control de la temperatura que no superi els 88°C, per tal de no malmetre la reina de bescanvi aniònic Amberyst-A21. Es requereix que el reactor es mantingui en condició isoterma.

Els reactius son precalentats en el mesclador TM-801, de forma que la mescla entra en el reactor R-401 a la temperatura de 83.1°C. Aleshores, a l'hora de calcular el calor bescanviat per la reacció exotèrmica, s'haurà de tindre en compte el calor que poden absorbir els reactius de la mescla per tal de calentar-se fins els 88°C. El càlcul del flux de calor es dura a terme per mitja de dos mètodes:

c) Càlcul de la calor de reacció mitjançant balanç tèrmic:

S'usarà la següent expressió per tal de calcular el calor necessari a bescanviar. L'equació XX presenta dos termes, sent el primer el calor necessari com per portar la mescla des de la temperatura d'entrada fins la temperatura d'operació del reactor. El segon terme correspon al calor alliberat per la reacció exotèrmica de producció de carbaril. Per lògica se'n pot extreure que el primer terme requerirà un aport energètic, i el segon terme al ser una reacció exotèrmica emetrà calor. Per tant, s'usarà el calor generat en la reacció per tal de calentar als reactius que entren en el reactor R-401 des dels 83.1°C fins els 88°C.

$$Q = \left[ \sum m_r \cdot Cp_r \cdot (Tf - Ti) \right] - \frac{m_k}{\nu_k} \cdot X_k \cdot \Delta H \quad \text{Equació 11.2.3.2.2.1}$$

On:

$m_r$ : Cabals molars de cadascun dels reactius presents en la reacció (kmol/s).

$Cp$ : Calor específic de cadascun dels reactius presents en la reacció (kJ/mol·°C).

$T_f$ : Temperatura d'operació del reactor que han d'assolir els reactius (°C).

$T_i$ : Temperatura d'entrada dels reactius en el reactor provinents del mesclador (°C).

$m_k$ : Cabal molar del component clau (MIC) (kmol/s).

$\nu_k$ : Coeficient estequiomètric del component clau (MIC).

$\Delta H$ : Es l'entalpia de reaccio de la producció del carbaryl a 88 °C. (KJ/Kg).



Per tal de cercar ambdós termes de l'equació de transferència de calor, s'usaran les dades de capacitats calorífiques i calors de reacció trobats pel software HYSYS.

El primer terme correspon al calor absorbit pels reactius de la mescla fins a calentar-se fins els 90°C (T.op del reactor R-401). Els cabals molars i els calors específics a la temperatura i pressió d'operació usats (88°C i 20 psig respectivament), es mostren en la taula 11.2.3.2.2.1:

**Taula 11.2.3.2.2.1. Cabals molars, calors específics dels reactius i productes en el reactor**

Component	Cp (88° C ) (KJ/kmol°C)	Cabal molar inicial (kmol/h)	Temperatura reactor(°C)
MIC	58,15	9,534	88
1-naftol	178,72	9,432	Temperatura entrada (°C)
Carbaril	252	80,298	83,1

Resolent el primer terme de l'equació 11.2.3.2.2.2:

$$Q_{Absorvit} = \left[ \sum \frac{m_r}{\frac{3600s}{1h}} \cdot Cp_r \cdot (T_f - T_i) \right] = 4.29 \frac{KJ}{s} = 4.29 KW \quad \text{Equació 11.2.3.2.2.2}$$

A continuació es calcularà el segon terme de l'equació 11.2.3.2.2.1, el qual correspon al calor generat per a la reacció. Pel seu càlcul es requereix el coneixement de les entalpies de reacció de cadascun dels components a la temperatura d'operació del reactor, juntament amb els cabals molars d'entrada, coeficients estequiomètrics i conversió. Els coeficients estequiomètrics es troben en la taula 11.2.3.2.1.2.1 del apartat de balanç de matèria, el cabal d'entrada del component clau (MIC) correspon al mostrat en la taula 11.2.3.2.2.1 d'aquest mateix apartat.

**Taula 11.2.3.2.2.2. Entalpies de reacció de cadascun dels components que intervenen en la reacció**

Component	Entalpia (KJ/kmol) (88° C)
MIC	-58860
1-naftol	-324300
Carbaril	-4,04E+05

Resolent el segon terme de l'equació 11.2.3.2.2.1:

$$Q_{generat} = - \frac{m_k}{\frac{3600s}{1h}} \cdot X_k \cdot \Delta H = -50.1 \frac{KJ}{s} = -50.1 KW \quad \text{Equació 11.2.3.2.2.3}$$

Comparant els valors d'ambdós termes de l'equació, es contempla que el calor absorbit es menor que el generat, i per tant, es podrà calentar la mescla de reactius a l'entrada del reactor amb el calor emes per la reacció. El calor sobrant a bescanviar, s'absorbirà amb un sistema de refrigeració similar als bescanviadors de carcassa i tubs:

$$Q_{Total} = -45.8 \text{ KW}$$

d) Càlcul del calor de reacció usant gradient d'entalpies entre entrada i sortida:

Amb aquest mètode s'obté únicament el calor emes per la reacció, ja que suposa que els reactius entren a la temperatura d'operació del reactor, per tant, no s'usarà el valor obtingut per al càlcul de la necessitat de refrigerant, però servirà per a comprovar la validesa del segon terme de l'equació 11.2.3.2.2.4.

$$Q_{generat} = \left( \sum (h_s \cdot m_s - h_E \cdot m_E) \right) \quad \textbf{Equació 11.2.3.2.2.4}$$

Els cabals molars d'entrada i sortida del reactor R-401 estan en les taules 11.2.3.2.1.2.2 i 11.2.3.2.1.1.7 i les entalpies de reacció es mostren en la taula 11.2.3.2.2.2. Finalment el calor generat es de:

$$Q_{generat} = -50.1 \text{ KW}$$

S'observa que els resultats de cadascun corresponen, de forma que s'accepta el càlcul del calor total a bescanviar per mitja del mètode de càlcul a) usant l'equació 11.2.3.2.2.1.

**11.2.3.2.3. Selecció del nombre de tubs necessaris per a la producció de carbaril.**

En aquest apartat es dissenyaran les dimensions del reactor a partir de la patent, d'aquesta forma es farà un sobredimensionnement a escala industrial del reactor explicat en la patent.

**11.2.3.2.3.1. Reactor tubular d'escala planta pilot**

Coneixent les característiques d'un reactor a escala planta pilot, per tal de poder crear-ne un multitubular a escala industrial es requereix tindre un mateix temps de residència. D'aquesta manera es mantenen les propietats i característiques proporcionades per l'informe del reactor a escala pilot.

A continuació es defineixen les característiques del reactor a escala pilot:

$$H_1 = 23'' = 0.5842m$$

$$D_1 = 1' = 0.0254m$$

$$Seccio_1 = \frac{\pi}{4} \cdot D_1^2 = 5.067 \cdot 10^{-4}m^2$$

$$Volum_1 = H_1 \cdot seccio_1 = 0.05842 \cdot 5.067 \cdot 10^{-4} = 2.96019 \cdot 10^{-4}m^3$$

$$Qv_1 = 0.0015 \frac{m^3}{h}$$

Amb el cabal volumètric del reactor i la secció del reactor es calcula la velocitat de circulació del reactor pilot:

$$V_{S1} = \frac{Qv_1}{Seccio_1} = \frac{0.0015m^3/h}{5.067 \cdot 10^{-4}m^2} = 2.96 \frac{m}{h} \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.1.1}$$

Prosseguint, es calcula el temps de residència del reactor pilot:

$$\tau_1 = \frac{H_1}{V_{S1}} = \frac{0.5842m}{2.96m/h} = 0.197365h \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.1.2}$$

També coneixem que el Re de partícula del reactor pilot ens donarà la velocitat mínima de circulació en el reactor a escala industrial, es a dir:

$$Re_{P,1} = \frac{\rho \cdot Dp \cdot V_{S1}}{\mu} \Leftrightarrow Re_{P,2} = \frac{\rho \cdot Dp \cdot V_{S2}}{\mu} \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.1.3}$$

El Reynolds de partícula del reactor depèn de les constants de diàmetre, viscositat i densitat, per tant, l'única variable que afectarà al nombre de Reynolds es la velocitat de circulació. Per tal de tindre un bon coeficient de transferència de calor i de matèria es requereix que el Reynolds del reactor a dissenyar R-401, sigui major que el Reynolds del reactor pilot. Es requerirà que  $V_{S2} > V_{S1}$  i com a conseqüència que  $Re_2 > Re_1$ .

Calculem el Rep del reactor pilot:

$$Re_{P,1} = \frac{834.4 \frac{kg}{m^3} \cdot 2.96 \frac{m}{h} \cdot 0.00055m}{0.000679 \frac{kg}{m \cdot s} \cdot \frac{3600s}{1h}} = 1.0246$$

**11.2.3.2.3.2. Càlcul del reactor multitubular de llit fix catalític R-401:**

El temps de residència s'ha de mantindre entre ambdós reactors i el Re de partícula ha de ser igual o superior al reactor pilot. Amb aquestes condicions, es mantenen o s'afavoreixen els coeficients de transferència de matèria: Prandtl, Smith i Nusselt. Aquests depenen de la difusivitat i la transferència tèrmica, per tant al tractar-se de la mateixa reina, material i reactius, els paràmetres romandran constants; sent el Re el paràmetre variant a causa del necessari augment de la velocitat de circulació del reactor. Com a conclusió els nombres de Sherwood i Nusselt variaran segons el Re, ja que Pr i Sch son pràcticament constants.

Començarem el càlcul suposant que el nostre reactor es 7 cops major en alçada,  $H_2=7 \cdot H_1$

$$\tau_1 = \tau_2 \rightarrow \frac{H_1}{V_{S1}} = \frac{H_2}{V_{S2}} \rightarrow V_{S2} = \frac{H_2 \cdot V_{S1}}{H_1} = 7 \cdot V_{S1} = 7 * 2.96 \frac{m}{h} = 20.72 \frac{m}{h}$$

També suposarem un diàmetre interior del reactor de 2.5', es a dir:  $D_2=2.5 \cdot D_1$

$$D_2 = 2.5 * D_1 = 0.0635m$$

$$Seccio_2 = \frac{\pi}{4} \cdot D_2^2 = 0.00316692 m^2$$

Aleshores el cabal a circula per a cada tub es de:

$$Qv_2 = seccio_2 \cdot V_{S2} = 0.00316692 m^2 \cdot 20.72 \frac{m}{h} = 0.0656 \frac{m^3}{h}$$

Si volem tractar un cabal d'entrada de  $9.05 m^3/h$  per tal de produir els 1750 kg/h de SEVIN (corresponent a les 10500 tn/any), coneixerem el nombre de tubs necessaris fent el seu quocient:

$$n_{TUBS} = \frac{Q_{V_{TOT}}}{Qv_2} = \frac{9.05 \frac{m^3}{h}}{0.0656 \frac{m^3}{h}} = 137.97 tubs \rightarrow 138 tubs \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.2.1}$$

Continuant, es calcula el volum d'un tub per posteriorment trobar-ne el volum total tenint en compte tots els tubs:

$$V_{TUB} = H_{TUB} \cdot Seccio_{tub} = 4.09 m \cdot 0.00316692 m^2 = 0.012954m^3$$

Aleshores el volum total:

$$V_{TOTAL} = n_{TUBS} \cdot V_{TUB} = 1.7868 m^3 \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.2.2}$$

Finalment, es calcula el Reynolds de partícula del reactor R-401 per a comprovar que efectivament es superior al reactor pilot (igual que en la velocitat tal i com s'ha comprovat si s'observa  $V_{S1}$  i  $V_{S2}$ ):

$$Re_p = \frac{\rho * D_p * V_{S2}}{\mu} = 7.172 \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.2.2}$$

Per determinar que ens trobem dins dels rangs típics de velocitat superficial i regim de circulació, s'usarà la correlació de Colburn. La gràfica 11.2.3.2.3.2.1 representada, mostra dues zones una per líquids (Re baixos) i una per gasos (Re elevats). Es tracta d'una correlació per tal de cercar el factor de Colburn (es funció del Reynolds) ja que aquest està present en totes les correlacions de transferència de matèria i calor. D'aquesta manera, tal i com s'ha mencionat anteriorment, la transferència de matèria i de calor depèn de Reynolds, ja que aquests depenen del factor de Colburn.

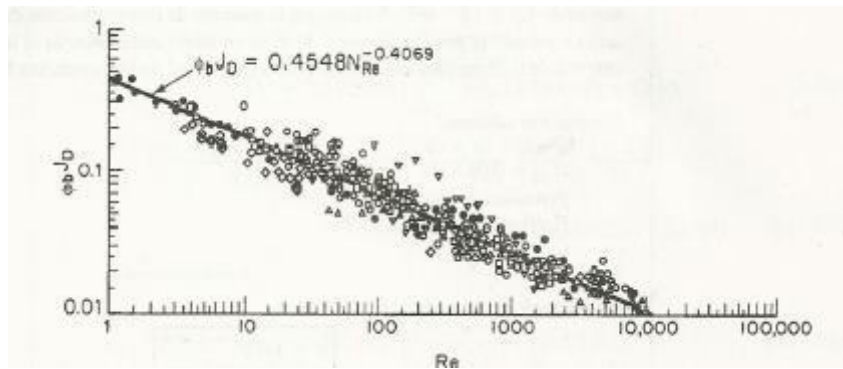


Figura 11.2.3.2.3.2.1. Representació gràfica de la correlació de Colburn (rangs típics de velocitat superficial).

Es contempla que per a Re de 7.172, el producte de la fracció buida de llit i el factor de Colburn és d'aproximadament 0.3. Per tal de trobar un valor més exacte, Dvidevi i Upadhyay van cercar la següent correlació per a llits fixos i fluiditzats. Per tal de poder aplicar la correlació de transferència de massa per a llits empaquets, s'ha de complir que:

- Gasos: El  $Re > 10$ .
- Líquids: El  $Re > 0.01$ .

$$\epsilon \cdot J_D = \left( \frac{0.765}{Re^{0.82}} \right) + \left( \frac{0.365}{Re^{0.386}} \right) = 0.323 \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.2.3}$$

Aleshores, si es calcula la porositat del llit fix amb la següent equació:

$$\varepsilon = 0.38 + 0.073 * \left( 1 + \frac{\left(\frac{dt}{dp} - 2\right)^2}{\left(\frac{dt}{dp}\right)^2} \right) = 0.52287281 \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.2.4}$$

Es determina que el factor de Colbrun es de:

$$J_D = \frac{0.323}{0.523} = 0.6175 \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.2.5}$$

Cal esmentar que un valor típic del factor de Colburn per a gasos es de 0.23, en el cas estudiat del reactor R-401 hi circulen líquids sent el valor de Colburn mes elevat. Per tant, aquest fet afirma la positivitat dels resultats dels paràmetres de disseny del reactor R-401.

A continuació, en la taula 11.2.3.2.3.2.1 es mostrarà el recull de les dades de disseny del reactor pilot i el R-401 obtingudes en aquest apartat:

**Taula 11.2.3.2.3.2.1. Recopilacio de dades de disseny dels reactors pilot i el R-401.**

	Reactor pilot	Reactor R-401
<b>H (m)</b>	0,5842	4,09
<b>D (m)</b>	0,0254	0,0635
<b>Secció (m2)</b>	5,07E-04	3,17E-03
<b>Volum total (m3)</b>	2,96E-04	1,7868
<b>Qv total (m3/h)</b>	1,50E-03	9,05
<b>Vs (m/h)</b>	2,96	20,72
<b>Temps residència (h)</b>	0,197	0,197
<b>Rep</b>	1,02	7,172
<b>Nº Tubs</b>	1	138
<b>Volum un tub (m3)</b>	2,96E-04	1,29E-02
<b>Qv un tub (m3/h)</b>	1,50E-03	6,56E-02

#### **11.2.3.2.3.3. Selecció del sistema de bescanvi de calor.**

El reactor multitubular de llit fix catalític dimensionat produeix una reacció exotèrmica en el seu interior, aquest fet provoca que s'hagi de bescanviar el calor emes per la reacció. Aquest ha estat calculat en l'apartat 11.2.3.2.2. El sistema de refrigeració serà similar a un

bescanviador de tubs i carcassa, sent el fluid refrigerant el Therminoyl VLT (carcassa) i el fluid de procés la mescla de reactius i productes de l'interior dels tubs.

El reactor es dissenya a partir del reactor pilot de la patent i no a partir de l'àrea de bescanvi, ja que tal i com s'ha mencionat en l'apartat anterior, es requereix que el temps de residència es mantingui i que la velocitat superficial i el Reynolds de partícula siguin iguals o superiors al reactor pilot. S'establirà una relació d'alçada i diàmetre de tubs que permetin una àrea de bescanvi suficient com per a mantindre el reactor en condicions isotermses.

#### **11.2.3.2.3.3.1. Paràmetres del equip de bescanvi de calor del reactor R-401:**

Els paràmetres d'operació del reactor son de 20 psig (137.89 KPa) i una temperatura de 88°C. El Therminoyl VLT es calentara des de 30 fins a 31.5°C a causa de la calor emesa per la reacció exotèrmica, la resta es mostren a continuació:

**Taula 11.2.3.2.3.3.1.1. Parametres del reactor R-401A i B per al disseny del sistema de bescanvi de calor.**

	TUBS		CARCASSA	
	ENTRADA	SORTIDA	ENTRADA	SORTIDA
	Fluid de procés		Therminoyl VLT	
<b>Fase</b>	L	L	V	V
<b>PM (kg/kmol)</b>	105,5			
<b>Cabal màssic (kg/h)</b>	7556	7556		
<b>Cabal màssic total (Kg/s)</b>	2,09888889	2,09888889		
<b>Temperatura</b>	t1	t2	T1	T2
	83,1	88	30	31.5
<b>Pressió (Kpa)</b>	137,89	137,89	101.325	101.325
<b>Densitat (kg/m<sup>3</sup>)</b>	834,4	828,1	743	733
<b>Viscositat (Kg/ms)</b>	0,0003683	7,31E-04	5.3e-4	4.7e-4
<b>Cp (KJ/kg°C)</b>	1,804	1,902	1.98	2.03
<b>Conductivitat (KW/m°C)</b>	0,0001273	1,24E-04	0.1045	0.1021
<b>Calor latent (KJ/kg)</b>	589,1	545,4		

El disseny del sistema de bescanvi de calor s'ha de realitzar per mitja del mètode de Kern, però en aquest cas el nombre de tubs, els passos per tubs i les dimensions d'aquests ja estan preestablertes per a produir la quantitat necessària del pesticida d'interès (valors proporcionats en la taula 11.2.3.2.3.1 del apartat anterior.

El material usat per a la construcció del reactor es l'acer inoxidable AISI-316L, la seva conductivitat tèrmica a la temperatura d'operació es de:

Taula 11.2.3.2.3.3.1.2. Conductivitat tèrmica del AISI-316L a diferents temperatures.

T	K (W/mK)
100	16,3
500	21,4

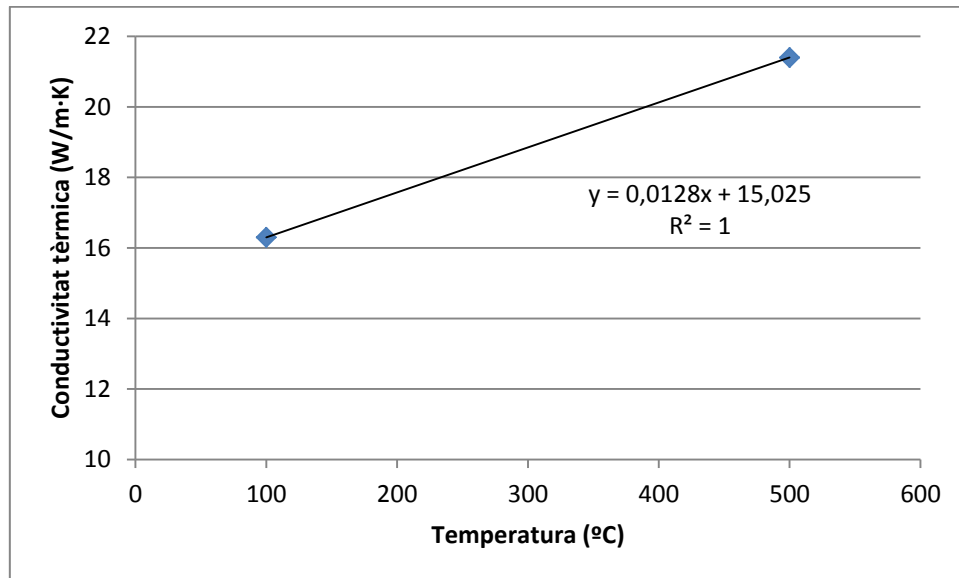


Figura 11.2.3.2.3.3.1.1. Representació de la conductivitat tèrmica del AISI 316L en funció de la temperatura.

Sent la conductivitat tèrmica de 0.016561 KW/m·K.

#### **11.2.3.2.3.3.2. Cabal de vapor d'aigua necessari**

Amb el valor del calor total generat en el reactor a partir de la reacció 11.3.2.1.2.1 entre el MIC i el 1.Naphthol, juntament amb la següent equació permet el càlcul del cabal de refrigerant necessari:

$$q = M_s \cdot C_{ps} \cdot (T_1 - T_2) = m_t \cdot C_{pt} \cdot (t_1 - t_2) \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.3.2.1}$$

On:

Q: es el calor bescanviat (KW):

Subíndex S: Correspon a la carcassa (Shell).

Subíndex t: Correspon als tubs.

M,m: Cabal màssic (Kg/s).



Cp: Capacitat calorífica (KJ/Kg°C)

(T<sub>1</sub>-T<sub>2</sub>): Diferencia de temperatures entre l'entrada i la sortida del fluid que es calenta.

(t<sub>1</sub>-t<sub>2</sub>): Diferencia de temperatures entre l'entrada i la sortida del fluid que es calenta.

Coneixent que el calor bescanviat es de -45.8 KW, la calor específica del Therminoyl VLT i la diferència de temperatures entre la entrada i la sortida del fluid refrigerant:

$$m_s = \frac{q}{Cp_s \cdot (T_1 - T_2)} = 1.244 \frac{Kg}{s} \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.3.2.1}$$

### 11.2.3.2.3.3.3 Càlcul del DTML.

La circulació es farà en contracorrent ja que dona un DTML major que la circulació en paral·lel. Sent el la mescla de reactius i productes el que circula pels tubs i el vapor d'aigua per carcassa:

Circulació en contracorrent:

$$DTML = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.3.3.1}$$

La representació gràfica de les variacions de temperatura al llarg del bescanviador de calor del reactor es:

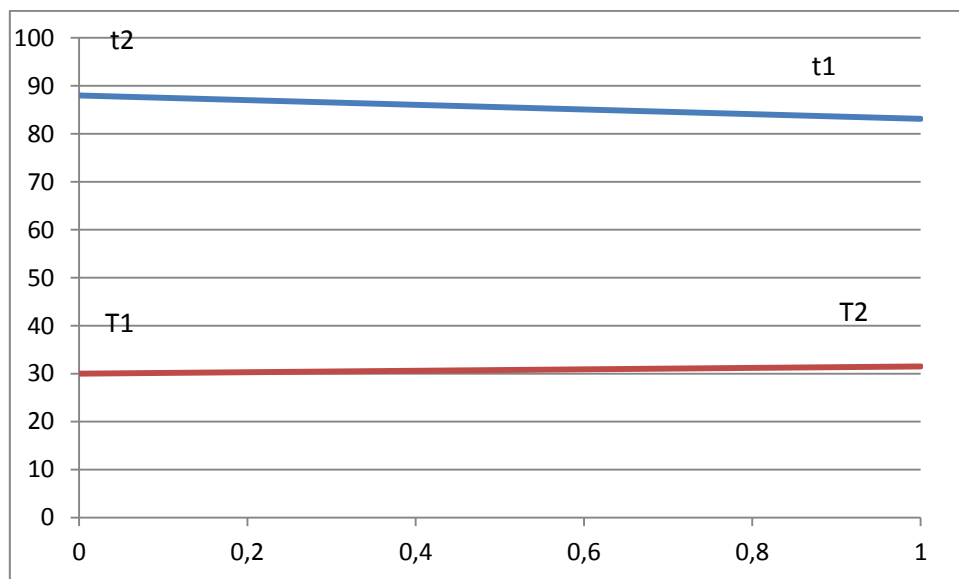


Figura 11.2.3.2.3.3.3.1. Representació de la variació de temperatura del fluid de carcassa i el fluid de tubs (Contracorrent).

On el valor obtingut es:

$$DTML = 54.737^{\circ}C$$

Cal esmentar que només es té un sol pas per tub i per carcassa, per tant, no caldrà usar el factor de correcció del DTML.

#### **11.2.3.2.3.3.4. Àrea de bescanvi del reactor.**

L'àrea de bescanvi del reactor està prefixada per el dimensionament del reactor per a produir el carbaril necessari, aleshores s'haurà de dissenyar un sistema de bescanvi de calor que requereixi una menor àrea de bescanvi de la que es té:

$$A_{Total} = N_t \cdot \pi \cdot D_E \cdot L \quad \textbf{Equació 11.2.3.2.3.3.4.1}$$

Els valors del nombre de tubs, longitud i diàmetre interior estan en la taula 11.2.3.2.3.2.1 mostrada en l'apartat 11.2.3.2.3. Pel càlcul del diàmetre exterior es requereix conèixer l'espessor del tub, aquest valor es proporcionat per la taula 11.2.3.2.1.2.1 mostrada en els bescanviadors de carcassa i tubs on mostra els diàmetres típics de canonada. S'escull un valor d'espessor de 0.0516 m.

$$D_E = D_I + 2 \cdot \Delta x = 0.07382 \text{ m} \quad \textbf{Equació 11.2.3.2.3.3.4.2}$$

Finalment l'àrea total de bescanvi que es té en el reactor es de:

$$A_{Total} = 130.87 \text{ m}^2$$

#### **11.2.3.2.3.3.5. Àrea necessària de bescanvi.**

Per a bescanviar el calor emes per la reacció es requerirà usar la següent equació:

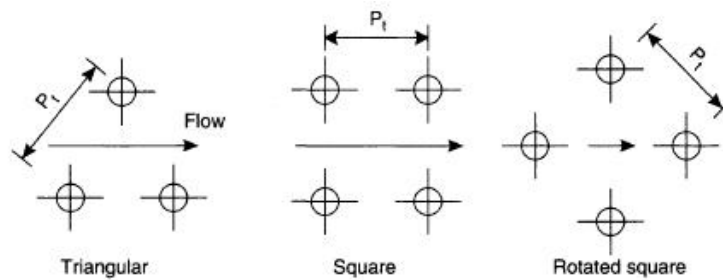
$$q = U \cdot A_{necessaria} \cdot DTML \quad \textbf{Equació 11.2.3.2.3.3.5.1}$$

Es coneixen totes les variables exceptuant el valor del coeficient global de transmissió de calor U, per tal de trobar-lo s'haurà de acabar de dimensionar el sistema de bescanvi i usar els coeficients individuals de transmissió de calor per tubs i carcassa.

*Distribució dels tubs:*

La distribució dels tubs segueix tres esquemes típics:

- Triangular.
- Quadrat.
- Romboïdal.



**Figura 11.2.3.2.3.3.5.1. Possibles distribucions dels tubs.**

Amb això, es defineix Pitch a la distància entre els centres de dos tubs consecutius. El Pitch triangular i romboïdal proporcionen altes velocitats e transferència de calor, però en canvi la pèrdua de pressió es elevada comparada amb el Pitch quadrat. El Pitch quadrat s'usa quan es necessita una neteja mecànica pel costat de carcassa.

En el cas del bescanviador que s'està dissenyant, s'ha usat la configuració en Pitch triangular.

El Pitch recomanat es de 1.25 cops el diàmetre extern del tub, per tant, es calcula de la següent forma:

$$Pitch = 1.25 \cdot D_E = 0.092275 \text{ m} \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.3.5.2}$$

#### **11.2.3.2.3.3.6. Càlcul del diàmetre de carcassa**

Per tal de conèixer el diàmetre de carcassa, fa falta conèixer el diàmetre del feix de tubs ( $D_b$ ) que cal situar a l'eix x. El diàmetre de feix de tubs, depèn tant del nombre de passos per tub, com el nombre de tubs i del pitch escollit. Aquest es pot calcular amb la següent equació:

$$D_b = D_e \left( \frac{N_t}{K_1} \right)^{\frac{1}{n_1}} = 1.221 \text{ m} \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.3.6.1}$$

On:

$N_t$ : Nombre de tubs.

$D_b$ : diàmetre del feix de tubs (m).

$D_E$ : diàmetre exterior dels tubs (m).

$K_1$  i  $n_1$  son funció del pitch escollit i del nombre de passos per tubs. El seu valor ve donat per la taula mostrada a continuació:

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

Figura 11.2.3.2.3.3.5.1. Valors dels parametres en funció del nombre de passos per tubs.

En el nostre cas el nombre de passos per tub es de 1, i el pitch seleccionat es el triangular. D'aquesta forma els valors de  $K_1$  i  $n_1$  son 0.319 i 2.142 respectivament.

Cal esmentar que el diàmetre de feix de tubs es major per pitch quadrat que triangular i augmenta al augmentar el numero de passos per tub.

#### **11.2.3.2.3.3.7. Selecció del diàmetre de carcassa**

Els diàmetres típics de carcassa solen oscil·lar entre els 150 i 1520 mm. Per tal de calcular el diàmetre de carcassa s'ha de sumar al diàmetre de feix de tubs, l'espai que ha d'existir entre el feix de tubs i la paret externa de la carcassa que dependrà bàsicament del tipus de carcassa utilitzada. Aquest espai es pot calcular, segons el tipus de carcassa.

El pas per carcassa mes utilitzat es el simple. Generalment, s'utilitzen dos passos per carcassa quan la diferencia de temperatures entre la carcassa i el tub no sigui adequada utilitzant un sol pas. Les carcasses de flux dividit (divided flow) i les de flux segmentat (Split flow) s'usen per reduir la pèrdua de pressió, ja que normalment aquest factor influeix mes que la pròpia transferència de calor com a factor de disseny.

El tipus de carcassa escollida per a la realització dels càlculs es la tipus T.

Per tal de calcular el diàmetre de carcassa s'usa la següent equació:

$$D_s = D_b + (D_{Is} - D_b) = 1.316 \text{ m} \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.3.7.1}$$

On:

$D_s$ : Diàmetre de carcassa (m).

$D_s - D_b$ : Diferència entre el diàmetre intern de la carcassa i el diàmetre del feix e tubs (m). Aquest terme s'avalua per mitja de la figura mostrada a continuació, cal tenir en compte que la variable que representa l'eix de les y no es directament el diàmetre de carcassa, sinó la diferència (Taula XX en apartat de bescanviador de carcassa i tubs):

$$D_s - D_b = 95\text{mm} = 0.095\text{m}$$

#### **11.2.3.2.3.3.8. Comprovació de la relació entre la longitud i el diàmetre de carcassa.**

Abans de poder continuar amb el disseny del bescanviador de calor, cal comprovar que el quocient entre la longitud dels tubs i el diàmetre de carcassa estigui comprès entre 4 i 6m.

- Si  $L/D_s$  esta compres entre 4 i 6 es passarà al següent punt 5.9.
- Si  $L/D_s < 4$ , es suposa un valor mes gran de L i es torna al punt 5.5.
- Si  $L/D_s > 6$ , es suposa un valor mes petit de L i es torna al punt 5.5.

Es pot comprovar que en el cas en el que es treballa, la relació entre longitud dels tubs i diàmetre de carcassa es troba dins del rang seleccionat, per tant, es pot procedir amb el càlcul del bescanviador de carcassa i tubs:

$$\frac{L}{D_s} = 3.21 \rightarrow \text{ES DONA OK!}$$

#### **11.2.3.2.3.3.9. Càlcul del espaiat entre pantalles i nombre de pantalles deflectores.**

El Baffle cut usat en el bescanviador es del 25% del diàmetre de carcassa, i l'espaiat entre pantalles li correspon un valor de 0.2 vegades el diàmetre de carcassa. Aleshores el nombre de pantalles es de:

$$\text{Nombre de pantalles} = \left(\frac{L}{I_B}\right) - 1 = 14.53 \rightarrow 15 \text{ pantalles}$$

On:

$$I_B = 0.3 \cdot D_s = 0.263 \text{ m}$$

$$Baffle\ cut = 1.15 \cdot D_s = 0.329$$

Els valors obtinguts d'aquests paràmetres afecten directament la velocitat de circulació en el costat de carcassa, tal i com es comprovarà mes endavant.

#### **11.2.3.2.3.3.10. Càlcul de la velocitat de circulació per tubs i per carcassa.**

- Velocitat per tubs.

Aquesta velocitat esta lligada a la velocitat superficial. Donat a que la velocitat real del líquid entre les partícules es varis cops major a la velocitat superficial mostrada en la taula 11.2.3.2.3.3.1.1, es prendrà com a referencia el valor de la velocitat superficial i es suposarà que la velocitat de circulació per tubs entra en els límits establerts mostrats en l'apartat 11.3.3.2.3.3.1 de bescanviadors de tubs i carcassa.

- Velocitat per carcassa:

Es calcula l'àrea transversal de la carcassa.

$$A_{ST} = \frac{l_B \cdot D_s \cdot (pitch - D_E)}{pitch \cdot n_{ps}} \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.3.10.1}$$

On

$A_{ST}$ : àrea transversal de la carcassa ( $m^2$ ).

$n_{ps}$ : numero de passos per carcassa.

Pitch:  $1.25 \cdot D_E$ .

A continuació es mostra el càlcul del cabal màssic per unitat d'àrea ( $G_s$ ) i de la velocitat de fluid de carcassa ( $v_s$ ).

$$G_s = \frac{M_s}{A_{ST}} = 219.81 \frac{Kg}{m^2 \cdot s} \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.3.10.1}$$

$$v_s = \frac{M_s}{A_{ST} \cdot \rho_s} = 0.297 \frac{m}{s} \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.3.10.1}$$

On:

$G_s$ : cabal màssic per unitat d'àrea ( $Kg/sm^2$ ).

$V_s$ : velocitat de circulació del fluid per la carcassa (m/s).

Un cop calculada la velocitat del oli termic per la banda de la carcassa, es recorda que aquest valor ha d'estar compres entre 0.3 i 1 m/s.

#### **11.2.3.2.3.3.11. Càlcul dels coeficients individuals del costat del tub i de carcassa.**

- **Coefficient individual per carcassa.**

Es procedirà a usar la següent equació:

$$h_s = k \cdot \frac{\left( j_h \cdot Re \cdot Pr^{0.33} \cdot \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \right)}{D_{eq}} \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.3.11.1}$$

A continuació es calcularan el diàmetre equivalent, el nombre de Reynolds, Prandtl i el factor  $j_h$ , per mitja de les següents expressions i les dades mostrades en la taula 11.2.3.2.3.3.1.1:

$$D_{eq} = \frac{1,10}{D_E} \cdot (\text{pitch}^2 - 0,917 \cdot D_E^2) = 0,0524 \text{ m} \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.3.11.2}$$

$$Re_s = \frac{d_{eq} \cdot G_s}{\mu_s} = 23043,551 \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.3.11.3}$$

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k} = 0,006576 \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.3.11.4}$$

$$j_h = 0,02$$

Amb les variables conegudes, el coeficient individual de transferència de calor del costat carcassa es de:

$$h_s = 142,83 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

Si es compara el valor amb els valors tipis de la taula XX, es comprova que el valor del coeficient individual del costat carcassa entra dins dels límits establerts (15-300 W/m<sup>2</sup>·°C).

- **Coefficient individual per tubs.**

Tal i com s'ha expressat anteriorment la velocitat real de circulació del líquid per tubs es varis cops major a la velocitat superficial del fluid travessant la reina de bescanvi aniònic del reactor. De forma que es calcularà segons el pitjo dels casos, es a dir, que la velocitat real sigui la

velocitat superficial, d'aquesta manera el coeficient individual de transferència de calor serà el mes petit possible, sent l'àrea necessària major a causa de la mala transferència de calor.

$$G_T = V_t \cdot \rho_t = 4.78 \frac{kg}{m^2 \cdot s} \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.3.11.5}$$

On:

$V_t$ : velocitat superficial del líquid en els tubs, es de 0.0058 (m/s).

$P_t$ : densitat de la mescla circulant pels tubs junt amb la reina ( $kg/m^3$ ).

$G_t$ : cabal màssic per unitat d'àrea en el costat de tub ( $kg/m^2 \cdot s$ ).

Finalment el coeficient de transmissió de calor al costat del llit es calcula a partir de la correlació de Leva (1949), per al refredament de la mescla reaccionant:

$$h_l = k \cdot 3.5 \cdot \left( \frac{D_p \cdot G_t}{\mu} \right)^{0.7} \cdot \frac{\exp\left(-\frac{6D_p}{D_{tub}}\right)}{D_{intern}} = 0.01968 \frac{KW}{m^2 \cdot ^\circ C} \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.3.11.5}$$

On:

$K$ : conductivitat tèrmica del material AISI-316L a la temperatura de 88°C (KW/mK).

$\mu$ : viscositat mescla a la temperatura d'operació de 88°C (kg/ms).

$D_p$ : diàmetre de partícula (m).

$D_t$ : diàmetre del tub (m).

#### **11.2.3.2.3.3.12. Càlcul del coeficient global de transferència de calor i àrea necessària de bescanvi:**

Finalment es procedirà a calcular el coeficient  $U$ , de forma que es podrà usar l'equació 11.2.3.2.3.3.12.1 per tal de trobar l'àrea necessària de bescanvi i compara-la amb la que es te del disseny del reactor a partir del reactor pilot.

El coeficient global de transmissió de calor es calcula per mitja de la següent equació:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_l} + \frac{\Delta x}{k} \cdot \frac{A_l}{A_{ml}} + \frac{1}{h_t} \cdot \frac{A_l}{A_t} \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.3.12.1}$$



On:

U: coeficient global de transmissió de calor (KW/m<sup>2</sup>°C)

h<sub>l</sub>: coeficient de transmissió de calor pel costat del llit (KJ/m<sup>2</sup>·s·K).

h<sub>t</sub>: coeficient de transmissió de calor pel costat carcassa (KJ/m<sup>2</sup>·s·K).

k: conductivitat tèrmica del material AISI-316L (KJ/m·s·K)

A<sub>l</sub>: superfície d'intercanvi de calor del costat del llit (m<sup>2</sup>):

$$A_l = N_t \cdot \pi \cdot L \cdot D_E = 112.58 \text{ m}^2 \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.3.12.2}$$

A<sub>t</sub>: superfície d'intercanvi de calor del costat de carcassa (m<sup>2</sup>):

$$A_t = N_t \cdot \pi \cdot L \cdot D_i = 130.87 \text{ m}^2 \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.3.12.3}$$

A<sub>ml</sub>: mitja logarítmica de A<sub>l</sub> i A<sub>t</sub> (m<sup>2</sup>):

$$A_{ml} = \frac{A_l - A_t}{\ln\left(\frac{A_l}{A_t}\right)} = 121.49 \text{ m}^2 \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.3.12.4}$$

En general, l'espessor de paret es petit, de forma que el quocient d'àrees de transmissió tendeix a 1. Calculant l'equació 11.2.3.2.3.3.12.1 amb els paràmetres de les àrees determinades:

$$\frac{1}{U} = 51.106 \frac{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}{\text{KW}}$$

$$U = 0.01956 \frac{\text{KW}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} = 19.56 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

Un coeficient global de transferència de calor massa baix pot conduir a un augment incontrolat de la temperatura del reactor i a una reacció descontrolada. En el nostre cas el coeficient de

transferència de calor es baix, però si es calcula l'àrea de bescanvi necessària per tal de bescanviar els -45.8 KW:

$$A_{necessaria} = \frac{q}{U \cdot DTML} = 42.762 \text{ m}^2 \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.3.12.5}$$

Si es comparen l'àrea que es te i la necessària es comprova com aquesta ultima es menor que la que es te. Per tant, el sistema de refrigeració del reactor podrà bescanviar el calor emes per la reacció exotèrmica que es produeix en l'interior dels tubs. A continuació es mostra una taula amb el recull dels paràmetres determinats durant la síntesis del sistema de refrigeració del reactor:

Taula 11.2.3.2.3.3.12.5. Recull dels parametres determinats durant la síntesis del sistema de refrigeració.

Q generat (KW)	-50,1
Q absorbit (KW)	4,29
Q a bescanviar (KW)	-45,8
L (m)	4,09
D <sub>tubs,intern</sub> (m)	0,0635
Ax (m)	0,00516
Pitch (m)	0,0923
Diàmetre feix tubs (m)	1,221
Diàmetre carcassa (m)	1,316
Nº Tubs	138
Nº pantalles deflectores	15
Espaiat entre pantalles	0,263
Baffle cut	0,329
Velocitat tub (m/s)	0,0058
Velocitat carcassa (m/s)	0.297
Coeficient carcassa ( W/m <sup>2</sup> °C)	142.83
Coeficient tubs (W/m <sup>2</sup> °C)	19,68
Coeficient global (W/m <sup>2</sup> °C)	19.567
Àrea total (m <sup>2</sup> )	130,87
Àrea necessària (m <sup>2</sup> )	129,26

**11.2.3.2.3.4. Requeriments de reina de bescanvi aniònic.**

Les propietats de la reina de bescanvi aniònic catalítica (Amberyst-a21) es mostren en la taula 11.2.3.2.3.4.1.

Taula 11.2.3.2.3.4.1. Propietats de la reina de bescanvi iònic Amberyst-A21

<b>Forma física</b>	Esfèric
<b>Forma iònica</b>	Base lliure
<b>Concentració dels centres actius</b>	>4,6 eq/kg
<b>Densitat aparent (g/L)</b>	660
<b>Tamany partícula (m)</b>	0,00055
<b>Àrea superficial (m<sup>2</sup>/g)</b>	35
<b>Diàmetre de poro (A)</b>	110
<b>Volum poro (cc/g)</b>	0,1

A continuació es determinaran els kg de P/kg reina·h per al reactor R-401 usant una regla de 3, es a dir, coneixent les velocitats (o altures) de cadascun dels reactors, i els kg P/kg R·h del reactor pilot (taula XX), es calculen la productivitat per kg de reina del reactor :

$$\frac{\frac{kgP}{kgR \cdot h}}{Vs_2} = \frac{3.2}{Vs_1} \rightarrow \frac{kgP}{kgR \cdot h} = 22.4 \frac{kgP}{kgR \cdot h} \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.4.1}$$

Aleshores coneixent la producció de carbaril (kgP/h) i la productivitat (19.2 KgP/kgR·h), es calcularà la reina necessària en el reactor R-401, es necessari mencionar que la reina necessària ha de ser superior als kg de reina usats en el reactor pilot (0.1 Kg):

$$\frac{kgR \cdot h}{kgP} \frac{1}{22.4} \cdot 1750 \frac{kgP}{h} = 78.11 \text{ Kg reina} \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.4.2}$$

Coneixent el nombre de tubs es pot conèixer la reina necessària en cadascun dels tubs:

$$\frac{Kgreina}{tub} = \frac{78.11Kg \text{ reina}}{138 \text{ tubs}} = 0.5661 \frac{kg \text{ reina}}{tub} \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.4.3}$$

A continuació apareix un problema, es tenen tubs de 0.0129 m<sup>3</sup>, i es te 0.5661 kgreina/tub que si es calcula el volum ocupat d'aquesta coneixent la seva densitat (660 kg/m<sup>3</sup>):

$$Volum \text{ reina} = \frac{0.5661 \frac{kgreina}{tub}}{660 \frac{kg}{m^3}} = 0.00085779 \frac{m^3 \text{reina}}{tub} \quad \text{Equació 11.2.3.2.3.4.4}$$

Es a dir, es te uns tubs de 0.0129 m<sup>3</sup> i una reina que ocupa 0.00085779 m<sup>3</sup>, per tal d'aprofitar l'espai buit i així augmentar la necessitat de regeneració (a causa de que es te reina en excés) es troba la quantitat de reina necessària per ocupar mes espai en el tub:

$$NOU \frac{kgreina}{tub} = 14 \cdot 0.5661 kg \text{ reina} = 7.925 kg \frac{reina}{tub}$$

$$NOU \text{ volum reina per tub} = \frac{7.925 kg \frac{reina}{tub}}{660 \frac{kg}{m^3}} = 0.012 m^3$$

Amb aquesta quantitat es deixa marge per a l'expansió de la reina, encara que ja s'introdueixen els reactius per la part de sobre per tal d'evitar l'expansió del llit. Ara es requereix conèixer la reina total necessària en tots els tubs per tal d'assolir el volum de cadascun dels tubs:

$$Reina \text{ total} = 7.925 \frac{kgreina}{tub} \cdot 138 \text{tubs}$$

$$= 1093.556 kg \text{ reina per produir la demanda de carbaryl.}$$

Per últim cal comprovar l'expansió del llit i la pèrdua de pressió que es produeix dins dels tubs al fer circular els reactius pel seu interior, per tal de determinar ambdós paràmetres s'usen les gràfiques mostrades a continuació que van en funció de la velocitat superficial del líquid a través de la reina:

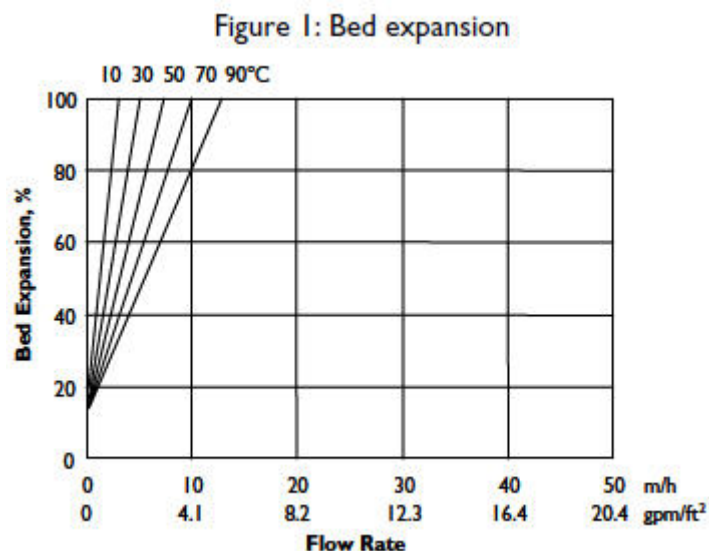


Figura 11.2.3.2.3.4.2. Representació de l'expansió del llit de reina en l'interior dels tubs en funció de la velocitat de circulació dels reactius-

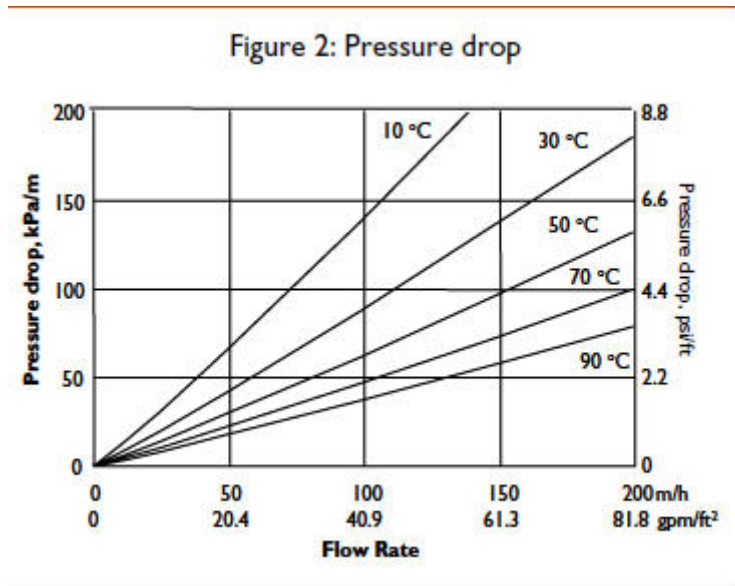


Figura 11.2.3.2.3.4.3. Perdua de pressio (KPa) del reactor en els tubs en funció de la velocitat de circulació.

Observant els gràfics 11.2.3.2.3.4.2 i 11.2.3.2.3.4.3 es determina que:

- Pèrdua de pressió a una velocitat superficial de 20.72 m/h i una temperatura de 88°C:

$$\Delta P = 2.3 \frac{KPa}{m}$$

Aquest valor no pot sobrepassar al valor típic de pèrdua de pressió en reactors multiubulars de llit fix de 2,5 KPa/m tal i com es comprova gràficament.

- Bed expansió a una velocitat de 20.72 m/h i una temperatura de 88°C:

$$\% \text{ Bed expansion} = 100\%$$

Per aquest motiu, s'introdueixen els cabals de reactius per la part superior del reactor a la fi d'evitar el doblatge del volum de la reina a causa de l'expansió del llit. Un altre mètode consisteix en col·locar reixes en els tubs per tal d'evitar l'expansió. Però aquesta ultima opció no es valida, ja que per la regeneració no hi introdueix complicacions, però durant la neteja del reactor un cop la reina s'hagi de canviar (a causa de les varies regeneracions) hi hauran problemes en el manteniment d'aquests.

El resum de característiques de la reina en els tubs del reactor:

Taula 11.2.3.2.3.4.2. Resum de característiques de la reina cercades

<b>Productivitat (kgP/ kgR·h)</b>	22,4
<b>Kg reina necessària</b>	78,11
<b>Kg reina /tub</b>	0,5661

<b>Volum reina /tub</b>	0,000858
<b>Factor excés reina</b>	14
<b>Kg reina excés /tub</b>	7,925
<b>Volum reina excés /tub</b>	0,012
<b>Massa reina total (kg)</b>	1093,556

#### **11.2.3.2.3.5. Regeneració de la reina de bescanvi aniònic.**

Continuant amb el disseny del reactor R-401, es requereix conèixer el desgast de tota aquesta quantitat de reina, per tal de determinar els dies d'operació i de parada d'aquest. Per tal d'efectuar aquesta estimació, es necessita introduir unes suposicions:

- Es suposa que 1 Kmol de MIC equival a 1 equivalent/kg dels centres actius de la reina.
- El nombre màxim de regeneracions possibles abans de bescanviar la reina es de 10-13 vegades (valor típic).

A partir d'aquí, amb els valors de les propietats de la reina mostrat en la taula 11.2.3.2.3.4.2 es procedeix de la següent forma:

##### **11.2.3.2.3.5.1. Càlcul del nombre d'equivalents totals.**

Es pretén calcular el nombre de centres actius de la massa total de reina de bescanvi aniònic calculada. Aquest es troba usant la següent expressió:

$$N^{\circ} \text{ centres actius} = \text{Massa total reina} \cdot 4.6 \frac{eq}{kg} = 5030.36 \text{ equivalents}$$

**Equació 11.2.3.2.3.5.1.1**

##### **11.2.3.2.3.5.2. Càlcul del temps de saturació**

Coneixent el nombre de centres actius i el cabal molar de MIC a tractar, gracies a la suposició inicial es coneixerà el temps que tarden els centres actius de la reina a esgotar-se:

$$\text{Temps saturacio} = \frac{N^{\circ} \text{ centres actius}}{\text{Cabal molar MIC}} = 527.6h = 22 \text{ dies}$$

**Equació 11.2.3.2.3.5.2.1**

Per tant, cada 22 dies serà necessari la regeneració de la reina de bescanvi aniònic per mitja dels mètodes esmentats en la introducció del apartat de disseny del reactor R-401. La regeneració de la reina ha de ser amb la solució de NaOH i NH<sub>4</sub>Cl, posant un 120% del volum de la reina com a solució regeneradora.

El temps de regeneració tal i com mostren les dades de la reina Amberyst-A21 es de 30 min, però es seleccionarà un temps de 2h a causa de que la patent usa aquest temps de regeneració. Per a conèixer la quantitat de solució regeneradora es farà una aproximació coneixent les dades de la patent durant la regeneració:

S'ha de cobrir un 120% del volum de la reina, per tant:

$$Quantitat\ NaOH\ i\ NH_4Cl\ per\ tub = 1.2 \cdot \frac{volum\ reina}{tub} = 0.0144 \frac{m^3}{tub}$$

$$Quantitat\ NaOH\ i\ NH_4Cl\ total = N^{\circ}tubs \cdot Quantitat\ per\ a\ un\ tub = 1.98\ m^3$$

Es requereixen 1.98 m<sup>3</sup> d'una solució al 4% de NaOH i 5% de NH<sub>4</sub>Cl, aquest volum s'ha de passar a través del llit segons:

- Si es vol regeneració lenta: es passa a una velocitat de 15 gal/ft<sup>3</sup>.
- Si es vol regeneració ràpida: es passa a una velocitat de 15 a 30 gal/ft<sup>3</sup>.

Es requerirà per a cada regeneració 0.99 m<sup>3</sup> de hidròxid sòdic i clorur d'amoni al 4 i 5% en pes respectivament.

#### 11.2.3.2.4. Disseny mecànic.

Per tal de realitzar el disseny mecànic dels reactors R-401A i R-401B, es seguirà el mateix procediment el usat en els bescanviadors de carcassa i tubs, usant el codi ASME per a recipients a pressió.

El material de construcció tant el de la carcassa com els tubs serà l'acer inoxidable AISI-316L.

Per començar, s'ha de calcular les temperatures i pressions de disseny del equip:

- Carcassa:

$$T_d = T_{operació} + 20^{\circ}C = 51.5^{\circ}C$$

$$P_d = P_{operació} \cdot 1,1 = 111.4575\ KPa$$

- Tubs:

$$T_d = T_{operació} + 20^{\circ}\text{C} = 108^{\circ}\text{C}$$

$$P_d = P_{operació} \cdot 1,1 = 151,68 \text{ KPa}$$

A continuació es determina el espessor de la carcassa, tenint en compte el codi ASME per a recipients cilíndrics horitzontals.

$$t_s = \frac{P_d \cdot D_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P_d} \quad \text{Equació 11.2.3.2.4.1}$$

On:

$P_d$ : Pressió de disseny (bar).

$D_i$ : Diàmetre intern de la carcassa (mm).

$E$ : Factor de soldadura, es pren el valor de 0.85.

$S$ : factor d'estres (bar) que per el cas del acer inoxidable AISI-316L, a la temperatura de disseny pren un valor de:

**Taula 11.2.3.2.4.1. Valors del Stress del material AISI 316L en funció de la temperatura.**

T(°F)	T(°C)	Pressio (psi)	Pressio (Mpa)
-20	-28,89	15700	108,248
200	93,33	15700	108,248
300	148,89	15700	108,248
400	204,44	15500	106,869
500	260,00	14400	99,285
600	315,56	13500	93,079
650	343,33	13200	91,011
700	371,11	12900	88,942
750	398,89	12600	86,874
800	426,67	12400	85,495
850	454,44	12100	83,427

Al valor obtingut, se li suma un espessor per corrosió de 2mm i es sobredimensiona un 10%:

$$t_{carcasa} = 1,1 \cdot (t_s + 2) = 3,91 \text{ mm} \quad \text{Equació 11.2.3.2.4.2}$$

En el cas de bescanviadors de calor i condensadors, el espessor mínim de la carcassa ve donat segons la normativa British Santandart 3274, en funció del diàmetre de carcassa i el material de construcció:



**Taula 11.2.3.2.4.2. Valors segons la normativa British Standart 3274 del valor del espessor mínim de la carcassa en funció del diàmetre d'aquesta.**

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

Com en aquest cas es té un diàmetre de carcassa de 1.331 m, s'escollirà un valor d'espessor mínim de 7.9 mm. A més s'escollirà aquest valor com a vàlid i no el de l'expressió 11.2.3.2.4.2, ja que aquest últim és major que el calculat.

A continuació es procedeix a calcular l'espessor dels capçals dels bescanviadors, que seran de forma torisfèrica tipus Koppler. L'expressió per al seu càlcul es mostra a continuació:

$$t_c = \frac{P_d \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_d} \quad \text{Equació 11.2.3.2.4.3}$$

M: es pren el valor de 1,54; considerant que la relació R/r és de 10;

L: radi intern de la carcassa (mm)

Igual que en el càlcul del espessor de la carcassa, el valor obtingut amb l'equació 11.2.3.2.4.3 anterior, se li ha de sumar un sobre espessor per corrosió de 2mm i sobredimensionar-lo un 10%:

$$t_{cabezal} = 1,1 \cdot (t_c + 2) = 4.311 \text{ mm} \rightarrow 5 \text{ mm} \quad \text{Equació 11.2.3.2.4.4}$$

A continuació es determinarà la longitud del capçal:

$$h_1 = 3,5 \cdot t_{capçal} = 17.5 \text{ mm} \quad \text{Equació 11.2.3.2.4.5}$$

$$h_2 = 0,1935 \cdot L - 0,455 \cdot t_{capçal} = 201.44 \text{ mm} \quad \text{Equació 11.2.3.2.4.6}$$

$$L_{capçal} = h_1 + h_2 = 218.95 \text{ mm} \quad \text{Equació 11.2.3.2.4.7}$$

### 11.2.3.2.5. Càlcul del pes del Reactor

#### **11.2.3.2.5.1. Pes del equip buit**

Per començar s'ha de determinar el volum de la paret dels capçals, aleshores, tenint en compte la densitat del acer AISI-316L (8030 Kg/m<sup>3</sup>) es podrà determinar el seu pes corresponent.

$$V_i = 0,08089 \cdot D_i^3 = 0.1844 \text{ m}^3 \quad \text{Equació 11.2.3.2.5.1.1}$$

On:

$D_i$ : Diàmetre intern del capçal (m).

Per mitja de l'expressió 11.2.3.2.5.1.2 es calcula el volum extern del capçal:

$$V_e = 0,08089 \cdot \left( D_i + 2 \cdot \frac{t_{\text{capçal}}}{1000} \right)^3 = 0.1869 \text{ m}^3$$

$$\text{Equació 11.2.3.2.5.1.2}$$

Amb la diferencia del volum del capçal intern i extern es troba el volum de la paret del capçal, d'aquesta manera es podrà determinar el pes d'aquest:

$$V_{\text{paret}} = V_e - V_i = 0.004235 \text{ m}^3 \quad \text{Equació 11.2.3.2.5.1.3}$$

$$P_{\text{capçal}} = V_{\text{paret}} \cdot \rho_{\text{acero}} = 34.0 \text{ Kg} \quad \text{Equació 11.2.3.2.5.1.4}$$

Es procedeix per mitja del càlcul de la part cilíndrica:

$$P_{\text{cil}} = \frac{\pi}{4} \cdot \left( (D_{i,\text{carcassa}} + 2 \cdot t_{\text{carcassa}})^2 - D_i^2 \right) \cdot L_{\text{tub}} \cdot \rho_{\text{acer}} = 1079 \text{ Kg}$$

$$\text{Equació 11.2.3.2.5.1.5}$$

El pes total de tots els tubs es de :

$$P_{\text{tubs}} = N \cdot \frac{\pi}{4} \cdot \left( (D_i + 2 \cdot t_{\text{tub}})^2 - D_i^2 \right) \cdot L_{\text{tub}} \cdot \rho_{\text{acer}} = 5043.8 \text{ Kg}$$

$$\text{Equació 11.2.3.2.5.1.6}$$

On:

N: nombre de tubs.

$D_i$ : Diàmetre intern del tub (m).

$T_{tub}$ : espessor de la paret del tub (m).

D'aquesta forma es troba finalment el pes total del equip buit:

$$P_{equip} = P_{capçal} + P_{tubs} + P_{cilindre} = 6156.81 \text{ Kg}$$

**Equació 11.2.3.2.5.1.7**

#### 11.2.3.2.5.2. Pes el equip ple d'aigua

Per tal de calcular el pes del equip ple d'aigua, es requereix conèixer el volum interior dels tubs i també el volum del espaiat entre els tubs i la carcassa:

$$V_{interior\ tubs} = \pi \cdot \left(\frac{D_i}{2}\right)^2 \cdot L_{tub} \cdot N = 1.787 \text{ m}^3$$

**Equació 11.2.3.2.5.2.1**

Per a calcular el volum del espai entre els tubs i carcassa, es requereix tindre el coneixement del volum que ocupen els tubs, tenint en compte la seva part externa, es a dir, usant el diàmetre extern enlloc del intern:

$$V_{exterior\ tubs} = \pi \cdot \left(\frac{D_e}{2}\right)^2 \cdot L_{tub} \cdot N = 2.415 \text{ m}^3 \quad \text{Equació 11.2.3.2.5.2.2}$$

$$V_{carcasa} = \pi \cdot \left(\frac{D_s}{2}\right)^2 \cdot L_{carcasa} = 6.142 \text{ m}^3 \quad \text{Equació 11.2.3.2.5.2.3}$$

D'aquesta manera, el espaiat que queda compres entre els tubs i la carcassa, es calcula per mitja de la resta dels dos valors recent obtinguts:

$$V_{espaïat} = V_{carcasa} - V_{exterior\ tubs} = 3.743 \text{ m}^3$$

Finalment el pes total del equip ple d'aigua es de :

$$P_{aigua} = V_{interior\ tubs} \cdot \rho_{aigua} + V_{espaïat} \cdot \rho_{aigua} = 5530.35 \text{ Kg}$$

Aleshores:

$$P_{equip+aigua} = P_{aigua} + P_{equip} = 11687.15 \text{ Kg}$$

#### **11.2.3.2.5.3. Pes del equip en operació**

Es realitza el mateix càlcul i de la mateixa forma que en el càlcul del pes del equip ple d'aigua, tenint en compte, que per l'interior dels tubs hi circula oli tèrmic i per la carcassa el fluid de procés. Per tant, s'han de conèixer els densitats de cadascun dels fluids.

Primer es calcularà el pes dels fluid que circulen pel bescanviador:

$$P_{fluid} = V_{interior \ tubs} \cdot \rho_{oli} + V_{espaiat} \cdot \rho_{fluid} = 3125.25 \text{ Kg}$$

Pel que finalment el pes total del equip ple en operació es el següent:

$$P_{equip \ en \ operacio} = P_{fluid} + P_{equip} = 9282.06 \text{ Kg}$$

#### **11.2.3.6. Aïllament**

A causa de tractar-se d'un equip el qual te una temperatura exterior de la paret superior a 40°C, hi haurà que col·locar un aïllant per tal d'evitar la pèrdua de calor amb l'exterior i les lesions del personal a causa d'entrar en contacte amb l'equip.

Per això s'usarà Llana de roca, on el seu espessor es calcula amb el programa INSULAN, proporcionat per l'empresa Calorcol.

- El aïllament escollit consistirà en mates aïllants de 140 Kg/m<sup>3</sup>.
- Per la temperatura interior, s'escull la temperatura de treball del bescanviador, i la temperatura en la superfície del aïllant es fixa a 40 °C. Es considera una temperatura ambient de 25 °C i una velocitat superficial del aire de 0.5 m/s. S'escull acer inoxidable AISI-316L tant per l'interior com per a la superfície del bescanviador.

Les dades esmentades en l'anterior paràgraf anterior es col·loquen en el programa per tal de proporcionar-nos l'espessor recomenat de 1.23".

### **11.3. Disseny de bescanviadors de calor**

Els bescanviadors de calor són en general un equip utilitzat per tal de poder refredar o escalfar un fluid de procés, en el seu interior es produeix una transferència de calor entre dos fluids, dos gasos o la combinació d'aquests. Ambdós estan separats per una paret metàl·lica o per tubs que els separen i limiten la seva interacció a la transferència de calor.

Les aplicacions industrials dels bescanviadors de calor son molt amplies, caracteritzant-se per les seves operacions de transferència de calor:

- Bescanviador de calor: Té una funció doble, la de escalfar o refredar el fluid de procés.
- Condensadors: Son capaços de condensar un vapor (o mescla d'aquests).
- Cooler: La seva funció es la de refredar un fluid de procés sense tindre un canvi de fase en el seu interior.
- Escalfador: Produeix la funció inversa al "Cooler", es a dir, escalfa un fluid de procés sense produir-li el canvi d'estat.
- Vaporitzador: La seva funció es la inversa del Condensador, en aquest equip, s'escalfa el fluid de procés fins al seu canvi d'estat a vapor.

Els bescanviadors permeten una gran varietat de materials de construcció i tenen una elevada àrea de transferència en un equip molt compacte. La seva gran limitació correspon a les baixes pressions permissibles de treball i a la pèrdua de pressió donada pel pas dels fluids a través seu.

Per tal d'escollir el tipus de bescanviador a usar en els diferents punts de la planta per les condicions d'operació de cadascun, cal recorre a una selecció estandarditzada donada per "The tubular Exchanger Manufacturers Association (TEMA)". A continuació, en la figura XX, es mostren les diferents partís i possibles combinacions d'aquestes per determinar el tipus de bescanviador a usar:

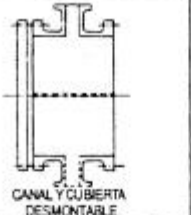
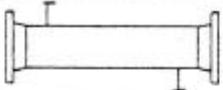

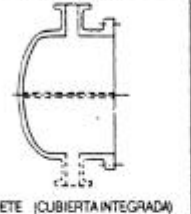
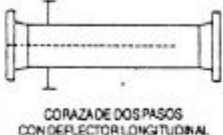







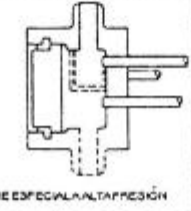
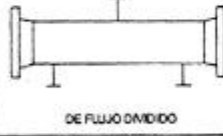

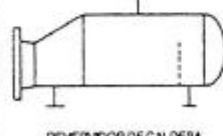

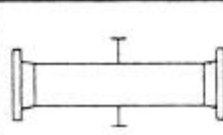


	TIPOS DE CABEZAL ESTACIONARIO, EXTREMO FRONTAL		TIPOS DE CORAZAS		TIPOS DE CABEZALES, EXTREMO POSTERIOR
<b>A</b>	 CANAL Y CUBIERTA DESMONTABLE	<b>E</b>	 CORAZA DE UN PASO	<b>L</b>	 DE ESPEJO FUO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "A"
<b>B</b>	 CASQUETE (CUBIERTA INTEGRADA)	<b>F</b>	 CORAZA DE DOS PASOS CON DEFLECTOR LONGITUDINAL	<b>M</b>	 DE ESPEJO FUO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "B"
<b>C</b>	 SOLÓ HAZ DE TUBOS DESMONTABLE CANAL INTEGRADO CON ESPEJO Y CUBIERTA DESMONTABLE	<b>G</b>	 DE FLUJO PARTIDO	<b>N</b>	 DE ESPEJO FUO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "C"
<b>N</b>	 CANAL INTEGRADO CON ESPEJO Y CUBIERTA DESMONTABLE	<b>H</b>	 DE FLUJO PARTIDO DOBLE	<b>P</b>	 CABEZAL FLOTANTE CON EMPAQUE EXTERIOR
<b>D</b>	 CIERRE ESPECIAL A LA ALTA PRESIÓN	<b>J</b>	 DE FLUJO DIVIDIDO	<b>S</b>	 CABEZAL FLOTANTE CON DISPOSITIVO DE APOYO
		<b>K</b>	 REHEVIDOR DE CALDERA	<b>T</b>	 CABEZAL FLOTANTE SIN CONTRABRIDA
		<b>X</b>	 FLUJO CRUZADO	<b>U</b>	 HAZ DE TUBO EN U
				<b>W</b>	 ESPEJO FLOTANTE SELLADO EXTERNAMENTE

Figura 11.3.1. Nomenclatura de cadascuna de les combinacions de parts d'un bescanviador de calor segons TEMA.

Aquest codi, estableix tres lletres per tal de definir cadascun dels tres components principals d'un bescanviador de calor. A continuació es detalla la principal funció de cadascuna de les parts:

- Tipus de capçals estacionaris:
  - Tipus A: Aquesta configuració permet tractar fluids bruts pel costat dels tubs. Es la configuració estàndard per a aquests tipus de fluids de procés, ja que permet desmuntar la tapa i per tant, la neteja dels tubs sense ser necessari desmuntar les connexions a procés.
  - Tipus B: Es la configuració estàndard per a fluids nets, ja que la seva neteja es complicada. Per tal de dur a terme la neteja, s'ha de desmuntar la unió del

capçal a la carcassa, com a conseqüència s'ha de aïllar les tuberies de procés connectades a aquest. Aquest tipus, permet treballar a pressions més elevades que el tipus A esmentat anteriorment.

- Tipus C: Conte una placa tubular soldada al capçal i esta embridat a la carcassa. Te es avantatges que presenta el tipus A, tot i que es difícil fer el manteniment corresponent. S'usa per a fluids perillosos en el costat dels tubs i que requereixen una neteja freqüent en la carcassa.
- Tipus N: Te una placa tubular soldada tant al capçal com a la carcassa, es a dir, no es pot desmuntar. S'usa quan es manipules fluids perillosos a la carcassa.
- Tipus D: Es tracta d'una configuració on el capçal es soldat a la placa tubular, es útil per a treballar amb pressions molt elevades, fins a 150 bar.
- Tipus de carcassa:
  - Tipus E: Es la mes comuna. Es tracta d'una carcassa amb un sol pas per on el fluid entra per un extrem i surt per l'altre.
  - Tipus F: Te un deflector longitudinal que divideix la carcassa en dos passos. S'usa en situacions amb creuament de temperatura o en casos on el cabal es molt baix pel costat de carcassa.
  - Tipus G: Consisteix en una carcassa de flux partit. S'usa normalment en evaporadors termosifons horitzontals. Tenen una placa central sense deflectors i estan limitat per una longitud d'intercanviadors de mes de 3m. La seva avantatge es la de tindre una menor pèrdua de carrega que el tipus E.
  - Tipus H: s'usa quan es requereixen longituds superiors a 3m i per tant, no es pot usar el tipus G. Es la combinació de dues carcasses tipus G en sèrie, i comparteixen la mateixa avantatge que el tipus mencionat.
  - Tipus J: S'anomena carcassa de flux dividit i també es usada per tal de minimitzar les pèrdues de carrega del bescanviador en el costat carcassa. El fluid de carcassa entra pel centre i es divideix en dos parts, on una surt per la dreta i l'altre per l'esquerra, recombinant-se a la sortida del intercanviador.
  - Tipus K: Es una carcassa de flux creuat, emprada en els evaporadors (Kettle). Es caracteritza principalment per presentar un espai per a l'ebullició del fluid de procés, i permet la seva separació del vapor. La carcassa es de dimensions superiors al resta de tipus mencionats.
  - Tipus X: Es una carcassa de flux creuat. El fluid entra per la part superior, travessa els tubs i surt per a la part inferior. La pèrdua de pressió es

extremadament baixa, fent atractiva aquesta configuració en el casos de condensació i refredament a baixa pressió.

- Tipus de capçal de retorn:
  - Tipus S: S'anomena capçal flotant amb dispositiu de recolzament, el diàmetre del capçal es major que la pròpia carcassa i s'ha de desmuntar per treure'l i netejar-lo.
  - Tipus T: S'anomena capçal flotant sense contrabrida, te la capacitat de desmuntar-se però necessita un major diàmetre de carcassa per a la mateixa superfície d'intercanvi.
  - Tipus U: El feix de tubs te forma de U, es el mes econòmic, però a l'hora de manteniment requereix un gran nombre de tubs en stock.

Per tal de fer el disseny dels bescanviadors a usar en la planta, s'usaran les diferents configuracions de cadascuna de les parts esmentades anteriorment:

- Bescanviador de carcassa i tubs: Bescanviador de capçal flotant, es el model mes comú, te una carcassa d'un sol pas i els tubs de doble pas amb canal i coberta desmuntables. A mes conte capça flotant, te desviacions transversals i plaques de recolzament. Les seves característiques son:
  - Permet el desmuntatge.
  - En comptes de dos passos en pot tindre 4, 6 o 8.
  - El flux es en contracorrent.
- Bescanviador tipus AKU: També es anomenat Kettler-Reboiler, es caracteritza per la seva configuració del cas, a mes te una distribució de tubs en U i el líquid bullidor es troba a la zona de carcassa i es manté a un nivell mínim per sobre dels tubs. El disseny permet que el vapor surti per la part superior del casc i el líquid entri calent per a la part inferior del equip.

### **11.3.1. Disseny d'intercanviadors de carcassa i tubs**

#### 11.3.1.1. Introducció

En aquest apartat es detallarà el procediment de disseny d'intercanviadors de calor de carcassa i tubs. Son el tipus de bescanviadors mes usats en la industria química, sobretot quan es volen arres grans de transmissió de calor. Consisteixen en una carcassa (Shell) cilíndrica a



l'interior de la qual hi ha allotjats molts (poden ser milers) tubs de petit diàmetre paral·lels entre ells. Els fluids estan perfectament aïllats entre ells, un dels dos fluids circula repartint el seu cabal per l'interior dels tubs; l'altre circula per l'espai que queda entre els tubs i la carcassa.

Les avantatges d'aquests equips es mostren a continuació.

- Caigudes de pressió moderades.
- Gran adaptabilitat en el disseny per a la transmissió de calor.
- Alta relació entre àrea de intercanvi i volum.
- Alt coneixement en les tècniques de formació i fabricació.
- Son de configuració senzilla.

Un disseny típic es mostra en la figura XX. Els dos extrems dels bescanviador s'anomenen caps. Cadascun d'ells disposa d'una boca. Per la part de l'esquerra entra i per la part dreta surt el fluid que circula per dins dels tubs. La carcassa te la part inferior dreta, una boca per la qual entra el fluid que circula per l'exterior dels tubs, sortint per la part superior esquerra. Entre els caps i la carcassa hi ha uns deflectors perforats on s'allotgen els fluids, que ocupen tota la longitud de la carcassa. Per evitar que els tubs es corbin (poden fer metres de llarg i tenen la paret molt fina perquè aquesta no oposi gairebé resistència a la transmissió de calor) i perquè es mantinguin sempre paral·leles i equidistants, hi ha a l'interior de la carcassa altres deflectors perforats perquè hi passin els tubs. Aquets deflectors no ocupen total la secció sono que deixen un pas per al fluid, que d'aquesta manera es veu obligat a circular mes sinuosament entre la carcassa i els tubs sense prendre camins preferents.

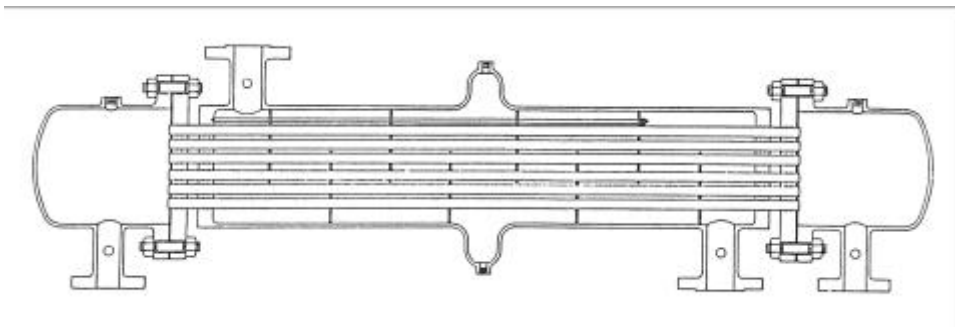


Figura 11.3.1.1.1. Esquema d'un bescanviador de carcassa i tubs.

Cal tindre previstes las grans dilatacions que es donen als bescanviadors a causa de les temperatures que estan obligats a suportar. En el bescanviador, com que la transmissió de calor es dona a traves de la paret lateral dels tubs, aquests son fets de materials amb alta conductivitat tèrmica, mentre que la carcassa es sol fer amb materials mes barats.

### Tipus de bescanviadors de carcassa i tubs

Actualment existeixen diferents tipus de bescanviadors de carcassa i tubs, entre els quals es destaquen els següents:

- **De tub fix:** Es el mes simple i barat. Consisteix en un feix de tubs fixats a uns plats circulars situats en els extrems de la carcassa. La seva principal desavantatge es la impossibilitat de retirar el feix de tubs pel seu manteniment.
- **De tubs en U:** En aquesta configuració el feix de tubs es disposa en forma de U, de tal forma que únicament es requereix un plat de subjecció en un dels extrems del bescanviador. El seu us es limita a fluids nets degut a la dificultat de manteniment d'aquests tipus de intercanviador.
- **De capçal flotant:** Son mes versàtils que els mencionats anteriorment, sent adequats per a altes diferències de temperatures i fluids bruts. En aquest cas, el capçal de subjecció no es fixe, pel que es pot retirar el feix e tubs per al seu adequat manteniment.

Els bescanviadors es dissenyen i construeixen d'acord amb les normes TEMA (Tubular Exchangers Manufacturers Association). A continuació es mostra en la figura 11.3.1.1.2 i 11.3.1.1.3 el bescanviador de carcassa i tubs amb les seves parts corresponents:

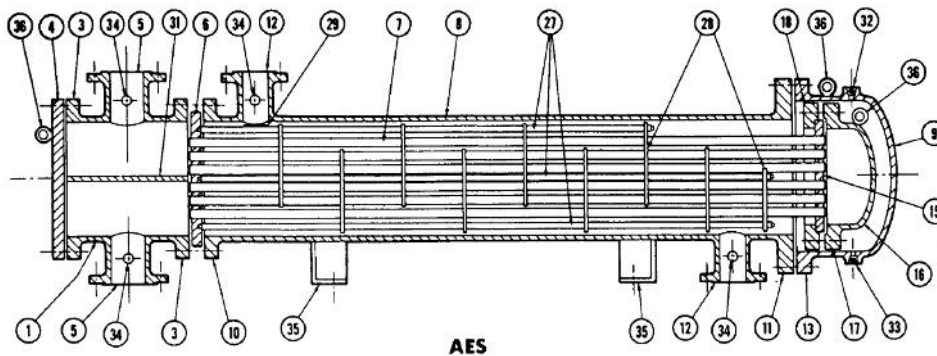


Figura 11.3.1.1.2. Esquema d'un bescanviador de carcassa i tubs amb l'enumeració de cadascuna de les parts.

Nomenclatura estándar 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		

Figura 11.3.1.1.3. Nomenclatura de les diferents parts del esquema el bescanviador de carcassa i tubs.

### 11.3.1.2. Mètode de disseny:

Pel disseny dels bescanviadors de calor de carcassa i tubs presents en la planta i també pels condensadors, s'usa el Mètode de Kern. A continuació es detallen els passos per tal de resoldre el mètode i, per tant, dissenyar el bescanviador. Com a exemple de càlcul s'usarà el bescanviador de carcassa i tubs E-201.

#### **11.3.1.2.1. Decisions:**

El primer a determinar en un bescanviador de calor es la circulació d'ambdós fluids, es a dir, quin es el fluid que circula per carcassa i quin circularà per tubs. Pel cas dels bescanviadors en els que no existeix canvi de fase, es tenen en compte les següents característiques:

Circularan pels tubs:

- Fluids amb major temperatura i pressió.
- Fluids mes tòxics.
- Fluid mes brut i corrosiu.

Circularan per carcassa:

- Fluid mes viscos.
- Fluid amb menor cabal.

En el cas dels bescanviadors en el que existeixi un canvi de fase, es tenen quatre possibles configuracions:

- Horitzontal, amb canvi de fase a la carcassa i refrigeració (o calentament) en el tubs.
- Horitzontal, amb canvi de fase als tubs i refrigeració ( o calentament ) a la carcassa.
- Vertical, amb canvi de fase en la carcassa i refrigeració (o calentament) en els tubs.
- Vertical, amb canvi de fase als tubs i refrigeració ( o calentament) en la carcassa.

Els mes comuns son els horitzontals amb canvi de fase en la carcassa, i els verticals amb canvi de fase en els tubs. En el cas que s'estudia es disposarà el dispositiu de forma horitzontal, amb el canvi de fase en el costat carcassa i calentament en els tubs. El fluid de procés anirà per carcassa a causa del menor cabal i menor temperatura, i el refrigerant/calentador anirà per tubs, ja que te una major pressió i temperatura.

Les propietats de cadascun dels fluids que circularan pel bescanviador de carcassa i tubs es mostren en la taula 11.3.1.2.1.1, mostrada a continuació:

**Taula 11.3.1.2.1.1. Resum de propietats de cadascun dels fluids que circulen pel bescanviador E-201.**

E-201	CARCASSA		TUBS	
	ENTRADA	SORTIDA	ENTRADA	SORTIDA
	Fluid de procés		Therminoyl 62	
Fase	L	V	L	
PM (kg/kmol)	31,06			
Cabal molar (kmol/h)	8,697	8,697		
Cabal massic total (Kg/s)	0,075035783	0,07503578		
Cabal vapor (kg/s)		0,07503578		
Cabal líquid (kg/s)	0,075035783			
Temperatura	T1	T2	t1	t2
	25	240	320	300
Pressió (Kpa)	101,325	101,325	200	200
Densitat (kg/m <sup>3</sup> )	644	0,7376	758	778
Viscositat (Kg/ms)	0,00017777	1,49E-05	0,000302	0,000366
Cp (KJ/kg°C)	3,385	2,29716677	2,48	2,45
Conductivitat (KW/m°C)	0,0001766	4,13E-05	0,0000976	0,0001004
Calor latent (KJ/kg)	657,7	807,1		

#### 11.3.1.2.2. Balanç tèrmic:

Un cop decidit la circulació del bescanviador es procedeix a realitzar el corresponent balanç tèrmic. Aquest ens dona una expressió que ens mostra que el calor cedit pel fluid calent, ha de ser igual al absorbit pel fluid fred.

$$q = M_s \cdot C_{ps} \cdot (T_1 - T_2) = m_t \cdot C_{pt} \cdot (t_1 - t_2) = 37.059 \text{ KW}$$

#### **Equació 11.3.1.2.2.1**

On:

Q: es el calor bescanviat (KW):

Subíndex S: Correspon a la carcassa (Shell).

Subíndex t: Correspon als tubs.

M,m: Cabal màssic (Kg/s).

$C_p$ : Capacitat calorífica (KJ/Kg°C)

$(T_1-T_2)$ : Diferencia de temperatures entre l'entrada i la sortida del fluid que es calenta.

$(t_1-t_2)$ : Diferencia de temperatures entre l'entrada i la sortida del fluid que es calenta.

En el cas de que existeixi un canvi d'estat (evaporació o condensació), al terme de calor sensible hi ha que sumar-li el corresponent calor cedit o absorbit mitjançant el canvi d'estat. Aquest es determina amb la següent expressió:

$$Q_l = m \cdot \lambda = 60.56 \text{ KW} \quad \textbf{Equació 11.3.1.2.2}$$

$Q_t$ : calor cedit (condensació) o absorbit (evaporació) per el sistema (KW);

$m$ : cabal màssic de la corrent evaporada o condensada (Kg/s);

$\lambda$ : calor latent de vaporització (KJ/Kg);

Per tant, el calor total bescanviat entre ambdós corrents quan existeix canvi de fase es:

$$q_{tot} = q + Q_1 \quad \textbf{Equació 11.3.1.2.3}$$

Per tal de cercar el calor total bescanviat, s'usen els paràmetres del fluid de procés proporcionats pel software HYSYS, així es possible el càlcul de "q" i "Q", per posteriorment trobar el cabal d'oli tèrmic necessari per a tractar el fluid de carcassa. En aquest cas mostrat, el calor bescanviat calculat es de:

$$q_{Total} = 97.621 \text{ KW}$$

Aleshores, igualant les equacions 11.3.1.2.2.1 i 11.3.1.2.2.3 i fixant un salt tèrmic en el fluid portador, juntament amb les propietats mostrades en la taula XX es determina el cabal màssic d'oli tèrmic necessari:

$$m_s = \frac{q_{Total}}{Cp_s(T_2 - T_1)} \quad \textbf{Equació 11.3.1.2.4}$$

**11.3.1.2.2.1. Càlcul de DTML.**Decisió del tipus de circulació.

Es necessari determinar el sentit de circulació d'ambdós fluids dintre del bescanviador de calor. Les marxes de cadascun dels fluids poden ser en paral·lel o en contracorrent. La decisió del sentit de la marxa es determina amb el càlcul de DTML, aleshores el que dongui un valor més gran d'aquesta variable, es el que bescanvia més calor i per tant, el millor tipus de circulació en el cas que s'estudia.

El càlcul numèric per cadascun dels sentits e circulació, es dona per mitja de les següents equacions:

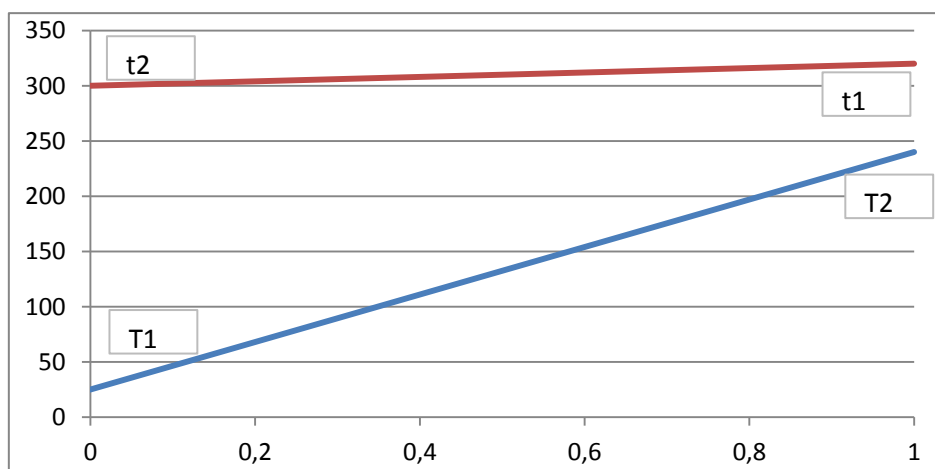
- Circulació en contracorrent:

$$DTML = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad \text{Equació 11.3.1.2.2.1.1}$$

- Circulació en paral·lel:

$$DTML = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad \text{Equació 11.3.1.2.2.1.1}$$

S'ha determinat que el sentit en contracorrent proporciona una millor DTML, per tant, es fixa aquest sentit de circulació. El seu càlcul amb la corresponent gràfica mostra l'evolució de les temperatures d'ambdós fluids en el bescanviador de calor:



**Figura 11.3.1.2.2.1.1. Representació de la variació de temperatura del fluid portador i del fluid de procés durant la seva circulació en contracorrent al llarg del bescanviador de carcassa i tubs.**

On el valor obtingut es:

$$DTML = 157.92^{\circ}C$$

#### **11.3.1.2.2.2. Decisió del nombre de passos per carcassa i per tubs:**

En aquesta secció es determinarà el nombre de passos del fluid per carcassa i per tubs, el nombre de passos per tub generalment pot variar entre 1 i 16. Si es te mes d'un pas per carcassa, el nombre mínim de passos per tubs serà el valor del nombre de passos per carcassa multiplicat per dos. Les variables es designen segons:

- nt: nombre de passos per tub.
- ns: nombre de passos per carcassa.

Per tal de realitzar la primera iteració en el càlcul del dimensionament del bescanviador de calor, es suposa que tant el nombre de passos per tub i per carcassa es 1.

En el cas mostrat, es seleccionen 6 passos per tub i un per carcassa.

#### **11.3.1.2.2.3. Correcció DTML, (DTML)<sub>c</sub>**

Per tal de corregir el DTML, s'usa un factor de correcció que correspon a la variable "F", aquest factor s'avalua gràficament. Es funció del nombre de passos per tubs i per carcassa, juntament amb les temperatures d'entrada i de sortida del bescanviador. Per a un sol pas per carcassa i per tubs no cal realitzar la correcció de DTML.

Per tal d'avaluar gràficament el valor de F, es requereix el càlcul de les següents constants:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_1 - t_2} = 10.75 \quad \text{Equació 11.3.1.2.2.3.1}$$

On:

$t_1$ : Temperatura d'entrada del fluid del tub (°C).

$t_2$ : Temperatura de sortida del fluid del tub (°C).

$T_1$ : Temperatura d'entrada del fluid de carcassa (°C).

$T_2$ : Temperatura de sortida del fluid de carcassa (°C).

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.0677 \quad \text{Equació 11.3.1.2.2.3.2}$$



Un cop es coneixen les constants, es fa us del següent gràfic per a la avaluació del factor de correcció "F". Aquest ve donat pel nombre de passo per tub i per carcassa, sent el nombre de passos per tub de 2 i el de carcassa pren el valor de 1:

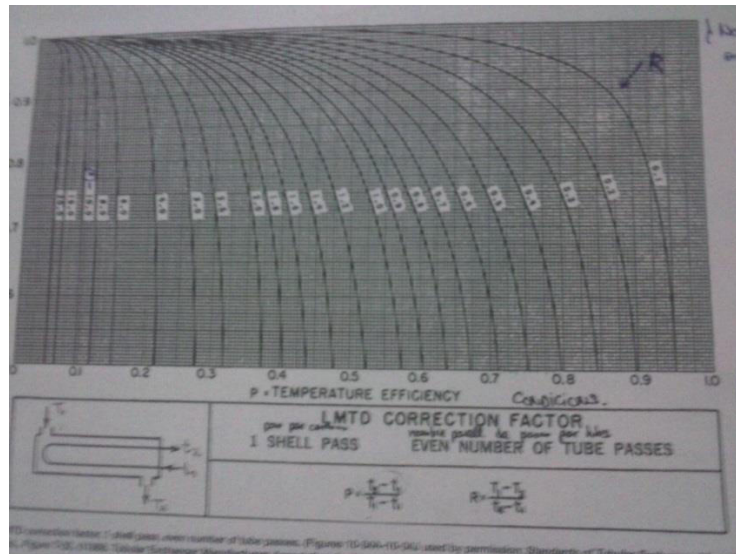


Figura 11.3.1.2.2.3.1. Representació del factor de correcció de DTML.

Tal i com es contempla en la figura 11.3.1.2.2.3.1 mostrada anteriorment, el valor del factor de correcció de DTML pren un valor de 0.99.

Un cop el factor de correcció es conegut, cal fer-ne la següent distinció:

- Si  $F > 0.85$ , cal corregir DTML.
- Si  $F < 0.85$ , Cal augmentar el nombre de passos per carcassa (ns).

Finalment, fent l'ús de la següent equació es corregeix el valor de DTML:

$$(DTML)_c = DTML \cdot F = 156.3481 \text{ } ^\circ\text{C} \quad \text{Equació 11.3.1.2.2.3.3}$$

### 11.3.1.2.3. Selecció del bescanviador

#### 11.3.1.2.3.1. Suposició del coeficient global de transferència de calor inicial, U.

Per tal de tindre un valor amb el qual començar el càlcul del bescanviador de calor, es parteix d'un valor inicial obtingut a partir de les dades bibliogràfiques en funció dels fluids que hi circulen. Aquestes dades es proporcionen en la figura 11.3.1.2.3.1.1 o per mitja de la figura 11.3.1.2.3.1.2 mostrats a continuació:

Shell and tube exchangers		
Hot fluid	Cold fluid	$U$ ( $W/m^2\cdot C$ )
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapours	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapours	Water	1000–1500
Organic vapours	Water	700–1000
Organics (some non-condensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporisers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Figura 11.3.1.2.3.1.1. Coeficient globals de transferència d'energia entre la carcassa i els tubs per a diferents combinacions entre el fluid portador i el fluid de procés.

Amb aquesta taula, es pot seleccionar la combinació de fluids que es troben en el bescanviador per tal d'escollir el coeficient global de transferència de calor. En el nostre cas es té oli tèrmic d'alt poder calorífic i un vapor orgànic a baixa pressió (al ser un canvi de fase tant ràpid, es suposa que en tot el bescanviador hi ha únicament vapor, el canvi de fase es fa ràpidament a l'entrada del bescanviador). Aquesta combinació no apareix en aquesta taula, així doncs s'usa el següent gràfic per tal de cercar el valor de "U":

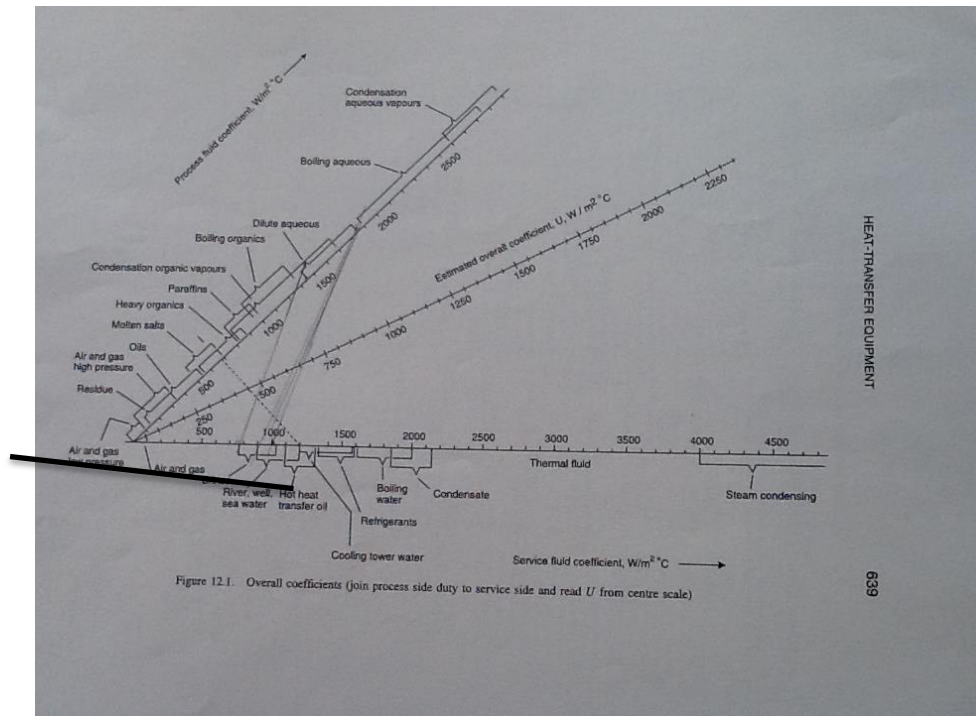


Figura 11.3.1.2.3.1.2. Taula per a cercar el valor del coeficient global de transferència de calor per a diferents fluids portadors i fluids de procés.

En aquest cas si que apareixen els fluid que es tenen en el bescanviador, aquests corresponen:

- Oli tèrmic d'alt poder calorífic:  $U = 1300 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} = 1.3 \frac{KW}{m^2 \cdot ^\circ C}$
- Per al vapor a baixa pressió:  $U = 100 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} = 0.1 \frac{KW}{m^2 \cdot ^\circ C}$

L' intersecció d'ambdós coeficients de transferència seleccionats amb la línia divisòria del triangle, proporcionarà el valor inicial de "U":

$$U = 75 - 100 W/m^2 \cdot ^\circ C$$

### 11.3.1.2.3.2. Càlcul del àrea total de bescanvi.

En aquest apartat es procedeix al àrea de bescanvi necessària per a assolir el flux de calor requerit a partir del coeficient de transferència de calor i el DTML d'ambos fluids que circulen per l'interior del bescanviador. Per tal de conèixer el seu valor es fa us de la següent equació:

$$A = \frac{q}{U(DTML)_c} \rightarrow \begin{cases} q: \text{calor total bescanviat [KW]} \\ U: \text{coeficient transf. materia} \left[ \frac{KW}{m^2 \cdot ^\circ C} \right] \\ (DTML)_c: \text{DTML corregida [}^\circ C \text{]} \end{cases} \rightarrow A = 6.244 m^2$$

### Equació 11.3.1.2.3.2.1

### **11.3.1.2.3.3. Selecció de les característiques dels tubs.**

A continuació s'han de fixar els valors de les dimensions dels tubs, aquests son:

- L: longitud (m).
- $D_E$ : diàmetre extern (m).
- $\Delta x$ : espessor del tub (m).

Amb aquests tres paràmetres, es pot calcular el diàmetre interior dels tubs  $D_I$  per mitja de la següent equació:

$$D_I = D_E - 2 \cdot \Delta x \quad \textbf{Equació 11.3.1.3.3.1.1}$$

El diàmetre extern sol oscil·lar entre 16-50 mm. Generalment s'utilitzen tubs de diàmetres petits, degut a que l'equip sol ser més econòmic i compacte, encara que els tubs més amples son més fàcils de netejar per mitja de mètodes mecànics i s'utilitzaran per a fluids que tinguin gran risc de produir incrustacions.

La longitud preferida pels tubs sol oscil·lar entre els 6-16 peus ( 1.83-2.44-3.66-4.88-6.1-7.32 m segons la normativa TEMA). Per a una superfície donada, l'ús de tubs llargs reduirà el diàmetre de carcassa. Aquesta elecció generalment s'associa a un preu menor, particularment per a pressions altes del costat de carcassa.

Cal esmentar que a la longitud total del tub hi ha que restar un valor de 5 cm, corresponent a la connexió del tub amb el capçal (2.5 cm a cada costat del bescanviador de calor).

El gruix es funció de la pressió interna i del factor de corrosió, aquest es fixa usant la següent taula, que proporciona els valors estandarditzats dels diàmetres típics de canonades:

Tamaño nominal de tubería pulg.	Diámetro exterior cm	Núm. de catá- logo	Espesor de pared cm	Diámetro interior cm	Área de la sección transversal de metal cm <sup>2</sup>	Área de la sección interior dm <sup>2</sup>	Circunferencia m, O superficie m <sup>2</sup> /m de longitud		Capacidad para la velocidad de 1 m/seg litros/min	Peso de tubería kg/m
							Exterior	Interior		
1/8	1,029	40	0,173	0,683	0,465	0,00372	0,0323	0,0215	2,198	0,36
		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	0,00689	0,0430	0,0290	4,032	0,63
		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
		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
		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
		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
		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
		80	0,485	3,246	5,684	0,08277	0,1326	0,1021	49,65	4,47
1%	4,826	40	0,368	4,089	5,161	0,13136	0,1515	0,1283	78,79	4,05
		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
		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
		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
		80	0,762	7,366	19,46	0,42613	0,2792	0,2313	255,7	15,25
3%	10,16	40	0,574	9,012	17,29	0,63822	0,3191	0,2832	382,7	13,56
		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
		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
		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
		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
		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
		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
		80	1,748	28,890	168,2	6,5550	1,0174	0,9083	3933	131,8

Figura 11.3.1.3.3.1.1. Normativa TEMA per a l'elecció dels diàmetres de tubs.

Per tal de començar els càlculs, un bon valor del diàmetre exterior es el de 19mm. A causa de les iteracions realitzades, es van fixant altres diàmetres exteriors, i amb l'ús de la taula XX mostrada, es pot determinar l'espessor requerit per al diàmetre seleccionat.

Després de diverses iteracions els valors usats per el bescanviador de calor es mostren a continuació:

$$L = 1.83 \text{ m}$$

$$D_i = 0,02092 \text{ m}$$

$$\Delta x = 0,00224 \text{ m}$$

$$D_e = 0,0254 \text{ m}$$

**11.3.1.2.3.4. Distribució dels tubs.**

La distribució dels tubs segueix tres esquemes típics:

- Triangular.
- Quadrat.
- Romboïdal.

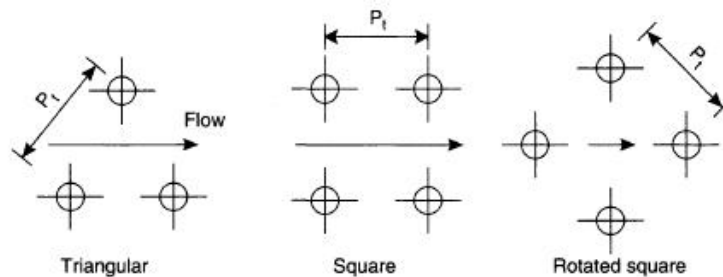


Figura 11.3.1.2.3.4.1. Diferents distribucions dels tubs en el bescanviador.

Amb això, es defineix Pitch a la distància entre els centres de dos tubs consecutius. El Pitch triangular i romboïdal proporcionen altes velocitats e transferència de calor, però en canvi la pèrdua de pressió es elevada comparada amb el Pitch quadrat. El Pitch quadrat s'usa quan es necessita una neteja mecànica pel costat de carcassa.

En el cas del bescanviador que s'està dissenyant, s'ha usat la configuració en Pitch triangular.

El Pitch recomanat es de 1.25 cops el diàmetre extern del tub, per tant, es calcula de la següent forma:

$$Pitch = 1.25 \cdot D_E = 0.03175$$

**11.3.1.2.3.5. Càlcul del nombre de tubs,  $N_t$ .**

Procedint amb el càlcul del bescanviador, un cop escollit el pitch, es calcularà el nombre de tubs necessaris del bescanviador corresponent.

A partir dels valors del diàmetre extern dels tubs i de la longitud suposats, es pot calcular l'àrea de bescanvi d'un tub per mitja de la següent equació:

$$A_t = \pi \cdot D_E \cdot L \rightarrow \begin{cases} D_E: \text{diameter extern [m]} \\ L: \text{longitud [m]} \end{cases} \rightarrow A_t = 0.146 \text{ m}^2$$

**Equació 11.3.1.2.3.5.1**

Amb l'àrea total de bescanvi (A) i la calculada amb l'equació 11.3.1.2.3.5.1 es cerca el nombre de tubs ( $N_t$ ):

$$N_t = \frac{A}{A_{tub}} \rightarrow \begin{cases} A: \text{area total de bescanvi [m}^2\text{]} \\ A_t: \text{area d'untub [m}^2\text{]} \end{cases} \rightarrow N_t = 42.75 \rightarrow 48$$

**Equació 11.3.1.2.3.5.2**

**11.3.1.2.3.6. Càlcul del diàmetre del feix de tubs.**

Per tal de conèixer el diàmetre de carcassa, fa falta conèixer el diàmetre del feix de tubs ( $D_b$ ) que cal situar a l'eix x. El diàmetre de feix de tubs, depèn tant del nombre de passos per tub, com el nombre de tubs i del pitch escollit. Aquest es pot calcular amb la següent equació:

$$D_b = D_e \left( \frac{N_t}{K_1} \right)^{\frac{1}{n_1}} = 0.2755 \text{ m}$$

**Equació 11.3.1.2.3.6.1**

On:

$N_t$ : Nombre de tubs.

$D_b$ : diàmetre del feix de tubs (m).

$D_e$ : diàmetre exterior dels tubs (m).

$K_1$  i  $n_1$  son funció del pitch escollit i del nombre de passos per tubs. El seu valor ve donat per la taula mostrada a continuació:

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

Figura 11.3.1.2.3.6.1. Valors dels paràmetres en funció del nombre de passos per tub.

En el nostre cas el nombre de passos per tub es de 6, i el pitch seleccionat es el triangular. D'aquesta forma els valors de  $K_1$  i  $n_1$  son 0.0743 i 2.499 respectivament.

Cal esmentar que el diàmetre de feix de tubs es major per pitch quadrat que triangular i augmenta al augmentar el numero de passos per tub.

#### **11.3.1.2.3.7. Selecció del diàmetre de carcassa.**

Els diàmetres típics de carcassa solen oscil·lar entre els 150 i 1520 mm. Per tal de calcular el diàmetre de carcassa s'ha de sumar al diàmetre de feix de tubs, l'espai que ha d'existir entre el feix de tubs i la paret externa de la carcassa que dependrà bàsicament del tipus de carcassa utilitzada. Aquest espai es pot calcular, segons el tipus de carcassa, a partir de la figura 11.3.1.2.3.7.1mostrada a continuació. El tipus de carcassa que es contempen en la figura corresponen als que s'especifiquen a continuació:

Taula 11.3.1.2.3.7.1. Diferents tipus de carcassa.

<b>Fixed and U-tube</b>	Tipus U/L/M/N
<b>Outside packed head</b>	Tipus P
<b>Split-ring floating head</b>	Tipus S/W
<b>Pull-trough floating head</b>	Tipus T

El pas per carcassa mes utilitzat es el simple. Generalment, s'utilitzen dos passos per carcassa quan la diferencia de temperatures entre la carcassa i el tub no sigui adequada utilitzant un sol pas. Les carcasses de flux dividit (divided flow) i les de flux segmentat (Split flow) s'usen per reduir la pèrdua de pressió, ja que normalment aquest factor influeix mes que la pròpia transferència de calor com a factor de disseny.

El tipus de carcassa escollida per a la realització dels càlculs es la tipus T.



Per tal de calcular el diàmetre de carcassa s'usa la següent equació:

$$D_s = D_b + (D_{Is} - D_b) = 0.3635 \text{ m} \quad \text{Equació 11.3.1.2.3.7.1}$$

On:

$D_s$ : Diàmetre de carcassa (m).

$D_{Is}-D_b$ : Diferència entre el diàmetre intern de la carcassa i el diàmetre del feix e tubs (m). Aquest terme s'avalua per mitja de la figura mostrada a continuació, cal tenir en compte que la variable que representa l'eix de les y no es directament el diàmetre de carcassa, sinó la diferència:

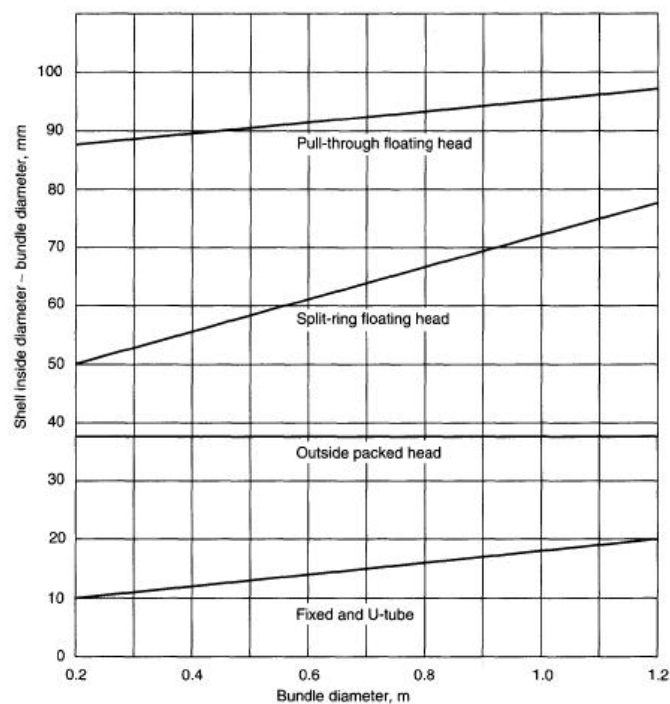


Figura 11.3.1.2.3.7.1. Gràfic per cercar el valor del diàmetre de carcassa.

Pel cas tractat, el del bescanviador E-201:

$$D_s - D_b = 90 \text{ mm} = 0.09 \text{ m}$$

#### **11.3.1.2.3.8. Comprovació de la relació $L/D_s$ .**

Abans de poder continuar amb el disseny del bescanviador de calor, cal comprovar que el quocient entre la longitud dels tubs i el diàmetre de carcassa estigui compres entre 4 i 6m.

- Si  $L/D_s$  esta compres entre 4 i 6 es passarà al següent punt.

- Si  $L/D_s < 4$ , es suposa un valor més gran de  $L$  i es torna al punt 5.5.
- Si  $L/D_s > 6$ , es suposa un valor més petit de  $L$  i es torna al punt 5.5.

Es pot comprovar que en el cas en el que es treballa, la relació entre longitud dels tubs i diàmetre de carcassa es troba dins del rang seleccionat, per tant, es pot procedir amb el càlcul del bescanviador de carcassa i tubs:

$$\frac{L}{D_s} = 5.033$$

#### **11.3.1.2.3.9. Selecció del nombre de passos per tub mitjançant velocitats típiques de circulació de fluids.**

Es calcula la velocitat de pas del fluid per tubs segons la següent expressió:

$$v_t = \frac{m_t}{\rho \cdot A_{pas \ 1 \ tub} \cdot N_{tp}} \quad \text{Equació 11.3.1.2.3.9.1}$$

On:

$m_t$ : cabal màssic de fluid que circula pels tubs (Kg/s).

$\rho_t$ : densitat del fluid que circula pels tubs (Kg/m<sup>3</sup>).

$A_{pas \ 1 \ tub}$ : àrea de pas del fluid per un solt tub. Es calcula com:

$$A_{pas \ 1 \ tub} = \frac{\pi}{4} \cdot D_f^2 = 0.000344 \ m^2 \quad \text{Equació 11.3.1.2.3.9.2}$$

$N_{tp}$ : nombre de tubs per pas. Es calcula com:

$$N_{tp} = \frac{N_t}{n_{pt}} = 8 \quad \text{Equació 11.3.1.2.3.9.3}$$

On:

$N_t$ : nombre total de tubs.

$n_{pt}$ : nombre de passo per tub.

La velocitat típica obtinguda, es compara amb els valors de les velocitats típiques de la bibliografia consultada (Coulson & Richardson's, 3rd Edition, 1999):

- Líquids per tub:

- Líquid de procés, entre 1 i 2 m/s, amb un màxim de 4 m/s per tal d'evitar l'embrutiment.
- Aigua, entre 1.5 i 2.5 m/s.
- Líquid per carcassa, entre 0.3 i 1 m/s.
- Vapors: depenen de la pressió d'operació i la densitat del gas. En el següent rang, els valors mes baixos corresponen als vapors amb pes molecular mes alt:
  - Buit: 50-70 m/s.
  - Pressió atmosfèrica: 10-30 m/s.
  - Alta pressió: 5-10 m/s.

Pel bescanviador de calor E-201, el valor de la velocitat de circulació del fluid per tub es de:

$$v_t = 0.9376 \text{ m/s}$$

Al tractar-se d'un líquid a pressió atmosfèrica, es comprova que entra dins del rang abans esmentat.

Si la velocitat obtinguda per mitja de l'equació XX, no estigues dins del rang proporcionat per la bibliografia, s'agafa un nou valor de la velocitat (dins del rang) i es re calcula  $N_{tp}$  i també el  $n_{tp}$  per mitja de les següents equacions:

$$N_{tp} = \frac{m_t}{\rho \cdot A_{pas \ 1 \ tub} \cdot v_{biblio}} \quad \text{Equació 11.3.1.2.3.9.4}$$

$$n_{pt} = \frac{N_t}{N_{tp}} \quad \text{Equació 11.3.1.2.3.9.5}$$

Cal recordar que el nombre de passos per tub ha de ser parell, per tant, si es necessari cal arrodonir el valor obtingut amb l'equació 11.3.1.2.3.9.5 mostrada anteriorment.

Si aleshores varia el nombre de passos per tub, pot ser que calgui corregir la DTML novament mitjançant el factor de correcció F. Si cal corregir la DTML, caldrà retornar a la correcció d'aquesta. Si no s'ha de corregir es continua amb el càlcul el disseny del bescanviador.

#### **11.3.1.2.3.10. . Determinació del nombre de pantalles deflectores i separació entre elles.**

Hi ha dos paràmetres que determinen les característiques geomètriques de les pantalles deflectores:

- a) Altura lliure de la pantalla (Baffle Cut), correspon a l'espai que queda entre la pantalla i la carcassa, per on passarà el fluid del costat de carcassa. S'expressa com a un percentatge que oscil·la entre el 15-45% del diàmetre de carcassa, sent el rang òptim els valors entre 20-25%.
- b) L'espaiat entre pantalles ( $I_B$ ) que oscil·la entre 0.2 i 1 cops el diàmetre de carcassa, essent el rang òptim entre el 0.3 i 0.5 vegades el diàmetre de carcassa, si es te un canvi de fase el valor s'aproxima mes a 1 com es el cas de condensadors.

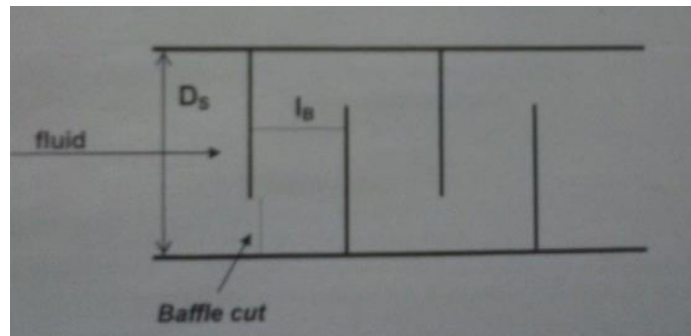


Figura 11.3.1.2.3.10.1. Representació de les variables d'espaiat entre pantalles, Baffle-Cut i diàmetre de carcassa.

El Baffle cut usat en el bescanviador es del 45% del diàmetre de carcassa, i l'espaiat entre pantalles li correspon un valor de 0.2 vegades el diàmetre de carcassa. Aleshores el nombre de pantalles es de:

$$\text{Nombre de pantalles} = \left(\frac{L}{I_B}\right) - 1 = 24.16$$

**Equació 11.3.1.2.3.10.1**

On:

$$I_B = 0.2 \cdot D_S = 0.0727 \quad \text{Equació 11.3.1.2.3.10.2}$$

$$\text{Baffle cut} = 1.45 \cdot D_S = 0.527 \quad \text{Equació 11.3.1.2.3.10.3}$$

Els valors obtinguts d'aquests paràmetres afecten directament la velocitat de circulació en el costat de carcassa, tal i com es comprovarà mes endavant.

**11.3.1.2.4. Correcció del valor de U del bescanviador**

Com que l'àrea de bescanvi necessària pot haver-se modificat a causa d'arrodoniments en el numero de tubs necessaris, per tant, es re calcularà aquesta àrea i el valor del coeficient global de transferència de calor.

En aquest cas per al càlcul del àrea total de bescanvi, es tindrà en compte el numero total de tubs  $N_t$ :

$$A = N_t \cdot \pi \cdot L \cdot D_E = 7.009 \text{ m}^2 \quad \text{Equació 11.3.1.2.4.1}$$

Aleshores es re calcula el coeficient global de transmissió de calor segons:

$$U = \frac{q}{A \cdot (DTML)_c} = 0.089 \frac{KW}{\text{m}^2 \cdot ^\circ C} \quad \text{Equació 11.3.1.2.4.2}$$

**11.3.1.2.5. Determinació de U del bescanviador a partir del càlcul dels coeficients individuals i factors d'embrutiment sense canvi de fase.**

En el bescanviador de carcassa i tubs E-201 estudiat, es produeix un canvi de fas del líquid de procés, el que aquest es tant sobtat que es suposarà que es vapor directament, ja que sinó no els coeficients individuals i global de transferència de calor no entrarien dins dels límits de permissibilitat.

**11.3.1.2.5.1. Coeficient de convecció del costat de tub sense canvi d'estat.**

Per tal de determinar el coeficient individual de transmissió de calor sense que es produeixi un canvi de fase en el interior del bescanviador de calor a dissenyar es procedeix de la següent forma.

**Secció de pas.**

A continuació es calcula l'àrea de pas d'un tub usant la següent expressió:

$$A_{pas \ 1 \ tub} = \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 = 0.000343 \text{ m}^2 \quad \text{Equació 11.3.1.2.5.1.1}$$

Aleshores es procedeix a calcular l'àrea de pas de tots els tubs tenint en compte el nombre de tubs i el nombre de pas per tubs:

$$A_{pas\ total} = N_t \cdot \frac{A_{pas\ 1\ tub}}{n_{pt}} = 0.00275\ m^2 \quad \text{Equació 11.3.1.2.5.1.2}$$

#### Cabal màssic per unitat d'àrea: densitat de flux màssic ( $G_{tub}$ ).

La relació entre el cabal màssic per àrea, s'anomena densitat de flux màssic. El seu càlcul es dona per mitja de la següent expressió:

$$G_{tub} = \frac{m_t}{A_{pas\ total}} = \begin{cases} G_{tub}: \text{densitat de flux massic} \left[ \frac{Kg}{m^2 \cdot s} \right] \\ m_t: \text{cabal massic en} \left[ \frac{Kg}{s} \right] \end{cases} \rightarrow G = 720.1 \frac{Kg}{m^2 \cdot s}$$

#### Equació 11.3.1.2.5.1.3

#### Càlcul del nombre de Reynolds i de Prandtl.

Es calculen els nombres de Reynolds i Prandl per tal de determinar el paràmetre  $j_h$  i posteriorment els coeficients de transferència de matèria.

$$Re_{tubo} = \frac{D_i \cdot G_{tubo}}{\mu} = 4.51e + 4 \quad \text{Equació 11.3.1.2.5.1.4}$$

$$Pr_{tubo} = \frac{C_p \cdot \mu}{k} = 8.316 \quad \text{Equació 11.3.1.2.5.1.5}$$

#### Càlcul del coeficient individual de transmissió de calor al costat del tub.

Es requereix el càlcul del factor de transferència de calor  $j_h$ , Aquest es troba amb el nombre de Reynolds abans calculat i la relació L/D, situant aquestes variables en la figura mostrada a continuació.

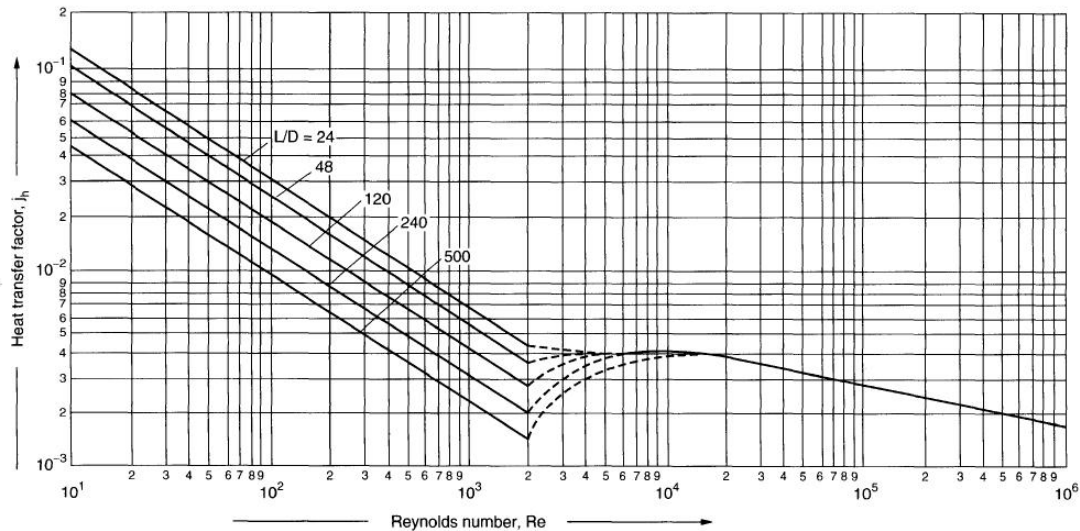


Figure 12.23. Tube-side heat-transfer factor

Figura 11.3.1.2.5.1.1. Gràfica per a cercar el valor de  $j_h$ , es funció del Reynolds i de la relació L/D

La gràfica 11.3.1.2.5.1.1 depèn de la relació de longitud i diàmetre per a Reynolds baixos, a partir de Reynolds superiors a 10000, el factor de transferència de calor es pot calcular amb una correlació:

$$j_h = 0.027 \cdot Re_t^{-0.2} = 0.0032$$

Per a un primer càlcul, es menysprea els efectes de la variació de la viscositat amb la temperatura, es a dir, la viscositat del fluid en el si de la carcassa i la viscositat del fluid en la paret dels en contacte amb els tubs son iguals (el quocient de viscositats es de 1).

$$h_t = j_h \cdot Re \cdot Pr^{0.33} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right) \cdot \frac{k}{D_i} = 1374.06 \frac{KW}{m^2 \cdot ^\circ C} \quad \text{Equació 11.3.1.2.5.1.6}$$

On:

$h_t$ : Coeficient individual de transmissió de calor al costat del tub ( $KW/m^2 \cdot ^\circ C$ ).

$\mu$ : Viscositat del fluid que circula pel tub ( $Kg/ms$ ).

$\mu_w$ : Viscositat del fluid a la temperatura de la paret ( $Kg/ms$ ).

$k$ : Conductivitat del fluid que circula pel tub ( $KW/m \cdot ^\circ C$ ).

Un cop es calcula el valor del coeficient de transferència de calor, s'ha de comprovar que cau dins dels rangs típics del fluid i del seu estat físic:

Taula 11.3.1.2.5.1.2. Coeficient individuals de transmissió de calor.

Component	Coeficient individual de transmissió de calor $h_0$ (W/m <sup>2</sup> °C)
<b>Sense canvi de fase</b>	
Aigua	1500-12000
Gasos	15-300
Dissolvents orgànics	250-3000
Olis	50-700
<b>Condensació</b>	
Vapor	5000-18000
Dissolvents orgànics	750-3000
Olis lleugers	1000-2400
Olis pesats	100-300
Amoníac	2500-6000
<b>Evaporació</b>	
Aigua	4000-1200
Amoníac	750-1800
Dissolvents orgànics	500-1800
Olis lleugers	50-300
Olis pesats	1000-2400

En el cas en el que s'està mostrant, el bescanviador E-201 conte Therminoyl 62 que circula per carcassa i oli tèrmic d'alt poder calorífic pels tubs. S'ha de comprovar que el valor obtingut es trobi dins dels valors límits establerts, que pel cas de dissolvents orgànics es troba compres entre 250-3000 W/m<sup>2</sup>°C. Per tant, tal i com es comprova amb la solució de l'equació 11.3.1.2.5.1.6, el coeficient individual de transmissió de calor es considera correcte.

#### **11.3.1.2.5.2. Càlcul del coeficient de convecció del costat de carcassa.**

Es procedeix de forma similar al càlcul del coeficient individual del costat de tubs, els passos per a cercar el paràmetre desitjat es detallen a continuació:

#### **Càlcul del àrea transversal de la carcassa.**

$$A_{ST} = \frac{l_B \cdot D_s \cdot (\text{pitch} - D_E)}{\text{pitch} \cdot n_{ps}} = 0.005288 \text{ m}^2 \quad \text{Equació 11.3.1.2.5.2.1}$$

On

$A_{ST}$ : àrea transversal de la carcassa (m<sup>2</sup>).

$n_{ps}$ : numero de passos per carcassa.



Pitch:  $1.25 \cdot D_E$ .

**Càlcul del cabal màssic per unitat d'àrea ( $G_s$ ) i de la velocitat de fluid de carcassa ( $v_s$ ).**

$$G_s = \frac{M_s}{A_{ST}} = 14.193 \frac{Kg}{m^2 \cdot s} \quad \text{Equació 11.3.1.2.5.2.2}$$

$$v_s = \frac{M_s}{A_{ST} \cdot \rho_s} = 19.24 \frac{m}{s} \quad \text{Equació 11.3.1.2.5.2.3}$$

On:

$G_s$ : cabal màssic per unitat d'àrea ( $Kg/sm^2$ ).

$V_s$ : velocitat de circulació del fluid per la carcassa (m/s).

Un cop calculada la velocitat del fluid per la banda de la carcassa, es recorda que aquest valor ha d'estar compres entre 10-30 m/s.

**Càlcul del diàmetre equivalent de la carcassa.**

El diàmetre equivalent de la carcassa, es funció del Pitch segons les equacions presentades a continuació:

- Per pitch triangular:

$$d_{eq} = \frac{1,10}{D_E} \cdot (\text{pitch}^2 - 0,917 \cdot D_E^2) = 0.018 m$$

**Equació 11.3.1.2.5.2.4**

- Per pitch quadrat:

$$d_{eq} = \frac{1,27}{D_E} \cdot (\text{pitch}^2 - 0,785 \cdot D_E^2)$$

**Equació 11.3.1.2.5.2.5**

**Càlcul del nombre de Reynolds i de Prandlt del costat de la carcassa.**

Les equacions es mostren a continuació:

$$Re_s = \frac{d_{eq} \cdot G_s}{\mu_s} = 1.71e + 4 \quad \text{Equació 11.3.1.2.5.2.6}$$

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k} = 8.31e - 1 \quad \text{Equació 11.3.1.2.5.2.7}$$

**Càlcul del coeficient individual de transmissió de calor del costat carcassa.**

$$h_s = j_h \cdot Re \cdot Pr^{0,33} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \cdot \frac{k}{d_{eq}} = 0.129 \frac{KW}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

**Equació 11.3.1.2.5.2.8**

On:

$h_s$ : coeficient individual de transmissió de calor del costat de la carcassa (KW/m<sup>2</sup>°C).

$\mu_w$ : viscositat del fluid de procés a la temperatura de la paret (Kg/ms).

$k$ : conductivitat tèrmica del fluid que circula per la carcassa (KW/m°C).

Igual que en el coeficient de costat de tubs  $h_t$ , es suposa que el quocient entre viscositats es 1. Pel càlcul del factor de transmissió de calor, s'usa la següent gràfica, on aquest es funció del Baffle Cut:

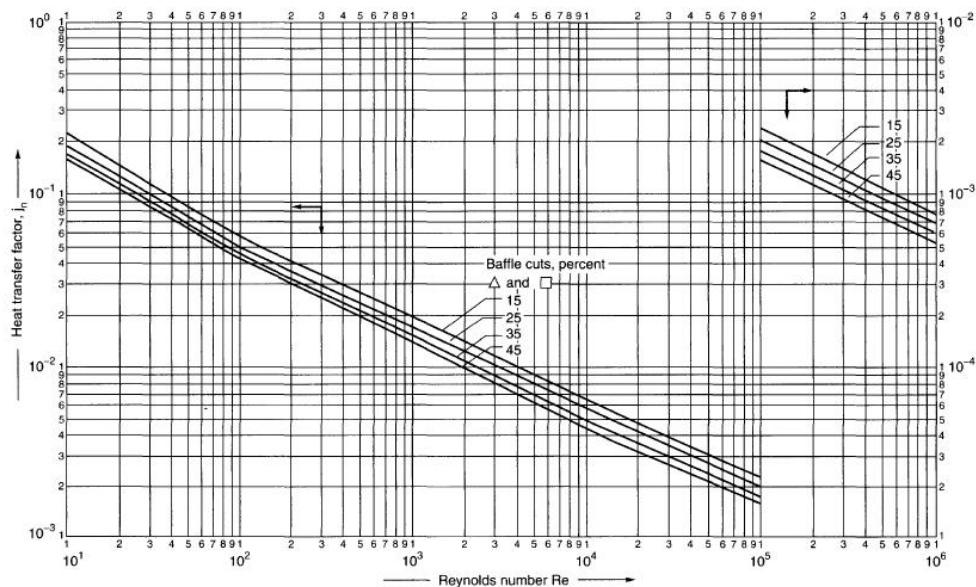


Figure 12.29. Shell-side heat-transfer factors, segmental baffles

**Figura 11.3.1.2.5.2.1. Gràfica per a cercar el valor de  $j_h$  al costat carcassa, es funció del Reynolds i del Baffle-Cut.**

Pel cas del bescanviador E-201:

$$j_h = 0.0035$$

Finalment, es procedeix al càlcul de  $h_s$  usant l'equació 11.3.1.2.5.2.8 i menyspreant els efectes de la variació de viscositat amb la temperatura (quocient entre viscositats igual a 1):

$$h_s = 129.29 \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

Al igual que en el cas dels tubs, es té que comprovar que el valor del coeficient individual de transmissió de calor per el costat de carcassa obtingut es trobi dins dels límits establerts. En el cas del líquid orgànic en ebullició el coeficient ha d'estar entre 500 i 800 W/m<sup>2</sup>°C, però es considera que el MMA canvia de fase abans d'entrar, per tant es tractarà com a un gas sense canvi de fase, sent el coeficient individual de 15 a 300 W/m<sup>2</sup>°C.

**11.3.1.2.6. Determinació de la U del bescanviador a partir del càlcul dels coeficients individuals i factors d'embrutiment en sistemes en els que es te canvi de fase.**

En aquest apartat es detallaran les equacions a usar quan el sistema pateix un canvi de fase, aquest fet es dona en els condensadors parcials i totals de columnes dissenyats. Cal esmentar que la construcció d'un condensador es pràcticament la mateixa que la d'un bescanviador de carcassa i tubs, tenint en compte que l'espaiat entre els deflectors es major, típicament  $I_b = D_s$ .

En la condensació es tenen dos tipus, la condensació total del fluid de procés o la parcial, en les columnes de destil·lació s'usa una condensació parcial per tal d'eleva la puresa del component que surt per caps. Es tenen els següents tipus de condensadors en la planta:

- Condensadors 206, 203, 204A i B, 301, 302A i B → Condensació parcial.
- Condensadors 201A i B, 200, 202, 205A i B, 401, 402, 501, 502 → Condensació total.

Dins del condensador es poden produir dos tipus de condensació:

- *Condensació total en els tubs horitzontals.*

Quan la condensació total te lloc en el interior dels tubs horitzontals, el coeficient de transmissió de calor en cada punt al llarg del tub depèn del regim de flux en aquell punt. D'aquesta manera en la condensació, el flux variarà des de la fase vapor de l'entrada fins la fase líquida de la sortida amb, variant també el regim de flux en cadascun dels punts compresos entre l'entrada i la sortida.

El coeficient de transmissió de calor del costa dels tubs es calcularà segons la següent equació:

$$h_t = 0,76 \cdot K_L \cdot \left( \frac{\rho_l \cdot (\rho_l - \rho_v) \cdot 9,81}{\mu_l \cdot \Gamma} \right) \quad \text{Equació 11.3.1.2.6.1}$$

$\rho_l$ : densitat del líquid que circula pels tubs (Kg/m<sup>3</sup>);

$\rho_v$ : densitat del vapor que circula pels tubs (Kg/m<sup>3</sup>);

$K_L$ : conductivitat del líquid que circula pels tubs (W/m °C);

$\Gamma$ : cabal massís de condensat per metre de tub (Kg/m.s);

$$\Gamma = \frac{m_{condensat}}{N_t \cdot L} \quad \text{Equació 11.3.1.2.6.2}$$

S'ha de comprovar, que el valor de  $h_t$  obtingut es trobi dins dels valors límits establerts. Per el cas de la condensació de vapors orgànics (majoria dels casos en la planta) ha d'estar compres entre 500-18000 W/m<sup>2</sup>C.

- *Condensació parcial en els tubs horitzontals.*

En el cas de la condensació parcial, s'haurà de tindre en compte els mecanismes de transmissió de calor:

- La transmissió de calor deguda a la condensació.
- La transmissió de calor deguda a la convecció forçada que s'origina pels gasos que no condensen.

L'equació a usar es mostra a continuació:

$$\frac{1}{h_t} = \frac{1}{h_c} + \frac{Q_s}{Q_t} \cdot \frac{1}{h_g} \quad \text{Equació 11.3.1.2.6.3}$$

On:

$h_c$ : Coeficient de transmissió de calor degut a la condensació de part del vapor (W/m<sup>2</sup>°C);

$Q_s$ : Calor sensible transferit des de la fase vapor (W);

$Q_t$ : Calor total transferit en el bescanviador (W);

$h_g$ : Coeficient de transmissió de calor per convecció (W/m<sup>2</sup>°C).

El càlcul de  $h_g$ , es realitza per mitja del mètode general per sistemes sense canvi de fase. Mentre que el càlcul de  $h_c$  es realitza per mitja de l'equació XX (la de  $h_t$  de sense canvi e fase).

**11.3.1.2.7. Càlcul del coeficient global de transmissió de calor U, a partir dels coeficients individuals (en aquest cas referits al àrea externa),  $U_R$ .**

El coeficient global real,  $U_R$ , ha de ser igual o major (preferiblement) en un valor màxim al voltant del 15% del suposat (U).

$$U_{sup} < U_R < 1.15 \cdot U_{sup}$$

Si el valor obtingut del coeficient global real es menor que el suposat, el bescanviador estarà infradimensionat, mentre que si es major que el 15% estarà sobredimensionat. En ambdós casos s'hauria de tornar a suposar un nou valor de U.

El càlcul del coeficient global real es realitza per mitja de la següent expressió:

$$\frac{1}{U_R} = \frac{1}{h_s} + \frac{1}{h_{RS}} + \frac{D_E \cdot \ln\left(\frac{D_E}{D_I}\right)}{2 \cdot k} + \frac{D_E}{D_I} \cdot \frac{1}{h_{Rt}} + \frac{D_E}{D_I} \cdot \frac{1}{h_t}$$

**Equació 11.3.1.2.7.1**

Serà necessari tindre els valors dels factor d'embrutiment i de la conductivitat tèrmica del material usat per a la construcció del bescanviador de carcassa i tubs:

- Conductivitat tèrmica: S'usarà com a material de treball, l'acer AISI-316L que permet treballar a temperatures elevades i es d'alt poder anticorrosiu. La seva conductivitat ve donada per la següent gràfica:

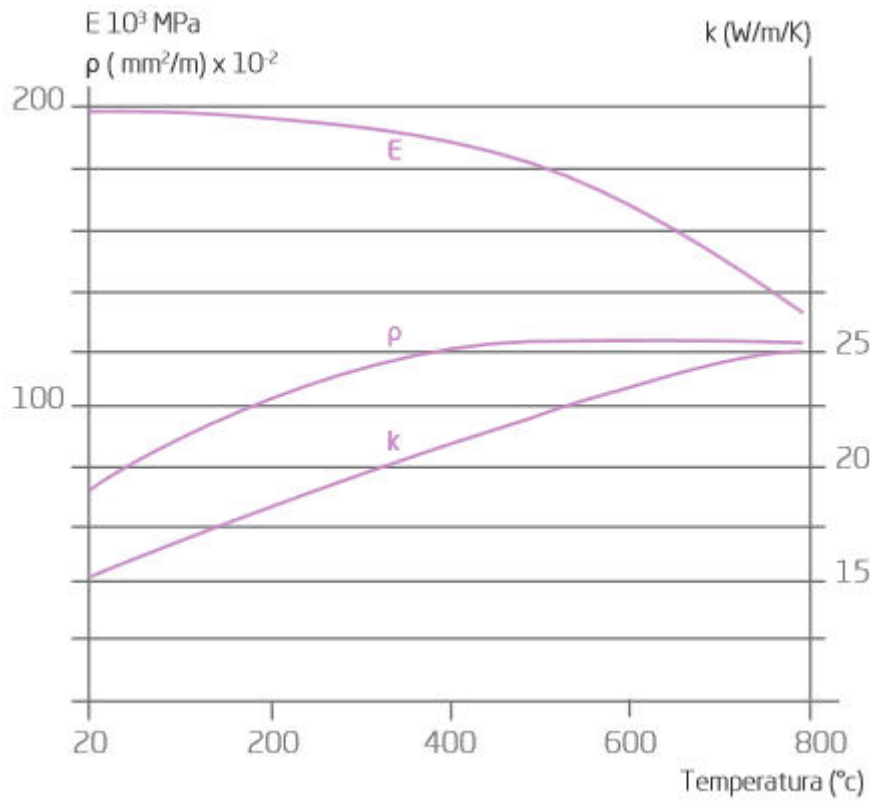


Figura 11.3.1.2.7.1. Representació de la conductivitat del AISI 316L en funció de la temperatura.

La conductivitat tèrmica a una temperatura de 320 °C (la més elevada) es de :

$$K = 0.01906 \frac{KW}{m^{\circ}C}$$

- Factors d'embrutiment per carcassa i tubs: Aquests s'avaluen segons les taules mostrades a continuació:

Table 12.2. Fouling factors (coefficients), typical values

Fluid	Coefficient (W/m <sup>2</sup> °C)	Factor (resistance) (m <sup>2</sup> C/W)
River water	3000–12,000	0.0003–0.0001
Sea water	1000–3000	0.001–0.0003
Cooling water (towers)	3000–6000	0.0003–0.00017
Towns water (soft)	3000–5000	0.0003–0.0002
Towns water (hard)	1000–2000	0.001–0.0005
Steam condensate	1500–5000	0.00067–0.0002
Steam (oil free)	4000–10,000	0.0025–0.0001
Steam (oil traces)	2000–5000	0.0005–0.0002
Refrigerated brine	3000–5000	0.0003–0.0002
Air and industrial gases	5000–10,000	0.0002–0.0001
Flue gases	2000–5000	0.0005–0.0002
Organic vapours	5000	0.0002
Organic liquids	5000	0.0002
Light hydrocarbons	5000	0.0002
Heavy hydrocarbons	2000	0.0005
Boiling organics	2500	0.0004
Condensing organics	5000	0.0002
Heat transfer fluids	5000	0.0002
Aqueous salt solutions	3000–5000	0.0003–0.0002

Figura 11.3.1.2.7.2. Coeficient d'embrutiment.

Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants

80

Table 10-12  
Guide to Fouling Resistances

RGP-T2.4 Design Fouling Resistances (hr-ft<sup>2</sup>-F/Btu)

The purchaser should attempt to select an optimal fouling resistance that will result in a minimum sum of fixed, shut-down and cleaning costs. The following tabulated values of fouling resistances allow for oversizing the heat exchanger so that it will meet performance requirements with reasonable intervals between shutdowns and cleaning. These values do not recognize the time related behavior of fouling with regard to specific design and operational characteristics of particular heat exchangers.

Fouling Resistances For Industrial Fluids		Fouling Resistances for Natural Gas-Gasoline Processing Streams	
Oil:		Gases and Vapors:	
Fuel oil #2	0.002	Natural gas	0.001–0.005
Fuel oil #6	0.005	Overhead products	0.001–0.005
Transformer oil	0.001	Liquids:	
Engine lube oil	0.001	Lean oil	0.002
Quench oil	0.004	Rich oil	0.001–0.002
Gases and Vapors:		Natural gasoline and liquefied petroleum gases	0.001–0.002
Manufactured gas	0.010	Fouling Resistances for Oil Refinery Streams	
Engine exhaust gas	0.010	Crude and Vacuum Unit Gases and Vapors:	
Steam (nonoil-bearing)	0.0005	Atmospheric tower overhead vapors	0.001
Exhaust steam (oil-bearing)	0.0015–0.002	Light Naphtha	0.001
Refrigerant vapors (oil-bearing)	0.002	Vacuum overhead vapors	0.002
Compressed air	0.001	Crude and Vacuum Liquids:	
Ammonia vapor	0.001	Crude oil	
CO <sub>2</sub> vapor	0.001	0 to 250°F	
Chlorine vapor	0.002	velocity ft/sec	
Coal flue gas	0.010	<2	2–4
Natural gas flue gas	0.005	>4	<2
Liquids:		250 to 350°F	
Molten heat transfer salts	0.0005	velocity ft/sec	
Refrigerant liquids	0.001	<2	2–4
Hydraulic fluid	0.001	>4	<2
Industrial organic heat transfer media	0.002	350 to 450°F	
Ammonia liquid	0.001	velocity ft/sec	
Ammonia liquid (oil-bearing)	0.003	<2	2–4
Calcium chloride solutions	0.003	>4	<2
Sodium chloride solutions	0.003	450°F and more	
CO <sub>2</sub> liquid	0.001	velocity ft/sec	
Chlorine liquid	0.002	DRY	0.004
Methanol solutions	0.002	SALT*	0.003
Ethanol solutions	0.002		0.002
Ethylene glycol solutions	0.002		0.005
Fouling Resistances for Chemical Processing Streams			0.004
Gases and Vapors:		Gasoline	0.002
Acid gases	0.002–0.003	Naphtha and light distillates	0.002–0.002
Solvent vapors	0.001	Kerosene	0.002–0.002
Stable overhead products	0.001	Light gas oil	0.002–0.002
Liquids:		Heavy gas oil	0.003–0.003
MEA and DEA solutions	0.002	Heavy fuel oils	0.005–0.005
DEG and TEG solutions	0.002	Asphalt and Residuum:	
Stable side draw and bottom product	0.001–0.002	Vacuum tower bottoms	0.010
Caustic solutions	0.002	Atmosphere tower bottoms	0.007
Vegetable oils	0.003	Cracking and Coking Unit Streams:	
		Overhead vapors	0.002
		Light cycle oil	0.002–0.002
		Heavy cycle oil	0.003–0.003

\*Assumes desalting @ approx. 250°F

Figura 11.3.1.2.7.3. Coeficients d'embrutiment (2).

Els fluids de procés poden causar un embrutiment de les superfícies del bescanviador. El material dipositat sol tindre una conductivitat tèrmica baixa, causant un menor coeficient global de transmissió de calor. Per això es necessari incloure el efecte del embrutiment en l'equació del coeficient global real de transmissió de calor. Aquests factors d'embrutiment son difícils de preveure i es basen en dades obtinguts amb l'experiència.

Els factors d'embrutiment pel bescanviador de carcassa i tubs E-201 son els que es mostren a continuació:

$$h_{RT} = 5.678 \frac{KW}{m^2 \circ C}$$

$$h_{RS} = 2.5 \frac{KW}{m^2 \circ C}$$

Finalment el coeficient global real de transmissió de calor es de :

$$U_R = 107 \frac{W}{m^2 \circ C}$$

Comprovant que es igual o major que el coeficient suposat en un 15%:

$$U_{supo} = 100 \frac{W}{m^2 \circ C} < U_R = 107 \frac{W}{m^2 \circ C} > 1.15 \cdot U = 115 \frac{W}{m^2 \circ C}$$

Com que el valor obtingut de  $U_R$  es correcte, abans de sonar per definitiu i acabat el disseny proposat del bescanviador de carcassa i tubs E-201, cal comprovar que les pèrdues de pressió en el bescanviador no siguin massa elevades.

#### 11.3.1.2.8. Càlcul de les pèrdues de pressió.

##### Costat del tub:

Les pèrdues de pressió son principalment degudes a pèrdues per fricció i a contraccions i expansions. Si només es consideren les pèrdues per fricció, aquestes es poden estimar usant les següents expressions:

- Sistema isoterm:

$$\Delta P_t = 8 \cdot j_f \cdot \frac{\rho \cdot v_t^2}{2} \cdot \left( \frac{L}{D_i} \right) \quad \text{Equació 11.3.1.2.8.1}$$

- Sistema no isoterm:

$$\Delta P_t = 8 \cdot j_f \cdot \frac{\rho \cdot v_t^2}{2} \cdot \left( \frac{L}{D_i} \right) \cdot \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} \quad \text{Equació 11.3.1.2.8.2}$$

On la variable "m" depèn del nombre de Reynolds, sent:

- $Re < 2100 \rightarrow m = 0.25$ .



-  $Re > 2100 \rightarrow m = 0.14$

- Considerant la contracció i expansió:

$$\Delta P_t = N_p \cdot \left[ 8 \cdot j_f \cdot \left( \frac{L}{D_i} \right) \cdot \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2,5 \right] \cdot \frac{\rho \cdot v_t^2}{2} \quad \text{Equació 11.3.1.2.8.3}$$

On la variable "m" depèn del nombre de Reynolds, sent:

- $Re < 2100 \rightarrow m = 0.25.$
- $Re > 2100 \rightarrow m = 0.14$

En el cas estudiat del bescanviador de carcassa i tubs E-201, s'han de tindre en compte tant les pèrdues per fricció com les contraccions i expansions, per tant s'usa l'equació 11.3.1.2.8.3 per al càlcul de la pèrdua de pressió en els tubs.

Abans de calcular la pèrdua de pressió, es requereix conèixer el factor de fricció ( $j_f$ ) que s'obté per mitja de la següent figura, aquesta variable esta en funció del nombre de Reynolds:

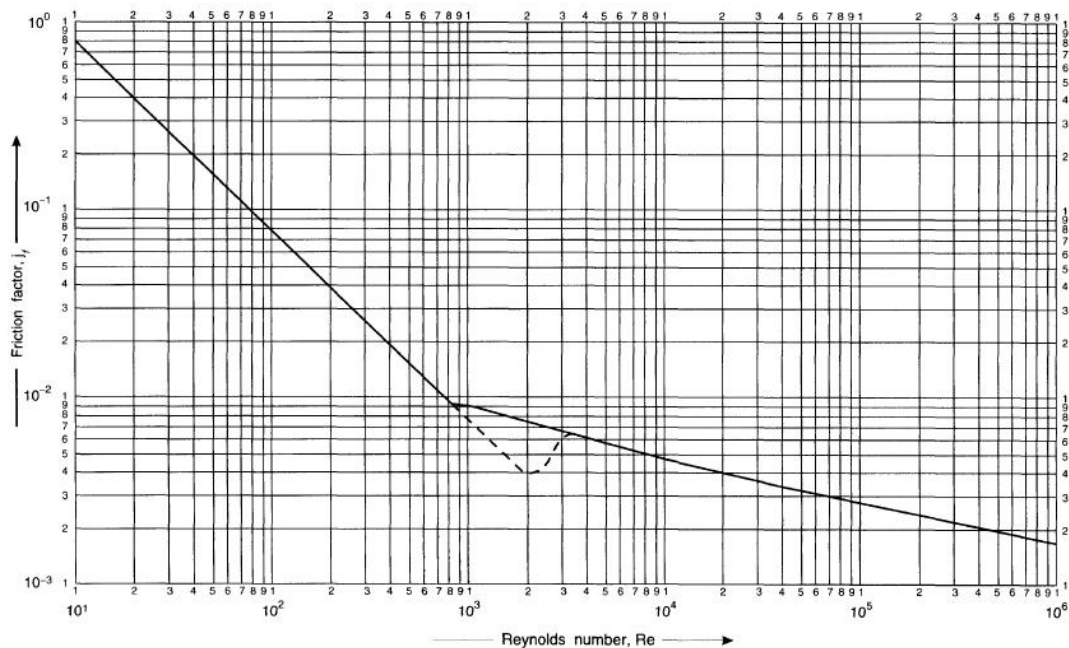


Figura 11.3.1.2.8.1. Gràfic per cercar el valor de  $j_f$  al costat de tubs.

El valor del factor de fricció trobat pel Reynolds de circulació per tubs mostrat anteriorment té un valor de:

$$j_f = 0.0345$$

Finalment es calcula la pèrdua de pressió per mitja de l'equació XX tenint en compte les contraccions i expansions, el valor obtingut es de:

$$\Delta P_t = 9.95 \text{ KPa}$$

#### Costat carcassa:

Per calcular les pèrdues de pressió pel costat de la carcassa usarem la següent equació:

$$\Delta P_S = n_s \cdot 8 \cdot j_f \left( \frac{D_s}{D_{eq}} \right) \left( \frac{L}{l_B} \right) \frac{\rho \cdot v_s^2}{2} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} = 16.62 \text{ KPa}$$

#### Equació 11.3.1.2.8.4

Abans de calcular la pèrdua de pressió, es requereix conèixer el factor de fricció ( $j_f$ ) que s'obté per mitja de la següent figura, aquesta variable esta en funció del nombre de Reynolds i el Baffle Cut seleccionat:

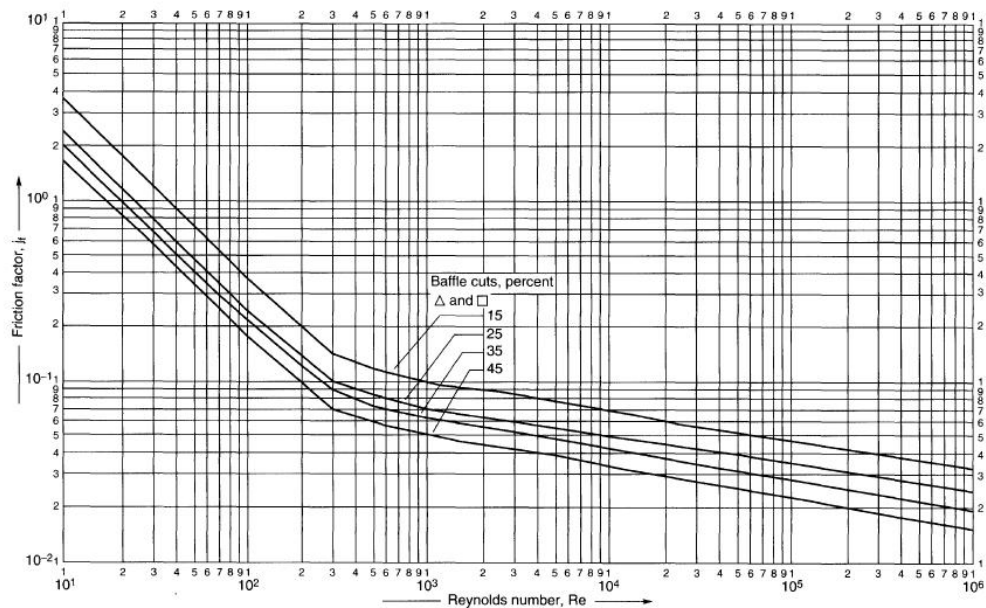


Figura 11.3.1.2.8.2. Gràfica per a cercar el valor de  $j_h$  al costat carcassa, es funció del Baffle-Cut.

Un cop coneguts els valors de les pèrdues de pressió per carcassa i per tubs, hi ha que comprovar que la caiguda de pressió es trobi dins dels valors límit establerts, en cas dels tubs correspon a oli tèrmic d'alt poder calorífic, i en la carcassa correspon a vapors orgànics:

Si es líquid:

- Quan  $\mu < 1\text{cp} \rightarrow \Delta P < 35 \text{ KN/m}^2$

- Quan  $1cp < \mu < 10cp \rightarrow 50 < \Delta P < 70 \text{ KN/m}^2$

Si es vapor:

**Taula 11.3.1.2.8.1. Pèrdues de pressió acceptables depenen de la pressió del bescanviador.**

Buit elevat	0.4-0.8 KPa
Buit mitja	$0.1 \cdot P_{\text{absoluta}}$
1 a 2 bar	0.5· pressió manomètrica
>10 atm	0.1·pressio manomètrica

Finalment, es presenta un recull de les variables obtingudes i seleccionades durant el disseny del bescanviador de carcassa i tubs, la resta de variables es troben en el full d'especificacions corresponent:

**Taula 11.3.1.2.8.2. Resum de paràmetres del bescanviador de carcassa i tubs E-201.**

	Carcassa	Tubs
Número de passos	1	6
Diàmetre intern (mm)	365.54	20.92
Espessor (mm)	4.8	2.24
Longitud (m)	1.96	1.83
Velocitat (m/s)	19.24	0.937
Coefficient individual ( $\text{W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ )	129.2	1374.06
Factor d'embrutiment ( $\text{W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ )	2500	5000
Pèrdua de carrega ( $\text{KN/m}^2$ )	16.63	9.95
Calor total intercanviat (KW)	97.63	
DTML ( $^\circ\text{C}$ )	157.93	
Àrea de bescanvi ( $\text{m}^2$ )	6.24	
Coefficient global ( $\text{W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ )	100	

### 11.3.1.3. Disseny mecànic

Per tal de realitzar el disseny mecànic dels bescanviadors de carcassa i tubs, es seguirà el mateix procediment que el descrit anteriorment per al disseny mecànic dels reactors, usant el codi ASME per a recipients a pressió.

El material de construcció tant el de la carcassa com els tubs serà l'acer inoxidable AISI-316L.

Per començar, s'ha de calcular les temperatures i pressions de disseny del equip:

- Carcassa:

$$T_d = T_{operació} + 20^{\circ}\text{C} = 260^{\circ}\text{C}$$

$$P_d = P_{operació} \cdot 1,1 = 111 \text{ KPa}$$

- Tubs:

$$T_d = T_{operació} + 20^{\circ}\text{C} = 3400^{\circ}\text{C}$$

$$P_d = P_{operació} \cdot 1,1 = 111 \text{ KPa}$$

A continuació es determina el espessor de la carcassa, tenint en compte el codi ASME per a recipients cilíndrics horitzontals.

$$t_s = \frac{P_d \cdot D_i}{S \cdot E + 0,4 \cdot P_d} \quad \text{Equació 11.3.1.3.1}$$

On:

$P_d$ : Pressió de disseny (bar).

$D_i$ : Diàmetre intern de la carcassa (mm).

$E$ : Factor de soldadura, es pren el valor de 0.85.

$S$ : factor d'estres (bar) que per el cas del acer inoxidable AISI-316L, a la temperatura de disseny pren un valor de:

**Taula 11.3.1.3.1. Taula dels valors del Stress del material AISI 316L en funció de la temperatura.**

T(°F)	T(°C)	Pressió (psi)	Pressió (Mpa)
-20	-28,89	15700	108,248
200	93,33	15700	108,248
300	148,89	15700	108,248
400	204,44	15500	106,869
500	260,00	14400	99,285
600	315,56	13500	93,079
650	343,33	13200	91,011
700	371,11	12900	88,942
750	398,89	12600	86,874
800	426,67	12400	85,495
850	454,44	12100	83,427

Al valor obtingut, se li suma un espessor per corrosió de 2mm i es sobredimensiona un 10%:

$$t_{carcasa} = 1,1 \cdot (t_s + 2) = 2.56 \text{ mm} \quad \textbf{Equació 11.3.1.3.2}$$

En el cas de bescanviadors de calor i condensadors, el espessor mínim de la carcassa ve donat segons la normativa British Santandart 3274, en funció del diàmetre de carcassa i el material de construcció:

**Taula 11.3.1.3.2. Valors d'espessors de carcassa segons la normativa British Standart en funció del diàmetre de carcassa.**

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

Com en aquest cas es té un diàmetre de carcassa de 0.0048m, s'escollirà un valor d'espessor mínim de 4.8mm. A més s'escollirà aquest valor com a vàlid i no el de l'expressió 11.3.1.3.2, ja que aquest últim és major que el calculat.

A continuació es procedeix a calcular l'espessor dels capçals dels bescanviadors, que seran de forma toriesfèrica tipus Koppler. L'expressió per al seu càlcul es mostra a continuació:

$$t_c = \frac{P_d \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_d} \quad \textbf{Equació 11.3.1.3.3}$$

M: es pren el valor de 1,54; considerant que la relació R/r es de 10;

L: radi intern de la carcassa (mm)

Igual que en el càlcul del espessor de la carcassa, el valor obtingut amb l'equació XX anterior, se li ha de sumar un sobreessidor per corrosió de 2mm i sobredimensionar-lo un 10%:

$$t_{cabezal} = 1,1 \cdot (t_c + 2) = 2.648 \text{ mm} \quad \textbf{Equació 11.3.1.3.4}$$

A continuació es determinarà la longitud del capçal:

$$h_1 = 3,5 \cdot t_{capçal} = 10.5 \text{ mm}$$

$$\textbf{Equació 11.3.1.3.5}$$

$$h_2 = 0,1935 \cdot L - 0,455 \cdot t_{capçal} = 54.91 \text{ mm}$$

**Equació 11.3.1.3.6**

$$L_{capçal} = h_1 + h_2 = 0.0654 \text{ m}$$

**Equació 11.3.1.3.7**

11.3.1.4. Càlcul del pes del intercanviador:

**Pes buit**

Per començar s'ha de determinar el volum de la paret dels capçals, aleshores, tenint en compte la densitat del acer AISI-316L (8030 Kg/m<sup>3</sup>) es podrà determinar el seu pes corresponent.

$$V_i = 0,08089 \cdot D_i^3 = 0.00389 \text{ m}^3 \quad \text{Equació 11.3.1.4.1}$$

On:

D<sub>i</sub>: Diàmetre intern del capçal (m).

$$V_e = 0,08089 \cdot \left( D_i + 2 \cdot \frac{t_{capçal}}{1000} \right)^3 = 0.00408 \text{ m}^3$$

**Equació 11.3.1.4.2**

$$V_{paret} = V_e - V_i = 0.000196 \text{ m}^3$$

**Equació 11.3.1.4.3**

$$P_{capçal} = V_{paret} \cdot \rho_{acero} = 1.571 \text{ Kg}$$

**Equació 11.3.1.4.4**

Es procedeix per mitja del càlcul de la part cilíndrica:

$$P_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot \left( (D_{i, carcassa} + 2 \cdot t_{carcassa})^2 - D_i^2 \right) \cdot L_{tub} \cdot \rho_{acer} = 81.62 \text{ Kg}$$

**Equació 11.3.1.4.5**

El pes total de tots els tubs es de :

$$P_{tubs} = N \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ((D_i + 2 \cdot t_{tub})^2 - D_i^2) \cdot L_{tub} \cdot \rho_{acer} = 114.96 \text{ Kg}$$

**Equació 11.3.1.4.6**

On:

N: nombre de tubs.

D<sub>i</sub>: Diàmetre intern del tub (m).

T<sub>tub</sub>: espessor de la paret del tub (m), determinada anteriorment

D'aquesta forma es troba finalment el pes total del equip buit:

$$P_{equip} = P_{capçal} + P_{tubs} + P_{cilindre} = 198.15 \text{ Kg}$$

**Pes el equip ple d'aigua:**

Per tal de calcular el pes del equip ple d'aigua, es requereix conèixer el volum interior dels tubs i també el volum del espaiat entre els tubs i la carcassa:

$$V_{interior\ tubs} = \pi \cdot \left(\frac{D_i}{2}\right)^2 \cdot L_{tub} \cdot N = 0.03019 \text{ m}^3$$

**Equació 11.3.1.4.7**

Per a calcular el volum del espai entre els tubs i carcassa, es requereix tindre el coneixement del volum que ocupen els tubs, tenint en compte la seva part externa, es a dir, usant el diàmetre extern enlloc del intern:

$$V_{exterior\ tubs} = \pi \cdot \left(\frac{D_e}{2}\right)^2 \cdot L_{tub} \cdot N = 0.04451 \text{ m}^3$$

**Equació 11.3.1.4.8**

$$V_{carcasa} = \pi \cdot \left(\frac{D_s}{2}\right)^2 \cdot L_{carcasa} = 0.20354 \text{ m}^3$$

### **Equació 11.3.1.4.9**

D'aquesta manera, el espaiat que queda compres entre els tubs i la carcassa, es calcula per mitja de la resta dels dos valors recent obtinguts:

$$V_{espaiat} = V_{carcasa} - V_{exterior\ tubs} = 0.15903 \text{ m}^3$$

Finalment el pes total del equip ple d'aigua es de :

$$P_{aigua} = V_{interior\ tubs} \cdot \rho_{aigua} + V_{espaiat} \cdot \rho_{aigua} = 189.22 \text{ Kg}$$

Aleshores:

$$P_{equip+aigua} = P_{aigua} + P_{equip} = 387.37 \text{ Kg}$$

#### **Pes del equip en operació:**

Es realitza el mateix càlcul i de la mateixa forma que en el càlcul del pes del equip ple d'aigua, tenint en compte, que per l'interior dels tubs hi circula oli tèrmic i per la carcassa el fluid de procés. Per tant, s'han de conèixer els densitats de cadascun dels fluids.

Primer es calcularà el pes dels fluid que circulen pel bescanviador:

$$P_{fluid} = V_{interior\ tubs} \cdot \rho_{oli} + V_{espaiat} \cdot \rho_{fluid} = 131.87 \text{ Kg}$$

Pel que finalment el pes total del equip ple en operació es el següent:

$$P_{equip\ en\ operacio} = P_{fluid} + P_{equip} = 330.021 \text{ Kg}$$

#### **11.3.1.5. Aïllament:**

A causa de tractar-se d'un equip el qual te una temperatura exterior de la paret superior a 40°C, hi haurà que col·locar un aïllant per tal d'evitar la pèrdua de calor amb l'exterior i les lesions del personal a causa d'entrar en contacte amb l'equip.

Per això s'usarà llana de roca, on el seu espessor es calcula amb el programa INSULAN, proporcionat per l'empresa Calorcol.



## 11.3.2. Disseny de Kettle-Reboilers

### 11.3.2.1. Introducció.

Els reboilers son bescanviades de calor usats en la indústria amb l'objectiu d'evaporar una fracció del producte de les cues provinents de la columna de destil·lació, i així retornar el vapor produït.

La carcassa horitzontal conte un feix de tubs relativament petits, amb dos passos de tubs, un capçal flotant i una placa tubular. El feix de tubs esta submergit en una massa de líquid bullint, on el nivell es manté per mitja de l'altura de ebullició del equip. L'alimentació s'introdueix en la massa del líquid pel fons del equip, mentre que el vapor surt per la part superior de la carcassa. El vapor es genera de la corrent del líquid provinent de la ultima etapa de la columna de destil·lació. El líquid entrant al Kettle-Reboiler, s'evapora parcialment, on de la fracció de líquid no evaporat, una part es recircula cap a la columna i l'altre surt del bescanviador com a producte de cues de la destil·lació. Existeixen diferents tipus de Kettle-Reboilers, essent els principals els mostrats a continuació:

- Tipus Termosifó: En aquests tipus la circulació del fluid a traves del bescanviador s'aconsegueix gracies a la diferencia de densitats entre la mescla bifàsica (o de mes components) del bescanviador i el líquid existent en el fons de la columna. Dels tres tipus existents es el mes econòmic, però no es recomana per a operacions amb fluids viscosos ni per operacions al buit. El termosifó pot adoptar les posicions horitzontals o verticals en la seva instal·lació i funcionament.
- Tipus Kettle: en aquest tipus de bescanviadors, la vaporització te lloc sobre els tubs per on circula el fluid portador, en la majoria dels casos es tracta de vapor d'aigua, però en el cas estudiat al ser aquesta reactiva amb la majoria de components s'usarà el mateix oli tèrmic que el usat en els bescanviadors de calor. Aquest tipus no tenen circulació del líquid de procés al llarg del bescanviador, i per aquest motiu solen tindre coeficients de transmissió de calor mes baixo que la resta de bescanviadors de calor. Tenen temps de residència elevats i no son adequats per a serveis que tendeixen a provocar embrutiment.
- De circulació forçada; En aquests equips es requereix l'ús d'una bomba per a la impulsió del fluid. S'usen per a les operacions amb fluids viscosos i per a operacions al buit on la resta de tipus de bescanviadors solen mostrar problemes de funcionament.

Els inconvenients son que la relació de vaporització requerida es baixa i el cost del bombeig del fluid es alt.

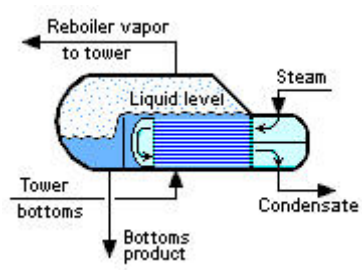


Figura 11.3.2.1. Esquema de funcionament d'un Kettle-Reboiler.

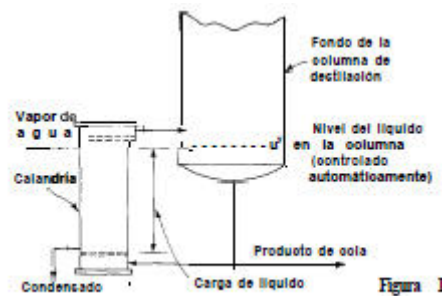


Figura 11.3.2.2. Esquema d'un Kettle-Reboiler i una columna.

### 11.3.2.2. Disseny del bescanviador de calor tipus Kettle:

S'usarà el mateix procediment per al disseny dels següents equips presents en la planta : K201, K-202A i B, K-203, K-301, K-302A i B i K-401.

El mètode de disseny es molt similar al dels bescanviadors de carcassa i tubs. En aquest apartat es detallarà el càlcul del Kettle K-201

#### **11.3.2.2.1. Balanç energètic:**

Igual que en els bescanviadors de carcassa i tubs, el primera determinar es quin fluid circularà per a cada secció del bescanviador de calor. En el cas dels Kettle, el fluid de procés provinent de la torre i que es requereix vaporitzar una fracció del mateix es situarà en la carcassa, mentre que el fluid portador circularà per l'interior dels tubs.

- Fluid portador: Oli tèrmic Therminoyl 62
- Fluid de procés: MCC, cloroform, HCl, foscè.

Posteriorment es determinen les propietats de cadascun dels fluids juntament amb les temperatures i pressions d'operació. Les propietats dels fluids que circularan pel Kettle es mostren en la taula 11.3.2.2.1.1, mostrada a continuació:

**Taula 11.3.2.2.1.1. Propietats del fluid portador i el fluid de procés del Kettle-Reboiler.**

	CARCASSA		TUBS	
	Entrada	Sortida	Entrada	Sortida
	Fluid procés		Therminoyl 62	
Estat	L	V	L	
<b>Cabal màssic total (Kg/s)</b>	4,867	4,8653	6,607	6,607
<b>Cabal vapor (kg/s)</b>	0	1,3597	6,607	6,607
<b>Cabal líquid (kg/s)</b>	4,867	3,5056	6,607	6,607
<b>Temperatura °C</b>	62,78	63,31	320	300
<b>Pressió (Kpa)</b>	101,325	101,325	101,325	101,325
<b>Densitat 1 (kg/m3)</b>	1374	4,312	710	726
<b>Densitat 2 (kg/m3)</b>		1374	710	726
<b>Viscositat 1 (kg/ms)</b>	0,0003943	-	2,12E-04	2,31E-04
<b>Viscositat 2 (kg/ms)</b>		0,0003943	2,12E-04	2,31E-04
<b>Cp 1 (KJ/kg°C)</b>	0,9349	0,5773	2,56	2,54
<b>Cp 2 (KJ/kg°C)</b>		0,9349	2,56	2,54
<b>Conductivitat 1 (KW/m°C)</b>	1,03E-04	8,15E-06	0,0000914	0,0000931
<b>Conductivitat 2 (KW/m°C)</b>		0,0001027	0,0000914	0,0000931
<b>Calor latent (KJ/Kg)</b>	259,6	259,6		

#### **11.3.2.2.1.1. Balanç tèrmic:**

Un cop decidit la circulació del bescanviador es procedeix a realitzar el corresponent balanç tèrmic. Aquest ens dona una expressió que ens mostra que el calor cedit pel fluid calent, ha de ser igual al absorbit pel fluid fred.

$$q = M_s \cdot C_{p_s} \cdot (T_1 - T_2) = m_t \cdot C_{p_t} \cdot (t_1 - t_2) \quad \text{Equació 11.3.2.2.1.1.1}$$

On:

Q: es el calor bescanviat (KW):

Subíndex S: Correspon a la carcassa (Shell).

Subíndex t: Correspon als tubs.

M,m: Cabal màssic (Kg/s).

$C_p$ : Capacitat calorífica (KJ/Kg°C)

$(T_1-T_2)$ : Diferencia de temperatures entre l'entrada i la sortida del fluid que es calenta.

$(t_1-t_2)$ : Diferencia de temperatures entre l'entrada i la sortida del fluid que es calenta.

En els bescanviadors tipus Kettle, es duu a terme una vaporització d'una fracció del líquid provinent de la última etapa de la destil·lació. Per tant s'ha de considerar l'existència d'un canvi de fase del líquid de procés. Aleshores, al terme de calor sensible hi ha que sumar-li el corresponent calor cedit o absorbit mitjançant el canvi d'estat. Aquest es determina amb la següent expressió:

$$Q_l = m \cdot \lambda \quad \text{Equació 11.3.2.2.1.1.2}$$

On:

$Q_t$ : calor cedit (condensació) o absorbit (evaporació) per el sistema (KW);

$m$ : cabal màssic de la corrent evaporada o condensada (Kg/s);

$\lambda$ : calor latent de vaporització (KJ/Kg);

Per tant, el calor total bescanviat entre ambdós corrents quan existeix canvi de fase es:

$$q_{tot} = q + Q_1 \quad \text{Equació 11.3.2.2.1.1.2}$$

Per tal de cercar el calor total bescanviat, s'usen els paràmetres del fluid de procés proporcionats pel software HYSYS, així es possible el càlcul de "q" i "Q", per posteriorment trobar el cabal d'oli tèrmic necessari per a tractar el fluid de carcassa. En aquest cas mostrat, el calor bescanviat calculat es de:

$$q_{Total} = 336.94KW$$

Aleshores, igualant les equacions 11.3.2.2.1.1 i 11.3.2.2.1.1.1 i fixant un salt tèrmic en el fluid portador, juntament amb les propietats mostrades en la taula 11.3.2.2.1.1 es determina el cabal màssic d'oli tèrmic necessari:

$$m_s = \frac{q_{Total}}{C_{p_s}(T_2 - T_1)} \quad \text{Equació 11.3.2.2.1.1.3}$$

**11.3.2.2.2. Càlcul de DTML.**

El càlcul numèric per cadascun dels sentits e circulació, es dona per mitja de les següents equacions:

$$DTML = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad \text{Equació 11.3.2.2.2.1}$$

On el valor obtingut es:

$$DTML = 246.827^{\circ}C$$

Al tractar-se d'una evaporació no serà necessari corregir el valor de DTML, ja que es pot considerar que el factor de correcció es troba molt pròxim a la unitat.

**11.3.2.2.3. Selecció del bescanviador.****11.3.2.2.3.1 Suposició del coeficient global de transmissió de calor (U).**

Per tal de tindre un valor amb el qual començar el càlcul del bescanviador de calor, es parteix d'un valor inicial obtingut a partir de les dades bibliogràfiques en funció dels fluids que hi circulen. Aquestes dades es proporcionen en el gràfic 11.3.2.2.3.1 mostrat a continuació:

Servicio	Coeficiente global $U$	
	Btu-pie <sup>2</sup> -h-°F	W/m <sup>2</sup> -°C
Productos orgánicos pesados	100-160	570-900
Hidrocarburos ligeros	160-220	900-1250
Agua y disoluciones acuosas	220-350	1250-2000

Figura 11.3.2.2.3.1. Valors dels coeficients globals de transmissió de calor de diferents compostos.

En aquest cas es suposa una U de:

$$U = 104 \frac{W}{m^2 \cdot ^{\circ}C}$$

**11.3.2.2.3.2. Càlcul del àrea total de bescanvi.**

En aquest apartat es procedeix al àrea de bescanvi necessària per a assolir el flux de calor requerit a partir del coeficient de transferència de calor i el DTML d'ambos fluids que circulen per l'interior del bescanviador. Per tal de conèixer el seu valor es fa us de la següent equació:

$$A = \frac{q}{U(DTML)_c} \rightarrow \left\{ \begin{array}{l} q: \text{calor total bescanviat [KW]} \\ U: \text{coeficient tranf. materia } \left[ \frac{KW}{m^2 \cdot ^\circ C} \right] \\ (DTML)_c: \text{DTML corregida } [^\circ C] \end{array} \right. \rightarrow A = 13.126 \text{ m}^2$$

***Equació 11.3.2.2.3.2*****11.3.2.2.3.3 Selecció de les característiques dels tubs.**

A continuació s'han de fixar els valors de les dimensions dels tubs, aquests son:

L: longitud (m).

D<sub>E</sub>: diàmetre extern (m).

Δx: espessor del tub (m).

Per tal de començar els càlculs, un bon valor del diàmetre exterior es el de 19mm. A causa e les iteracions realitzades, es van fixant altres diàmetres exteriors, i amb l'ús de la taula 11.3.1.3.3.1.1 mostrada, es pot determinar l'espessor requerit per al diàmetre seleccionat.

Després de diverses iteracions els valors usats per el bescanviador de calor es mostren a continuació:

$$L = 2.44 \text{ m}$$

$$D_i = 0,01351 \text{ m}$$

$$\Delta x = 0,00277 \text{ m}$$

$$D_e = 0,01905 \text{ m}$$

**11.3.2.2.3.4. Distribució dels tubs.**

La distribució dels tubs segueix tres esquemes típics:

- Triangular.
- Quadrat.
- Romboïdal.

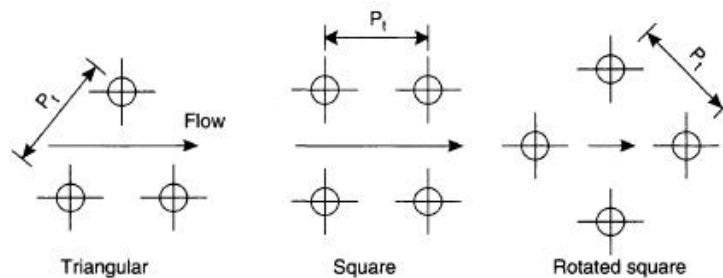


Figura 11.3.2.2.6.1. Diferents configuracions dels tubs del Kettle-Reboiler.

Amb això, es defineix Pitch a la distància entre els centres de dos tubs consecutius. El Pitch triangular i romboïdal proporcionen altes velocitats e transferència de calor, però en canvi la pèrdua de pressió es elevada comparada amb el Pitch quadrat. El Pitch quadrat s'usa quan es necessita una neteja mecànica pel costat de carcassa.

En el cas del bescanviador que s'està dissenyant, s'ha usat la configuració en Pitch triangular.

El Pitch recomanat es de 1.25 cops el diàmetre extern del tub, per tant, es calcula de la següent forma:

$$Pitch = 1.25 \cdot D_E = 0.0238$$

#### **11.3.2.2.3.5. Càlcul del nombre de tubs.**

Procedint amb el càlcul del bescanviador, un cop escollit el pitch, es calcularà el nombre de tubs necessaris del bescanviador corresponent.

A partir dels valors del diàmetre extern dels tubs i de la longitud suposats en l'apartat 5.3, es pot calcular l'àrea de bescanvi d'un tub per mitja de la següent equació:

$$A_t = \pi \cdot D_E \cdot L \rightarrow \begin{cases} D_E: \text{diameter extern [m]} \\ L: \text{longitud [m]} \end{cases} \rightarrow A_t = 0.146 \text{ m}^2$$

#### **Equació 11.3.2.2.3.5.1**

Amb l'àrea total de bescanvi (A) i la calculada amb l'equació 11.3.2.2.3.5.1 es cerca el nombre de tubs ( $N_t$ ):

$$N_t = \frac{A}{A_{tub}} \rightarrow \begin{cases} A: \text{area total de bescanvi [m}^2\text{]} \\ A_t: \text{area d'untub [m}^2\text{]} \end{cases} \rightarrow N_t = 90$$

### **Equació 11.3.2.2.3.5.2**

#### **11.3.2.2.3.6. Càlcul del diàmetre de feix de tubs.**

$$D_b = D_e \left( \frac{N_t}{K_1} \right)^{\frac{1}{n_1}} = 0.2747 \text{ m} \quad \text{Equació 11.3.2.2.3.6.1}$$

Els valors de  $K_1$  i  $n_1$  s'obtenen de la taula 11.3.1.3.4.2.1, tenint en compte que en el cas estudiat s'usen dos passos per tub.

#### **11.3.2.2.3.7. Càlcul del diàmetre de carcassa.**

Per el cas dels bescanviadors de calor (reboilers) tipus Kettle, el diàmetre de carcassa es calcula per mitja de la relació entre  $D_s/D_b$ , que alhora es funció del calor total:

Taula 11.3.2.2.3.7.1.

Flux de calor, W/m <sup>2</sup>	D <sub>s</sub> /D <sub>b</sub>
<25.000	1,2 a 1,5
25.000 a 40.000	1,4 a 1,8
>40.000	1,7 a 2,0

En aquest cas, el diàmetre de carcassa ha de estar compres entre 25000 i 40000 W/m<sup>2</sup> major que el diàmetre de feix de tubs, en el cas mostrat s'agafarà el valor mes gran del interval es a dir 1.8. Aleshores:

$$D_s = 0.494 \text{ m}$$

Un cop determinat el diàmetre de carcassa i el del feix de tubs, es procedeix al càlcul del nivell del líquid, el qual s'ha de fixar. Aquest paràmetre ha de recaure en el rang de 0.05 i 0.15 m per sobre de la part superior del feix de tubs.

$$\text{Altura del liquid} = 0.374 \text{ m}$$

Finalment es comprova que el espaiat lliure per sobre del líquid (freeboard) sigui major de 0.25m.

$$\text{Freeboard} = D_s - \text{altura liquid} = 0.214 \text{ m}$$



**11.3.2.2.3.8. Velocitat del vapor per carcassa.**

Es te que calcular la velocitat del vapor en la superfície del líquid per mitja de la següent expressió:

$$V_s = \frac{m_{\text{vapor carcassa}}}{\rho_v \cdot A_s} = 0.267 \frac{m}{s} \quad \text{Equació 11.3.2.2.3.8.1}$$

On:

$V_s$ : velocitat del vapor en la superfície del líquid (m/s)

$m_{\text{vapor carcassa}}$ : cabal màssic del vapor que circula per la carcassa (Kg/s)

$\rho_v$ : densitat del vapor que circula per la carcassa (Kg/m<sup>3</sup>)

$A_s$ : àrea superficial del líquid (m<sup>2</sup>), que es calcula per mitja de la següent expressió:

$$A_s = L \cdot \sqrt{(D_s^2 - \text{espacio ebullición}^2)} = 1.18 \text{ m}^2$$

**Equació 11.3.2.2.3.8.2**

On:

L=longitud del tub (m).

$D_s$ = diàmetre de carcassa (m).

Espai ebullició: 0.1 m.

**11.3.2.2.3.9. Comprovació de la velocitat màxima de vapor generat.**

Per tal d'evitar problemes quan el vapor circula a massa velocitat i acabaria arrossegant partícules de líquid, es requereix el càlcul de la velocitat màxima de circulació per carcassa. Aquesta ens diu que la velocitat del vapor en la superfície del líquid ha de ser menor a la màxima.

$$V_{s\text{màx}} = 0,2 \cdot \left( \frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{1/2} = 3.565 \frac{m}{s} \quad \text{Equació 11.3.2.2.3.9.1}$$

On:

$V_{s,\text{màx}}$ : velocitat màxima (m/s).

$\rho_L$ : densitat de la fase líquida(Kg/m<sup>3</sup>).

$\rho_v$ : densitat de la fase vapor (Kg/m<sup>3</sup>).

**11.3.2.2.3.10. Comprovació de la velocitat de vapor per tubs.**

Es calcula la velocitat de pas del fluid per tubs segons la següent expressió:

$$v_t = \frac{m_t}{\rho \cdot A_{pas\ 1\ tub} \cdot N_{tp}} = 1.426 \frac{m}{s} \quad \text{Equació 11.3.2.2.3.10.1}$$

On:

$m_t$ : cabal màssic de fluid que circula pels tubs (Kg/s).

$\rho_t$ : densitat del fluid que circula pels tubs (Kg/m<sup>3</sup>).

$A_{pas\ 1\ tub}$ : àrea de pas del fluid per un solt tub. Es calcula com:

$$A_{pas\ 1\ tub} = \frac{\pi}{4} \cdot D_I^2 = 0.00014\ m^2 \quad \text{Equació 11.3.2.2.3.10.2}$$

$N_{tp}$ : nombre de tubs per pas. Es calcula com:

$$N_{tp} = \frac{N_t}{n_{pt}} = 45 \quad \text{Equació 11.3.2.2.3.10.3}$$

On:

$N_t$ : nombre total de tubs.

$n_{pt}$ : nombre de passo per tub.

La velocitat típica obtinguda, es compara amb els valors de les velocitats típiques de la bibliografia consultada (Coulson & Richardson's, 3rd Edition, 1999):

- Líquids per tub:
  - Líquid de procés, entre 1 i 2 m/s, amb un màxim de 4 m/s per tal d'evitar l'embrutiment.
  - Aigua, entre 1.5 i 2.5 m/s.
- Líquid per carcassa, entre 0.3 i 1 m/s.
- Vapors: depenen de la pressió d'operació i la densitat del gas. En el següent rang, els valors mes baixos corresponen als vapors amb pes molecular mes alt:
  - Buit: 50-70 m/s.
  - Pressió atmosfèrica: 10-30 m/s.

- Alta pressió: 5-10 m/s.

Al tractar-se d'un líquid a pressió atmosfèrica, es comprova que entra dins del rang abans esmentat.

#### **11.3.2.2.4. Determinació del coeficient global de transmissió de calor.**

Per tal de cercar el valor d'aquest paràmetre, primer s'han de determinar els coeficients individuals de transmissió de calor.

##### **11.3.2.2.4.1. Coeficient individual al costat de tubs.**

Per tal de determinar el coeficient individual de transmissió de calor sense que es produeixi un canvi de fase en el interior del bescanviador de calor a dissenyar es procedeix de la següent forma.

Es calcula l'àrea de pas d'un tub usant la següent expressió:

$$A_{pas\ 1\ tub} = \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 = 0.0001434\ m^2$$

Aleshores es procedeix a calcular l'àrea de pas de tots els tubs tenint en complet el nombre de tubs i el nombre de pas per tubs:

$$A_{pas\ total} = N_t \cdot \frac{A_{pas\ 1\ tub}}{n_{pt}} = 0.00645\ m^2$$

La relació entre el cabal màssic per àrea, s'anomena densitat de flux màssic. El seu càlcul es dona per mitja de la següent expressió:

$$G_{tub} = \frac{m_t}{A_{pas\ total}} = \begin{cases} G_{tub}: \text{densitat de flux massic} \left[ \frac{Kg}{m^2 \cdot s} \right] \\ m_t: \text{cabal massic en} \left[ \frac{Kg}{s} \right] \end{cases} \rightarrow G = 1024.17 \frac{Kg}{m^2 \cdot s}$$

Es calculen els nombres de Reynolds i Prandl per tal de determinar el paràmetre  $j_h$  i posteriorment els coeficients de transferència de matèria.

$$Re_{tubo} = \frac{D_i \cdot G_{tubo}}{\mu} = 62467.86$$

$$Pr_{tubo} = \frac{C_p \cdot \mu}{k} = 6.12$$

Es requereix el càlcul del factor de transferència de calor  $j_h$ , Aquest es troba amb el nombre de Reynolds abans calculat i la relació L/D, situant aquestes variables en la figura mostrada a continuació.

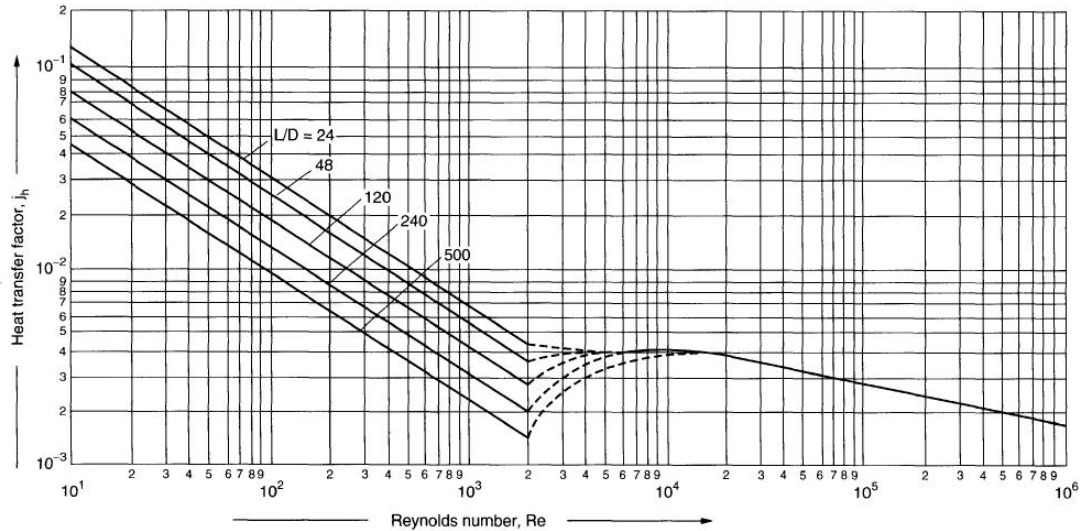


Figure 12.23. Tube-side heat-transfer factor

Figura 11.3.2.2.4.1.1. Representació del valor de  $j_h$  en el costat dels tubs.

La gràfica 11.3.2.2.4.1.1 depèn de la relació de longitud i diàmetre per a Reynolds baixos, a partir de Reynolds superiors a 10000, el factor de transferència de calor es pot calcular amb una correlació:

$$j_h = 0.027 \cdot Re_t^{-0.2}$$

Per a un primer càlcul, es menysprea els efectes de la variació de la viscositat amb la temperatura, es a dir, la viscositat del fluid en el si de la carcassa i la viscositat del fluid en la paret dels en contacte amb els tubs son iguals (el quocient de viscositats es de 1).

$$h_t = j_h \cdot Re \cdot Pr^{0.33} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right) \cdot \frac{k}{D_i} = 180.625 \frac{W}{m^2 K}$$

### Equació 11.3.2.2.4.1.1

On:

$h_t$ : Coeficient individual de transmissió de calor al costat del tub ( $KW/m^2^{\circ}C$ ).

$\mu$ : Viscositat del fluid que circula pel tub ( $Kg/ms$ ).

$\mu_w$ : Viscositat del fluid a la temperatura de la paret ( $Kg/ms$ ).

k: Conductivitat del fluid que circula pel tub (KW/m°C).

Un cop es calcula el valor del coeficient de transferència de calor, s'ha de comprovar que cau dins dels rangs típics del fluid i del seu estat físic, per mitja de la taula 11.3.2.1.7.1 (apartat 11.3.2.1.7).

#### **11.3.2.2.4.2. Coeficient individual al costat de la carcassa.**

Per calcular el coeficient individual del costat de la carcassa s'usa la equació de Motinski:

$$h_s = 0,104 \cdot (P_c^{0,69}) \cdot \left(\frac{q}{A}\right)^{0,7} \cdot \left(1,8 \cdot \left(\frac{P}{P_c}\right)^{0,17} + 4 \cdot \left(\frac{P}{P_c}\right)^{1,2} + 10 \cdot \left(\frac{P}{P_c}\right)^{10}\right)$$

#### **Equació 11.3.2.2.4.2.1**

On:

$h_s$ : coeficient individual del costat de la carcassa (W/m<sup>2</sup>°C).

$P_c$ : Pressió crítica del líquid (bar)= 54.9 bar

P: Pressió d'operació (bar).

q: flux de calor (W).

A: àrea de bescanvi (m<sup>2</sup>).

Per a mescles de components, cal aplicar un factor de correcció sobre el coeficient individual de transmissió de calor calculat amb l'equació anteriorment mostrada. Aquest factor es determina per mitja de la següent equació:

$$f_m = \exp(-0.0038 \cdot (T_{bo} - T_{bi})) = 0,997 \quad \text{Equació 11.3.2.2.4.2.2}$$

On:

$T_{bo}$ : temperatura de la mescla de vapor que abandona el bescanviador (°C).

$T_{bi}$ : temperatura del líquid que entra en el bescanviador (°C).

Per tant, el coeficient individual de transmissió de calor pel costat de la carcassa es calcula com:

$$h_{s \text{ final}} = h_s \cdot f_m = 1896.36 \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ C}$$

#### **Equació 11.3.2.2.4.2.3**

El valor del coeficient individual de transmissió de calor al costat carcassa ha d'estar en el rang de 500-1800 W/m<sup>2</sup>K provinent dels líquids orgànics evaporats.

#### 11.3.2.2.5. Flux de calor crític.

En el disseny d'un reboiler tipus Kettle, es necessari tindre un compte el flux de calor crític, que s'obté a partir de la següent equació;

$$q_{cb} = K_b \cdot \left(\frac{p_t}{d_0}\right) \cdot \left(\frac{\lambda}{\sqrt{N_t}}\right) \cdot [\sigma \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_v) \cdot \rho_v^2]^{0.25} \quad \text{Equació 11.3.2.2.5.1}$$

On:

$q_{cb}$ : Flux de calor màxim (crític) en el reboiler (W/m<sup>2</sup>).

$K_b$ : Constant on els seus valors depenen de la disposició dels tubs:

$K_b=0,44$  per pitch quadrat.

$K_b=0,41$  per pitch triangular (que es l'usat en aquest cas).

$p_t$ : pitch (m).

$d_0$ : Diàmetre extern dels tubs (m).

$N_t$ : Número total de tubs.

$\sigma$ : tensió superficial (N/m)= 4.32e-5 KN/m.

Normalment s'aplica després del seu càlcul un factor de seguretat del 70% del valor obtingut amb aquesta equació. El flux de calor durant l'operació el equip ha de ser inferior al màxim obtingut amb l'equació anteriorment mostrada.

$$q_{cb} = 27.282 \frac{KW}{m^2}$$

Per tal de obtindre el flux de calor normal en operació amb les mateixes unitats que el flux de calor màxim, s'ha de dividir per l'àrea total de bescanvi:

$$q = \frac{Q_{total}}{A} = 25.67 \frac{KW}{m^2}$$

#### 11.3.2.2.6. Càlcul del coeficient global real de transmissió de calor.

S'usarà la mateixa equació que la utilitzada en els bescanviadors de carcassa i tubs:

$$\frac{1}{U_R} = \frac{1}{h_s} + \frac{1}{h_{RS}} + \frac{D_E \cdot \ln\left(\frac{D_E}{D_I}\right)}{2 \cdot k} + \frac{D_E}{D_I} \cdot \frac{1}{h_{Rt}} + \frac{D_E}{D_I} \cdot \frac{1}{h_t}$$

Serà necessari tindre els valors dels factor d'embrutiment i de la conductivitat tèrmica del material usat per a la construcció del bescanviador de carcassa i tubs:

- Conductivitat tèrmica: S'usarà com a material de treball, l'acer AISI-316L que permet treballar a temperatures elevades i es d'alt poder anticorrosiu. La seva conductivitat ve donada per la següent gràfica:

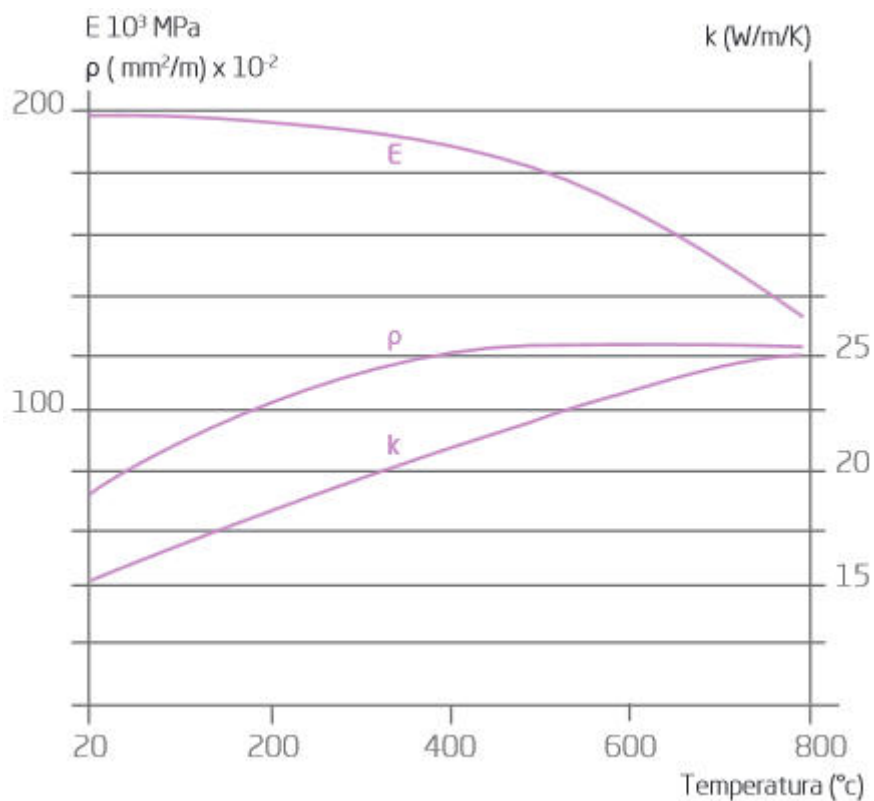


Figura 11.3.2.2.6.1. Valors de la conductivitat tèrmica del material AISI 316L a diferents temperatures.

La conductivitat tèrmica a una temperatura de 320 °C (la mes elevada) es de :

$$K = 0.01096 \frac{KW}{m^2C}$$

- Factors d'embrutiment per carcassa i tubs: Aquests s'avaluen segons les taules mostrades a continuació:

$$h_{RT} = 5000 \frac{W}{m^2C}$$

$$h_{RS} = 5000 \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

Finalment el coeficient global real de transmissió de calor es de :

$$U_R = 118.19 \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

Comprovant que es igual o major que el coeficient suposat en un 15%:

$$U_{supo} = 104 \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ\text{C}} < U_R = 118.19 \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ\text{C}} < 1.15 \cdot U = 119.6 \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

Com que el valor obtingut de  $U_R$  es correcte, abans de sonar per definitiu i acabat el disseny proposat del Kettle K-201, cal comprovar que les pèrdues de pressió en el bescanviador no siguin massa elevades.

#### **11.3.2.2.7. Caiguda de pressió en tubs i carcassa:**

- Caiguda de pressió al costat dels tubs:

La caiguda de pressió en els tubs es calcula per mitja de l'equació XX usada en el bescanviador de calor de carcassa i tubs. Es considera contracció i expansió juntament amb el factor de fricció.

$$\Delta P_{tubs} = 3.16 \text{ KPa}$$

S'ha de comprovar que es trobi dins dels límits permissibles.

- Caiguda de pressió al costat de la carcassa:

En aquest cas es calcula de la mateixa forma que en els bescanviadors de carcassa i tubs per mitja de l'equació 11.3.1.3.1, on finalment:

$$\Delta P_{carcassa} = 7.05 \text{ KPa}$$

A continuació es fa un recull de les dades obtingudes en el disseny del bescanviador de calor tipus Kettle K-201:



Taula 11.3.2.2.7.1. Recull dels paràmetres obtinguts en el disseny del Kettle-Reboiler.

	Carcassa	Tubs
<b>Número de passos</b>	1	2
<b>Diàmetre intern (mm)</b>	494.6	13.51
<b>Espessor (mm)</b>	4.8	2.77
<b>Longitud (m)</b>	2.611	2.44
<b>Velocitat (m/s)</b>	0.267	1.426
<b>Coefficient individual (W/m<sup>2</sup> °C)</b>	180.625	1896.368
<b>Factor d'embrutiment (W/m<sup>2</sup> °C)</b>	5000	5000
<b>Pèrdua de carrega (KN/m<sup>2</sup>)</b>	7.058	3.166
<b>Calor total intercanviat (KW)</b>	336.944	
<b>DTML (°C)</b>	246.827	
<b>Àrea de bescanvi (m<sup>2</sup>)</b>	13.126	
<b>Coefficient global (W/m<sup>2</sup> °C)</b>	104	

Per a una consulta mes exhaustiva, es requereix visitar el full d'especificacions del equip en qüestió, on estan representades les variables necessàries per a la seva comprensió

### 11.3.2.3. Disseny mecànic.

Es realitza de la mateixa forma que en els bescanviadors de tubs i carcassa (apartat XX). A continuació es mostra un recull de les dades que es calculen amb el procediment esmentat en l'apartat anterior per al bescanviador tipus Kettle 201:

Taula 11.3.2.3. Paràmetres de disseny mecànic del Kettle-Reboiler (K-201)

$T_{\text{disseny carcassa}} (^{\circ}\text{C})$	83.31
$T_{\text{disseny tubs}} (^{\circ}\text{C})$	340
$P_{\text{disseny carcassa}} (\text{KPa})$	111.4575
$P_{\text{disseny tubs}} (\text{KPa})$	111.4575
Material usat	AISI 316 L
Espessor carcassa (mm)	4.8
Espessor capçal toriesfèric (mm)	3
Longitud del capçal toriesfèric (mm)	8.5
Pes del equip buit (Kg)	400.26
Pes del equip ple d'aigua (Kg)	870.82
Pes del equip en operació (Kg)	1026.15

Per a la resta de bescanviadors tipus Kettle usats en la planta de producció de carbaril, s'ha procedit de la mateixa forma per tal de fer el disseny mecànic. Tots els resultats obtinguts en cadascun dels equips es mostra en els fulls d'especificacions corresponents.

#### 11.3.2.4. Aïllament:

A causa de tractar-se d'un equip el qual té una temperatura exterior de la paret superior a 40°C, hi haurà que col·locar un aïllant per tal d'evitar la pèrdua de calor amb l'exterior i les lesions del personal a causa d'entrar en contacte amb l'equip.

Per això s'usarà llana de roca, on el seu espessor es calcula amb el programa INSULAN, proporcionat per l'empresa Calorcol.

El aïllament escollit consistirà en mates aïllants de 140 Kg/m<sup>3</sup>.

Per la temperatura interior, s'escull la temperatura de treball del bescanviador, i la temperatura en la superfície del aïllant es fixa a 40 °C. Es considera una temperatura ambient de 25 °C i una velocitat superficial del aire de 0.5 m/s. S'escull acer inoxidable AISI-304L tant per l'interior com per a la superfície del bescanviador.

Les dades esmentades en l'anterior paràgraf es col·loquen en el programa per tal de proporcionar-nos l'espessor de 1.94".

## **11.4. Disseny de columnes**

En aquest apartat es nombraran les diferents columnes de destil·lació dissenyades per a poder dur a terme el procés de producció de Carbaril.

En primer lloc és parlarà del concepte de destil·lació. Aquesta és una operació unitària on el objectiu és separar dos o més components d'una mescla líquida per diferència de volatilitats entre els diferents compostos. D'aquesta manera controlant les variables d'operació com la pressió o la temperatura s'aconsegueix diferents mescles amb les concentracions desitjades.

Si hom vol obtenir un grau elevat de separació, els corrents a tracta s'haurien de sotmetre a successives etapes de separació. Aquest procés, de col·locar n etapes d'evaporació de la corrent líquida i condensació de vapor de manera successiva és coneix com destil·lació amb reflux o rectificació.

Aquest reflux és part del vapor que un cop ha abandonat la columna es condensa i una part del líquid condensat es recircula a la columna. La resta del líquid condensat, no recirculat, es retira com a producte destil·lat.

D'aquesta manera en el interior de la columna estan en contacte el líquid de reflux en sentit descendent amb el vapor que prové del reboiler en sentit ascendent. Al estar en contacte es produeix transferència de matèria entre les dos fases.

Els components més volàtils del líquid es transmeten al vapor a mesura que aquest va ascendint. Per contra el components més pesats actuaran amb el mateix criteri en el sentit descendent del líquid.

Ahora d'efectuar el disseny de les columnes s'ha d'escollir quin tipus s'utilitzarà. Industrialment es treballa amb dos tipus, columna de plats o de reblliment. Per decidir quin tipus de columna és l'adequada s'han de considerar diferents criteris en funció de l'operació que es du a terme.

Es recomana usa columnes de reblliment en els següents casos:

- Per a pressions d'operació baixes.
- Alhora de treballar amb àcids o substàncies corrosives.
- Per a caudals de líquids molt més petits en front al cabal de vapor.

- Per a mescles sensibles a la temperatura, mescles amb punts d'ebullició semblants.

Per altre banda es recomana treballar amb columnes de plats per al casos següents:

- Treballant amb diàmetres elevats, superiors al metre.

- Treballant amb cabals elevats de líquids.

- Presenten major versatilitat i facilitat de modificació.

### 11.4.1 Columna CD201.

Per efectuar el disseny de totes les columnes és segueix el mateix procediment.

En primer lloc s'efectuarà la simulació del procés amb el programa Hysys. Per a dur a la simulació en primer lloc s'efectua un short-cut per després poder efectuar el rigorós.

S'ha d'escollir el model termodinàmic que s'ajusti més a la mescla proporcionada per poder obtenir una bona simulació. En aquest cas s'utilitza NRTL-ideal.

És realitzarà un exemple de càlcul amb la columna CD201. Aquesta columna estarà alimentada per una mescla que conte HCl, foscè, cloroform i MCC, corrent 105.

**Taula 11. 4. 1** Components de la mescla.

Component	Boiling Point	Composició
Foscè (LK)	8,00 °C	0,017
Cloroform (HK)	61,20 °C	0,917
MCC	93,50 °C	0,06

En el balanç de matèria es diferencien dos components clau, el Light Key, LK i el Heavy Key, HK. Aquest es distingeixen per contenir diferents volatilitats tal i com s'observa en la taula 11.4.1, d'aquesta manera en funció de la separació de la mescla que es vol obtenir es determinar un LK i un HK. El LK triat és el foscè per altre banda el HK determinat és el cloroform. Ja que es vol separa HCl i foscè per a dalt i Cloroform i MCC per a baix.

**Taula 11. 4. 2** Balanç de matèria de la columna CD201.

Component	F·z <sub>i</sub>	z <sub>i</sub>	D·x <sub>D</sub>	x <sub>D</sub>	B·x <sub>B</sub>	x <sub>B</sub>
Foscè	215,07	0,017	215,07	1	0	0
Cloroform	11807,39	0,917	0	0	11807,39	0,936
MCC	813,28	0,06	0	0	813,28	0,06
Cabal molar (Kg/h)	12871,76	-	215,07	-	12620,65	-

A partir de les dades de la taula 11.4.2 i el model triat (NRTL-ideal) ja es pot procedir a la utilització del simulador hysys.

Primer de tot és procedeix a fer el short-cut, que és un mètode ràpid d'estimació de propietats, el qual proporcionarà les dades necessàries per a poder fer el rigorós.

Els resultats obtinguts del short-cut són els següents:

**Taula 11. 1. 3** Resum de dades obtingudes amb el short-cut.

N	Nmin	N(aliment)	(L/D)min	(L/D)op	T <sub>cond</sub>	T <sub>reboiler</sub>
30	17	18	5	6	-1,45 °C	63,31 °C

Amb les dades obtingudes al short-cut s'avança al següent pas, introduir aquestes dades a la columna de destil·lació.

Les dades obtingudes amb la destil·lació es representen a la taula 11.4.4.

**Taula 11. 4. 4** Resum de dades obtingudes amb la destil·lació.

N	Nmin	N(aliment)	(L/D)min	(L/D)op	T <sub>cond</sub>	T <sub>reboiler</sub>
45	17	16	5	9	-1,45 °C	63,31 °C

Tal i com s'observa el la taula 11.4.4 en diferència a la taula 11.4.3 el plats escollits finalment han estat 45, més elevats que els que ha previst el short cut. Això és degut a que no s'obtenia la separació desitjada amb les dades previstes pel short cut. Utilitzant les dades de la taula 11.4.3 pel corrent de cues s'obtenia fosc i HCl, per tant s'ha ampliat el nombre d'etapes i la relació de reflux per a poder obtenir la composició esperada per a l'òptima producció de Carbaril.

#### 11.4.1.2 Dimensions de l'equip.

El programa Hysys et proporciona les dimensions necessàries de la columna per a que aquesta funcioni correctament.

En aquest cas s'ha obtingut les següent dimensions:

**Taula 11. 4. 5** Dimensions de la columna

<b>Alçada Rebliment teòrica</b>	14,60 m
---------------------------------	---------

<b>Diàmetre</b>	0,9144 m
<b>Rebliment</b>	Raschig Rings (Ceràmica) 1"
<b>Alçada Rebliment Real</b>	3m
<b>Zones de rebliment (n<sub>r</sub>)</b>	5
<b>Alçada columna (H)</b>	20,5m

Per determinar l'alçada real de la columna s'ha de tenir en compte que no es pot superar més de 3m de rebliment. El rebliment ha d'estar separat per una distancia de 0,5m on es col·locaran els separadors i les boques home.

L'entrada de l'aliment s'efectuarà entre zones de rebliment on es deixarà una distancia d'un metre per la separació entre zones de rebliment i pel difusor d'entrada de l'aliment.

En el fons superior es deixarà un metre de distancia per al distribuïdor del retorn de condensats.

En el fons inferior es deixaran dos metres de distancia per al distribuïdor del vapor generat pel reboiler. També es considera distancia suficient per a contenir el líquid que entrarà al reboiler.

S'ha separat en cinc zones de rebliment de 3m cadascuna. Finalment la columna té una alçada de 20,5m.

#### 11.4.1.3 Disseny mecànic

Els espessors de paret necessaris per a poder resistir les condicions de disseny de l'aparell a pressió s'han obtingut dissenyant a pressió interna.

L'aparell te dues zones diferenciades el cos que és un cilindre vertical i els extrems que son toriesfèrics decimals.

Es determina la temperatura i la pressió de disseny mitjançant la regla REPSOL. En el cas de la temperatura la regla diu que és triarà el màxim entre la temperatura obtinguda sumant 10% a la temperatura màxima d'operació o escollir una temperatura de 80°C. En el cas de la pressió es triarà la pressió més gran entre l'addició del 10% de la pressió d'operació o sumant 1,75bars a la pressió d'operació.

En aquest cas s'ha triat una temperatura de disseny de 80°C i una pressió de disseny de 2,75bars.

El material escollit per l'equip és l'acer inoxidable 316L.

Per determinar el gruix de la carcassa, cilindre vertical, s'utilitza l'Equació 11.4.1.

$$t = \frac{P(R+c)}{SE-0.6P} + c = 0,21[\text{in}] \rightarrow 5,33 [\text{mm}] \quad \text{Equació 11.4.1}$$

On;

t = Espessor necessari, [in]

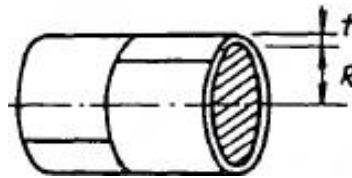
P = Pressió de disseny interna, 2,75 bar--> 39,40[psi]

c = Factor de corrosió, 0.16 [in]

R = Radi del cilindre, 18 [in].

S = Tensió admissible per a una temperatura de disseny 80°C, 15700 [psi]

E = Factor de soldadura, 0,85



**Figura 11.4.1** Cilindre

S'ha escollit un factor de corrosió de 0,16 in, és a dir, 4mm. Ja que, l'interior del reactor R301 hi conte HCl i fòsgè els quals són corrosius.

S'obté un espessor de 5,33[mm], per tant, s'escull una xapa comercial de 6mm.

Per la part del toriesfèric decimal s'utilitza l'Equació 11.4.2. Al espessor obtingut se li afegeix un 10%, per tenir en compte la pèrdua de xapa alhora d'arrodonir-la, d'aquesta manera queda un espessor de 6,69mm i és tria una xapa de 8 mm.

$$t = \frac{P(L+c)M}{2SE-0.2P} + c + 10\% = 0,26[\text{in}] \rightarrow 6,69 [\text{mm}] \quad \text{Equació 11.4.2}$$

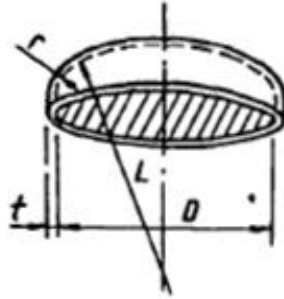
On;

t = Espessor necessari, [in]

P = Pressió de disseny interna, 2,75 bar--> 39,40[psi]

c = Factor de corrosió, 0.16 [in]

- S = Tensió admissible per a una temperatura de disseny 80°C, 15700 [psi]
- E = Factor de soldadura, 0,85.
- L = S'obté observant la figura 11.4.2, 36 [in]
- M = Valor tabulat segons el paràmetre L/r=10, 1,54.



**Figura 11.4.2** Torisfèric decimal

Com s'han obtingut xapes semblants s'escull la mateixa xapa per tot l'equip. És a dir una xapa de 8mm tan pel cos cilíndric com per al fons superior i inferior.

#### 11.4.1.4 Pes de l'equip

Per a poder determinar el pes de l'equip, s'ha d'utilitzar l'espessor obtingut a l'apartat 11.4.1.3. A partir d'aquest és pot establir el volum, aquest és multiplicarà per la densitat. D'aquesta manera s'obté el pes de la columna buida.

$$\text{Pes cilindre} = \left[ \frac{\pi}{4} ((D+2t)^2 - D^2) \cdot H \right] \cdot \rho = 3802,92 \text{Kg} \quad \text{Equació 11.4.3}$$

Per obtenir el pes del torisfèric es calcula el volum d'aquest i es multiplica per la densitat del material empleat. En aquest cas acer inoxidable 316L, 8000 kg/m<sup>3</sup>. D'aquesta manera s'obté el pes en kilograms.

$$\text{Pes torisfèric} = 0,08089 [(D+2t)^3 - D^3] \cdot \rho = 26,43 \text{Kg} \quad \text{Equació 11.4.4}$$

El pes de l'equip buit és la suma dels dos anterior on el torisfèric és el doble, ja que n'hi ha un al fons inferior i un altre al fons superior. Obtenint un pes total de 3854,78Kg.

També es calcularà el pes del rebliment de la torre, multiplicant el volum del rebliment per la densitat del rebliment i el nombre de zones de rebliment. El càlcul es dura a terme mitjançant l'equació 11.4.5.



$$\text{Pes rebliment} = \left[ V_r \cdot \rho_r = \frac{\pi}{4} D^2 H \right] \cdot \rho_r = 6304,25 \text{Kg} \quad \text{Equació 11.4.5}$$

On:

$V_r$  = Volum del rebliment,  $1,97 \text{m}^3$ .

$\rho_r$  = Densitat del rebliment,  $640 \text{Kg/m}^3$ .

El pes de l'equip ple d'aigua és determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat de l'aigua,  $1000 \text{Kg/m}^3$ . El valor obtingut es sumarà al pes de l'equip. Obtenint un pes total de  $10640,88 \text{Kg}$ .

El pes de l'equip en operació és determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat del fluid amb major densitat, pels pitjors dels casos. El valor obtingut es sumarà al pes de l'equip. Obtenint un pes total de  $10869,75 \text{Kg}$ .

#### 11.4.1.5. Aïllament de l'equip

Segons la norma ASME cal aïllar els equips si la temperatura d'operació és superior a  $60^\circ\text{C}$ , per evitar possibles accidents com per exemple que els operaris no es cremin. En aquest cas, la temperatura de carcassa oscil·larà al voltant dels  $63,3^\circ\text{C}$ . Per tant, serà necessari posar algun tipus d'aïllant en la columna.

El gruix d'aïllant es pot calcular a partir del programa Insulan proporcionat per la empresa CALORCOL.

Com a material aïllant s'ha usat llana de roca. El resultat és que cal  $0,5$  polsades d'aïllant a la columna.

Les dades necessàries per obtenir aquest gruix es veuen reflectides en la taula següent.

**Taula 11. 4. 6 Dades per el càlcul del aïllant.**

Càlcul aïllant		
Temperatura ambient	20	$^\circ\text{C}$

Velocitat del aire	0,5	m/s
Temperatura exterior del aïllant	28,6	°C
$\rho$ llana de roca	100	Kg/m <sup>3</sup>
Gruix del aïllant	0,5	inches

## 11.4.2 Columna CD202A-CD202B.

### 11.4.2.1 Balanç de matèria global CD202

Aquesta columna estarà alimentada per una mescla que conte cloroform i MCC, corrent 127.

**Taula 11. 4. 7** Components de la mescla.

Component	Boiling Point	Composició
Cloroform (LK)	61,20 °C	0,936
MCC (HK)	93,50 °C	0,06

En el balanç de matèria es diferencien dos components clau, el Light Key, LK i el Heavy Key, HK. Aquest es distingeixen per contenir diferents volatilitats tal i com s'observa en la taula 11.4.7, d'aquesta manera en funció de la separació de la mescla que es vol obtenir es determinar un LK i un HK. El LK triat és el cloroform per altre banda el HK determinat és el MCC. Ja que es vol separa cloroform per a dalt i MCC per a baix.

**Taula 11. 4. 8** Balanç de matèria total entre CD202a i CD202b.

Component	F·z <sub>i</sub>	z <sub>i</sub>	D·x <sub>D</sub>	x <sub>D</sub>	B·x <sub>B</sub>	x <sub>B</sub>
Cloroform (LK)	11807,39	0,936	11579,24	1	114,07	0,219
MCC (HK)	813,28	0,06	0	0	406,64	0,781
Cabal molars (Kg/h)	12620,65	-	11579,24	-	520,71	-

A partir de les dades de la taula 11.4.8 i el model triat (NRTL-ideal) ja es pot procedir a la utilització del simulador hysys.

Primer de tot és procedeix a fer el short-cut, que és un mètode ràpid d'estimació de propietats, el qual proporcionarà les dades necessàries per a poder fer el rigorós.

Els resultats obtinguts del short-cut són els següents:

**Taula 11. 4. 9** Resum de dades obtingudes amb el short-cut.

N	Nmin	N(aliment)	(L/D)min	(L/D)op	T <sub>cond</sub>	T <sub>reboiler</sub>
15	10	14	0,207	2	61,10	97,64

Amb les dades obtingudes al short-cut s'avança al següent pas, introduir aquestes dades a la columna de destil·lació.

Les dades obtingudes amb la destil·lació es representen a la taula 11.4.10.

**Taula 11. 4. 10** Resum de dades obtingudes amb la destil·lació.

N	Nmin	N(aliment)	(L/D)min	(L/D)op	T <sub>cond</sub>	T <sub>reboiler</sub>
15	10	14	0,219	1	61,10	97.64

S'ha escollit una relació petit, ja que el cost energètic per a relacions de reflux superior era molt gran. Tot i així és un cost elevat. Per altre banda, els valors obtinguts amb el short cut donen la composició requerida per al sistema.

Degut al cost energètic i el cabal t'han gran a tractar es decideix operar en paral·lel. La columna CD203A i CD203B operaran en funció de les dades de la taula 11.4.11.

**Taula 11. 4. 11** Resum de dades obtingudes amb la destil·lació.

N	Nmin	N(aliment)	(L/D)min	(L/D)op	T <sub>cond</sub>	T <sub>reboiler</sub>
14	9	12	0,207	1	61,10	97.64

#### 11.4.2.2 Dimensions de l'equip.

El programa Hysys et proporciona les dimensions necessàries de la columna per a que aquesta funcioni correctament.

En aquest cas s'ha obtingut les següent dimensions:

**Taula 11. 4. 12** Dimensions de la columna

<b>Alçada Columna (H)</b>	11,5 m
<b>Alçada plats</b>	8,534 m
<b>Diàmetre</b>	0,9144 m
<b>Espai entre plats</b>	0,6096 m
<b>Àrea activa</b>	0,5542 m
<b>Gruix de plat (g<sub>p</sub>)</b>	3,175 mm
<b>Nombre de plats (N<sub>p</sub>)</b>	14

#### 11.4.2.3 Disseny mecànic

Els espessors de paret necessaris per a poder resistir les condicions de disseny de l'aparell a pressió s'han obtingut dissenyant a pressió interna.

L'aparell te dues zones diferenciades el cos que és un cilindre vertical i els extrems que son toriesfèrics decimals.

Es determina la temperatura i la pressió de disseny mitjançant la regla REPSOL. En el cas de la temperatura la regla diu que és triarà el màxim entre la temperatura obtinguda sumant 10% a la temperatura màxima d'operació o escollir una temperatura de 80°C. En el cas de la pressió es triarà la pressió més gran entre l'addició del 10% de la pressió d'operació o sumant 1,75bars a la pressió d'operació.

En aquest cas s'ha triat una temperatura de disseny de 112,65°C i una pressió de disseny de 2,75bars.

El material escollit per l'equip és l'acer inoxidable 316L.

Per determinar el gruix de la carcassa, cilindre vertical, s'utilitza l'Equació 11.4.1.

$$t = \frac{P(R+c)}{SE-0.6P} + c = 0,21[\text{in}] \rightarrow 5,36 [\text{mm}] \quad \text{Equació 11.4.1}$$

On;

t = Espessor necessari, [in]

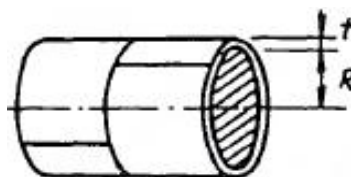
P = Pressió de disseny interna, 2,75 bar--> 39,40[psi]

c = Factor de corrosió, 0.039 [in]

R = Radi del cilindre, 18 [in].

S = Tensió admissible per a una temperatura de disseny 112,65°C,15700 [psi]

E = Factor de soldadura, 0,85



**Figura 11.4.1 Cilindre**

S'obté un espessor de 5,36[mm], per tant, s'escull una xapa comercial de 6mm.

Per la part del toriesféric decimal s'utilitza l'Equació 11.4.2. Al espessor obtingut se li afegeix un 10%, per tenir en compte la pèrdua de xapa alhora d'arrodonir-la, d'aquesta manera queda un espessor de 6,69mm i és tria una xapa de 8mm.

$$t = \frac{P(L+c)M}{2SE-0.2P} + c + 10\% = 0,26[\text{in}] \rightarrow 6,69[\text{mm}] \quad \text{Equació 11.4.2}$$

On;

t = Espessor necessari, [in]

P = Pressió de disseny interna, 2,75 bar--> 39,40[psi]

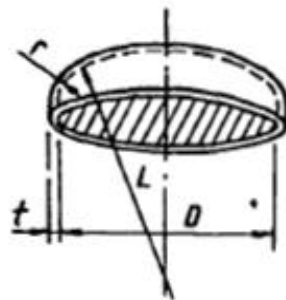
c = Factor de corrosió, 0.039 [in]

S = Tensió admissible per a una temperatura de disseny 112,65°C, 15700 [psi]

E = Factor de soldadura, 0,85.

L = S'obté observant la figura 11.4.2, 36 [in]

M = Valor tabulat segons el paràmetre L/r=10, 1,54.

**Figura 11.4.2 Toriesféric decimal**

Com s'han obtingut xapes semblants s'escull la mateixa xapa per tot l'equip. És a dir una xapa de 8mm tan pel cos cilíndric com per al fons superior i inferior.

#### 11.4.2.4 Pes de l'equip

Per a poder determinar el pes de l'equip, s'ha d'utilitzar l'espessor obtingut a l'apartat 11.4.2.3. A partir d'aquest és pot establir el volum, aquest és multiplicarà per la densitat. D'aquesta manera s'obté el pes de la columna buida.

$$\text{Pes cilindre} = \left[ \frac{\pi}{4} ((D+2t)^2 - D^2) \cdot H \right] \cdot \rho = 1582,71\text{Kg} \quad \text{Equació 11.4.3}$$

Per obtenir el pes del toriesfèric es calcula el volum d'aquest i es multiplica per la densitat del material empleat. En aquest cas acer inoxidable 316L, 8000 kg/m<sup>3</sup>. D'aquesta manera s'obté el pes en kilograms.

$$\text{Pes toriesfèric} = 0,08089[(D+2t)^3 - D^3] \cdot \rho = 26,43\text{Kg} \quad \text{Equació 11.4.4}$$

El pes de l'equip buit és la suma dels dos anterior on el toriesfèric és el doble, ja que n'hi ha un al fons inferior i un altre al fons superior. Obtenint un pes total de 1025,45Kg.

El pes dels plats es calculen a partir de l'equació 11.4.6. On N<sub>p</sub> és el nombre de plats, 14 i g<sub>p</sub> és el gruix dels plats, 3,175mm. Obtenint un pes total de 233,51kg.

$$\text{Pes plats} = N_p \cdot \left( \frac{\pi \cdot D^2}{4} \right) \cdot g_p = 233,51\text{Kg} \quad \text{Equació 11.4.6}$$

El pes de l'equip ple d'aigua és determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat de l'aigua, 1000Kg/m<sup>3</sup>. El valor obtingut es sumarà al pes de l'equip. Obtenint un pes total de 2073,52Kg.

El pes de l'equip en operació és determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat del fluid amb major densitat, pels pitjors dels casos. El valor obtingut es sumarà al pes de l'equip. Obtenint un pes total de 2149,99 Kg.

#### 11.4.2.5. Aïllament de l'equip

Segons la norma ASME cal aïllar els equips si la temperatura d'operació és superior a 60°C, per evitar possibles accidents com per exemple que els operaris no es cremin. En aquest cas, la temperatura de carcassa oscil·larà al voltant dels 97,65°C. Per tant, serà necessari posar algun tipus d'aïllant en la columna.

El gruix d'aïllant es pot calcular a partir del programa Insulan proporcionat per la empresa CALORCOL.

Com a material aïllant s'ha usat llana de roca. El resultat és que cal 0,5 polsades d'aïllant a la columna.

Les dades necessàries per obtenir aquest gruix es veuen reflectides en la taula següent.

**Taula 11. 4. 13 Dades per el càlcul del aïllant.**

Càlcul aïllant		
Temperatura ambient	20	°C
Velocitat del aire	0,5	m/s
Temperatura exterior del aïllant	37	°C
$\rho_{\text{llana de roca}}$	100	Kg/m <sup>3</sup>
Gruix del aïllant	0,5	inches

### 11.4.3 Columna CD203.

#### 11.4.3.1 Balanç de matèria CD203

Aquesta columna estarà alimentada per una mescla que conte HCl i cloroform, corrent 97a.

**Taula 11. 4. 14 Components de la mescla.**

Component	Boiling Point	Composició
HCl (LK)	-85,05 °C	0,684
Cloroform (HK)	61,20 °C	0,316

En el balanç de matèria es diferencien dos components clau, el Light Key, LK i el Heavy Key, HK. Aquest es distingeixen per contenir diferents volatilitats tal i com s'observa en la taula 11.4.14, d'aquesta manera en funció de la separació de la mescla que es vol obtenir es determinar un LK i un HK. El LK triat és el HCl per altre banda el HK determinat és el cloroform. Ja que es vol separa HCl per a dalt i Cloroform per a baix.

**Taula 11. 4. 15 Balanç de matèria de la columna CD203.**

Component	F·z <sub>i</sub>	z <sub>i</sub>	D·x <sub>D</sub>	x <sub>D</sub>	B·x <sub>B</sub>	x <sub>B</sub>
HCl	281,08	0,684	281,08	1	0	0
Cloroform	130,11	0,316	0	0	130,11	1
Cabal molar (Kg/h)	411,19	-	281,08	-	130,11	-

A partir de les dades de la taula 11.4.15 i el model triat (NRTL-ideal) ja es pot procedir a la utilització del simulador hysys.

Primer de tot és procedeix a fer el short-cut, que és un mètode ràpid d'estimació de propietats, el qual proporcionarà les dades necessàries per a poder fer el rigorós.

Els resultats obtinguts del short-cut són els següents:

**Taula 11. 4. 16** Resum de dades obtingudes amb el short-cut.

N	Nmin	N(aliment)	(L/D)min	(L/D)op	T <sub>cond</sub>	T <sub>reboiler</sub>
8	6	3	0,145	1	-85 °C	99,16 °C

Amb les dades obtingudes al short-cut s'avança al següent pas, introduir aquestes dades a la columna de destil·lació.

Les dades obtingudes amb la destil·lació es representen a la taula 11.4.17.

**Taula 11. 4. 17** Resum de dades obtingudes amb la destil·lació.

N	Nmin	N(aliment)	(L/D)min	(L/D)op	T <sub>cond</sub>	T <sub>reboiler</sub>
8	6	5	0,145	1	0,69 °C	61 °C

S'ha modificat les dades obtingudes al short cut, ja que condensar a menys 85 °C suposaria un cost d'operació molt alt, el qual faria que la planta no fos assequible econòmicament.

El simulador HYSYS considera un comportament de l'HCl d'acord al model termodinàmic resulta lògic, ja que la seva temperatura de condensació és tan baixa que s'hauria d'utilitzar un refrigerant escollit. Tot i així, s'ha de tenir en compte que per tal de condensar el clorur d'hidrogen no criogènic s'hauria de treballar a alta pressió així es condensar a unes temperatures més assequibles. Així doncs, es corregeix aquesta suposició del programa HYSYS.

Es decideix treballa amb oli de chiller, el qual es troba a una temperatura de aproximadament zero graus. En aquestes condicions el clorur d'hidrogen es troba en fase gas, mentre que el cloroform es troba totalment condensat, ja que la seva temperatura d'ebullició és de 61,1 °C. Així doncs, d'aquesta manera s'obté una bona separació en els caps d'aquesta columna.



D'aquesta manera es redueix el cost energètic de la columna.

#### 11.4.3.2 Dimensions de l'equip.

El programa Hysys et proporciona les dimensions necessàries de la columna per a que aquesta funcioni correctament.

En aquest cas s'ha obtingut les següent dimensions:

**Taula 11. 4. 18** *Dimensions de la columna*

<b>Alçada Rebliment teòrica</b>	3,658 m
<b>Diàmetre</b>	0,4572 m
<b>Rebliment</b>	Raschig Rings (ceràmica) 1"
<b>Alçada Rebliment Real</b>	2m
<b>Zones de rebliment</b>	2
<b>Alçada columna (H)</b>	8m

Per determinar l'alçada real de la columna s'ha de tenir en compte que no es pot superar més de 3m de rebliment. El rebliment ha d'estar separat per una distancia de 0,5m on es col·locaran els separadors i les boques home.

L'entrada de l'aliment s'efectuarà entre zones de rebliment on es deixarà una distancia d'un metre per la separació entre zones de rebliment i pel difusor d'entrada de l'aliment.

En el fons superior es deixarà un metre de distancia per al distribuïdor del retorn de condensats.

En el fons inferior es deixaran dos metres de distancia per al distribuïdor del vapor generat pel reboiler. També es considera distancia suficient per a contenir el líquid que entrarà al reboiler.

S'ha separat en dos zones de rebliment de 2m cadascuna. Finalment la columna té una alçada de 8m.

#### 11.4.3.3 Disseny mecànic

Els espessors de paret necessaris per a poder resistir les condicions de disseny de l'aparell a pressió s'han obtingut dissenyant a pressió interna.

Es dissenya a pressió interna ,ja que, aquesta és amb diferencia major a la pressió externa, pressió atmosfèrica.

L'aparell te dues zones diferenciades el cos que és un cilindre vertical i els extrems que son toriesfèrics decimals.

Es determina la temperatura i la pressió de disseny mitjançant la regla REPSOL. En el cas de la temperatura la regla diu que és triarà el màxim entre la temperatura obtinguda sumant 10% a la temperatura màxima d'operació o escollir una temperatura de 80°C. En el cas de la pressió es triarà la pressió més gran entre l'addició del 10% de la pressió d'operació o sumant 1,75bars a la pressió d'operació.

En aquest cas s'ha triat una temperatura de disseny de 80°C i una pressió de disseny de 2,75bars.

El material escollit per l'equip és l'acer inoxidable 316L.

Per determinar el gruix de la carcassa, cilindre vertical, s'utilitza l'Equació 11.4.1.

$$t = \frac{P(R+c)}{SE-0.6P} + c = 0,18[\text{in}] \rightarrow 4,69 [\text{mm}] \quad \text{Equació 11.4.1}$$

On;

t = Espessor necessari, [in]

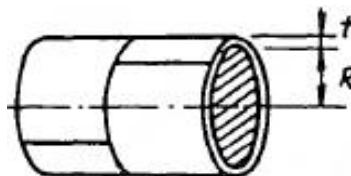
P = Pressió de disseny interna, 2,75 bar--> 39,40 [psi]

c = Factor de corrosió, 0,16 [in]

R = Radi del cilindre, 9 [in].

S = Tensió admissible per a una temperatura de disseny 80°C, 15700 [psi]

E = Factor de soldadura, 0,85



**Figura 11.4.1** Cilindre

S'ha escollit un factor de corrosió de 0,16 in, és a dir, 4mm. Ja que, l'interior del reactor R301 hi conte HCl el qual és corrosiu.

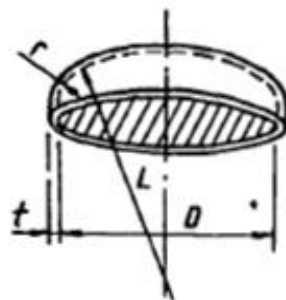
S'obté un espessor de 4,69 [mm], per tant, s'escull una xapa comercial de 6 mm.

Per la part del toriesfèric decimal s'utilitza l'Equació 11.4.2. Al espessor obtingut se li afegeix un 10%, per tenir en compte la pèrdua de xapa alhora d'arrodonir-la, d'aquesta manera queda un espessor de 5,54 mm i és tria una xapa de 6mm.

$$t = \frac{P(L+c)M}{2SE-0.2P} + c + 10\% = 0,22[\text{in}] \rightarrow 5,54 [\text{mm}] \quad \text{Equació 11.4.2}$$

On;

- t = Espessor necessari, [in]
- P = Pressió de disseny interna, 2,75 bar--> 39,40 [psi]
- c = Factor de corrosió, 0,16 [in]
- S = Tensió admissible per a una temperatura de disseny 80°C, 15700 [psi]
- E = Factor de soldadura, 0,85.
- L = S'obté observant la figura 11.4.2, 18 [in]
- M = Valor tabulat segons el paràmetre L/r=10, 1,54.



**Figura 11.4.2** Toriesfèric decimal

#### 11.4.3.4 Pes de l'equip

Per a poder determinar el pes de l'equip, s'ha d'utilitzar l'espessor obtingut a l'apartat 11.4.2.3. A partir d'aquest és pot establir el volum, aquest és multiplicarà per la densitat. D'aquesta manera s'obté el pes de la columna buida.

$$\text{Pes cilindre} = \left[ \frac{\pi}{4} ((D+2t)^2 - D^2) \cdot H \right] \cdot \rho = 558,79 \text{Kg} \quad \text{Equació 11.4.3}$$

Per obtenir el pes del toriesfèric es calcula el volum d'aquest i es multiplica per la densitat del material empleat. En aquest cas acer inoxidable 316L, 8000 kg/m<sup>3</sup>. D'aquesta manera s'obté el pes en kilograms.

$$\text{Pes toriesféric} = 0,08089[(D+2t)^3 - D^3] \cdot \rho = 5\text{Kg} \quad \text{Equació 11.4.4}$$

El pes de l'equip buit és la suma dels dos anterior on el toriesféric és el doble, ja que n'hi ha un al fons inferior i un altre al fons superior. Obtenint un pes total de 761,72Kg.

També es calcularà el pes del rebliment de la torre, multiplicant el volum del rebliment per la densitat del rebliment i el nombre de zones de rebliment. El càlcul es dura a terme mitjançant l'equació 11.4.5.

$$\text{Pes rebliment} = [V_r \cdot \rho_r = \frac{\pi}{4} D^2 H] \cdot n_r = 210,2\text{Kg} \quad \text{Equació 11.4.5}$$

On:

$V_r$  = Volum del rebliment,  $0,33\text{m}^3$ .

$\rho_r$  = Densitat del rebliment,  $640\text{Kg/m}^3$ .

El pes de l'equip ple d'aigua és determinarà segons el volum de l'equip multipicat per la densitat de l'aigua,  $1000\text{Kg/m}^3$ . El valor obtingut es sumarà al pes de l'equip. Obtenint un pes total de 1060,2Kg.

El pes de l'equip en operació és determinarà segons el volum de l'equip multipicat per la densitat del fluid amb major densitat, pels pitjors dels casos. El valor obtingut es sumarà al pes de l'equip. Obtenint un pes total de 1082,57 Kg.

#### 11.4.2.5. Aïllament de l'equip

Segons la norma ASME cal aïllar els equips si la temperatura d'operació és superior a  $60^\circ\text{C}$ , per evitar possibles accidents com per exemple que els operaris no es cremin. En aquest cas, la temperatura de carcassa oscil·larà al voltant dels  $99,2^\circ\text{C}$ . Per tant, serà necessari posar algun tipus d'aïllant en la columna.

El gruix d'aïllant es pot calcular a partir del programa Insulan proporcionat per la empresa CALORCOL.

Com a material aïllant s'ha usat llana de roca. El resultat és que cal 0,5 polsades d'aïllant a la columna.

Les dades necessàries per obtenir aquest gruix es veuen reflectides en la taula següent.

**Taula 11. 4. 19 Dades per el càlcul del aïllant.**

Càlcul aïllant		
Temperatura ambient	20	°C
Velocitat del aire	0,5	m/s
Temperatura exterior del aïllant	37,4	°C
$\rho$ llana de roca	100	Kg/m <sup>3</sup>
Gruix del aïllant	0,5	inches

#### 11.4.4 Columna CD301.

##### 11.4.4.1 Balanç de matèria CD301

Aquesta columna estarà alimentada per una mescla que conte MIC, HCl ,cloroform i MCC, corrents 152a i 159a.

**Taula 11. 4. 20** Components de la mescla.

Component	Boiling Point	152a	153a
HCl (LK)	-85 °C	0,451	0,013
MIC (HK)	39,50 °C	0,176	0,169
Cloroform	61,20 °C	0,364	0,731
MCC	93,50 °C	0,009	0,002

En el balanç de matèria es diferencien dos components clau, el Light Key, LK i el Heavy Key, HK. Aquest es distingeixen per contenir diferents volatilitats tal i com s'observa en la taula 11.4.20, d'aquesta manera en funció de la separació de la mescla que es vol obtenir es determinar un LK i un HK. El LK triat és el HCl per altre banda el HK determinat és el MIC. Ja que es vol separa HCl per a dalt i MIC, cloroform i MCC per a baix.

**Taula 11. 4. 21** Balanç de matèria de la columna CD301.

Component	$F_{152a}z_i$	$F_{159a}z_i$	152a $z_i$	159a $z_i$	$D \cdot x_D$	$x_D$	$B \cdot x_B$	$x_B$
HCl	287,18	29,93	0,451	0,013	317,10	1	0	0
MIC	112,46	383,74	0,176	0,169	0	0	496,21	0,192
Cloroform	232,22	1658,23	0,364	0,731	0	0	1890,45	0,730
MCC	5,42	197,91	0,009	0,002	0	0	203,33	0,08
Cabal molar (Kg/h)	637,29	2269,82	-	-	317,10	-	2589,99	-

A partir de les dades de la taula 11.4.21 i el model triat (NRTL-ideal) ja es pot procedir a la utilització del simulador hysys.

Primer de tot és procedeix a fer el short-cut, que és un mètode ràpid d'estimació de propietats, el qual proporcionarà les dades necessàries per a poder fer el rigorós.

Els resultats obtinguts del short-cut són els següents:

**Taula 11. 4. 22** Resum de dades obtingudes amb el short-cut.

N	Nmin	N(aliment)	(L/D)min	(L/D)op	T <sub>cond</sub>	T <sub>reboiler</sub>
11	9	6	0,402	3	2,05 °C	30,3 °C

Amb les dades obtingudes al short-cut s'avança al següent pas, introduir aquestes dades a la columna de destil·lació.

Les dades obtingudes amb la destil·lació es representen a la taula 11.4.23.

**Taula 11. 23** Resum de dades obtingudes amb la destil·lació.

N	Nmin	N(aliment)	(L/D)min	(L/D)op	T <sub>cond</sub>	T <sub>reboiler</sub>
11	9	7	0,402	4	2,05 °C	39,3 °C

#### 11.4.4.2 Dimensions de l'equip.

El programa Hysys et proporciona les dimensions necessàries de la columna per a que aquesta funcioni correctament.

En aquest cas s'ha obtingut les següent dimensions:

**Taula 11. 4. 24** Dimensions de la columna

<b>Alçada Rebliment teòrica</b>	5,029 m
<b>Diàmetre</b>	0,4572 m
<b>Rebliment</b>	Raschig Rings (ceràmica) 1,5"
<b>Alçada Rebliment Real</b>	3m
<b>Zones de rebliment</b>	2
<b>Alçada columna (H)</b>	10m

Per determinar l'alçada real de la columna s'ha de tenir en compte que no es pot superar més de 3m de rebliment. El rebliment ha d'estar separat per una distancia de 0,5m on es col·locaran els separadors i les boques home.

L'entrada de l'aliment s'efectuarà entre zones de rebliment on es deixarà una distancia d'un metre per la separació entre zones de rebliment i pel difusor d'entrada de l'aliment.

En el fons superior es deixarà un metre de distancia per al distribuïdor del retorn de condensats.

En el fons inferior es deixaràn dos metres de distancia per al distribuïdor del vapor generat pel reboiler. També es considera distancia suficient per a contenir el líquid que entrarà al reboiler.

S'ha separat en dos zones de rebliment de 3m cadascuna. Finalment la columna té una alçada de 10m.

#### 11.4.4.3 Disseny mecànic

Els espessors de paret necessaris per a poder resistir les condicions de disseny de l'aparell a pressió s'han obtingut dissenyant a pressió interna.

Es dissenya a pressió interna ,ja que, aquesta és amb diferència major a la pressió externa, pressió atmosfèrica.

L'aparell te dues zones diferenciades el cos que és un cilindre vertical i els extrems que son toriesfèrics decimals.

Es determina la temperatura i la pressió de disseny mitjançant la regla REPSOL. En el cas de la temperatura la regla diu que és triarà el màxim entre la temperatura obtinguda sumant 10% a la temperatura màxima d'operació o escollir una temperatura de 80°C. En el cas de la pressió es triarà la pressió més gran entre l'addició del 10% de la pressió d'operació o sumant 1,75bars a la pressió d'operació.

En aquest cas s'ha triat una temperatura de disseny de 80°C i una pressió de disseny de 2,75bars.

El material escollit per l'equip és l'acer inoxidable 316L.

Per determinar el gruix de la carcassa, cilindre vertical, s'utilitza l'Equació 11.4.1.

$$t = \frac{P(R+c)}{SE-0.6P} + c = 0,18[\text{in}] \rightarrow 4,69 [\text{mm}] \quad \text{Equació 11.4.1}$$

On;

t = Espessor necessari, [in]

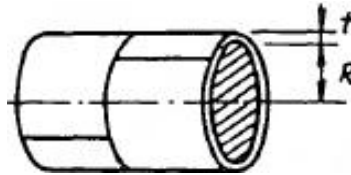
P = Pressió de disseny interna, 2,75 bar--> 39,40[psi]

c = Factor de corrosió, 0,16 [in]

R = Radi del cilindre, 9 [in].

S = Tensió admissible per a una temperatura de disseny 80°C,15700 [psi]

E = Factor de soldadura, 0,85



**Figura 11.4.1** Cilindre

S'ha escollit un factor de corrosió de 0,16 in, és a dir, 4mm. Ja que, l'interior del reactor R301 hi conte HCl el qual és corrosiu.

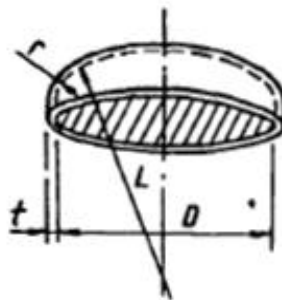
S'obté un espessor de 4,69[mm], per tant, s'escull una xapa comercial de 6mm.

Per la part del torisfèric decimal s'utilitza l'Equació 11.4.2. Al espessor obtingut se li afegeix un 10%, per tenir en compte la pèrdua de xapa alhora d'arrodonir-la, d'aquesta manera queda un espessor de 5,54mm i és tria una xapa de 6mm.

$$t = \frac{P(L+c)M}{2SE-0.2P} + c + 10\% = 0,22[\text{in}] \rightarrow 5,54 [\text{mm}] \quad \text{Equació 11.4.2}$$

On;

- t = Espessor necessari, [in]
- P = Pressió de disseny interna, 2,75 bar--> 39,40[psi]
- c = Factor de corrosió, 0,16 [in]
- S = Tensió admissible per a una temperatura de disseny 80°C, 15700 [psi]
- E = Factor de soldadura, 0,85.
- L = S'obté observant la figura 11.4.2, 18 [in]
- M = Valor tabulat segons el paràmetre L/r=10, 1,54.



**Figura 11.4.2** Torisfèric decimal



#### 11.4.4.4 Pes de l'equip

Per a poder determinar el pes de l'equip, s'ha d'utilitzar l'espessor obtingut a l'apartat 11.4.4.3. A partir d'aquest és pot establir el volum, aquest és multiplicarà per la densitat. D'aquesta manera s'obté el pes de la columna buida.

$$\text{Pes cilindre} = \left[ \frac{\pi}{4} ((D+2t)^2 - D^2) \cdot H \right] \cdot \rho = 698,49 \text{Kg} \quad \text{Equació 11.4.3}$$

Per obtenir el pes del toriesfèric es calcula el volum d'aquest i es multiplica per la densitat del material empleat. En aquest cas acer inoxidable 316L, 8000kg/m<sup>3</sup>. D'aquesta manera s'obté el pes en kilograms.

$$\text{Pes toriesfèric} = 0,08089 [(D+2t)^3 - D^3] \cdot \rho = 5 \text{Kg} \quad \text{Equació 11.4.4}$$

El pes de l'equip buit és la suma dels dos anterior on el toriesfèric és el doble, ja que n'hi ha un al fons inferior i un altre al fons superior. Obtenint un pes total de 708,49 Kg.

També es calcularà el pes del rebliment de la torre, multiplicant el volum del rebliment per la densitat del rebliment i el nombre de zones de rebliment. El càlcul es dura a terme mitjançant l'equació 11.4.5.

$$\text{Pes rebliment} = \left[ V_r \cdot \rho_r = \frac{\pi}{4} D^2 H \right] \cdot n_r = 630,43 \text{Kg} \quad \text{Equació 11.4.5}$$

On:

$V_r$  = Volum del rebliment, 0,49m<sup>3</sup>.

$\rho_r$  = Densitat del rebliment, 640 Kg/m<sup>3</sup>.

El pes de l'equip ple d'aigua és determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat de l'aigua, 1000Kg/m<sup>3</sup>. El valor obtingut es sumarà al pes de l'equip buit. Obtenint un pes total de 1437,83Kg.

El pes de l'equip en operació és determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat del fluid amb major densitat, pels pitjors dels casos. El valor obtingut es sumarà al pes de l'equip. Obtenint un pes total de 1437,83Kg.

#### 11.4.4.5. Aïllament de l'equip

Segons la norma ASME cal aïllar els equips si la temperatura d'operació és superior a 60°C, per evitar possibles accidents com per exemple que els operaris no es cremin. En aquest cas, la temperatura de carcassa oscil·larà al voltant dels 197,3°C. Per tant, serà necessari posar algun tipus d'aïllant en la columna.

El gruix d'aïllant es pot calcular a partir del programa Insulan proporcionat per la empresa CALORCOL.

Com a material aïllant s'ha usat llana de roca. El resultat és que cal 2 polsades d'aïllant a la columna.

Les dades necessàries per obtenir aquest gruix es veuen reflectides en la taula següent.

**Taula 11. 4. 25 Dades per el càlcul del aïllant.**

Càlcul aïllant		
Temperatura ambient	20	°C
Velocitat del aire	0,5	m/s
Temperatura exterior del aïllant	33,12	°C
$\rho$ llana de roca	100	Kg/m <sup>3</sup>
Gruix del aïllant	2	inches

#### 11.4.5 Columna CD302A-CD302B.

##### 11.4.5.1 Balanç de matèria CD302

Aquesta columna estarà alimentada per una mescla que conte MIC ,cloroform i MCC, corrent 168.

**Taula 11. 4. 26 Components de la mescla.**

Component	Boiling Point	Composició
MIC (LK)	39,50 °C	0,192
Cloroform (HK)	61,20 °C	0,730
MCC	93,50 °C	0,08

En el balanç de matèria es diferencien dos components clau, el Light Key, LK i el Heavy Key, HK. Aquest es distingeixen per contenir diferents volatilitats tal i com s'observa en la taula 11.4.26, d'aquesta manera en funció de la separació de la mescla que es vol obtenir es determinar un LK i un HK. El LK triat és el MIC per altre banda el HK determinat és el Cloroform. Ja que es vol separa MIC per a dalt i cloroform i MCC per a baix.

**Taula 11. 4. 27 Balanç de matèria de la columna CD302.**

Component	$F \cdot z_i$	$z_i$	$D \cdot x_D$	$x_D$	$B \cdot x_B$	$x_B$
-----------	---------------	-------	---------------	-------	---------------	-------

MIC	496,21	0,192	496,21	1	0	0
Cloroform	1890,45	0,730	0	0	1890,45	0,903
MCC	203,33	0,08	0	0	203,33	0,097
Cabal molars (Kmol/h)	2589,99	-	496,21	-	2093,78	-

A partir de les dades de la taula 11.4.27 i el model triat (NRTL-ideal) ja es pot procedir a la utilització del simulador hysys.

Primer de tot és procedeix a fer el short-cut, que és un mètode ràpid d'estimació de propietats, el qual proporcionarà les dades necessàries per a poder fer el rigorós.

Els resultats obtinguts del short-cut són els següents:

**Taula 11. 4. 28** Resum de dades obtingudes amb el short-cut.

N	Nmin	N(aliment)	(L/D)min	(L/D)op	T <sub>cond</sub>	T <sub>reboiler</sub>
63	41	36	3,521	6	38,80 °C	64,47 °C

Amb les dades obtingudes al short-cut s'avança al següent pas, introduir aquestes dades a la columna de destil·lació.

Les dades obtingudes amb la destil·lació es representen a la taula 11.4.29.

**Taula 11. 4. 29** Resum de dades obtingudes amb la destil·lació.

N	Nmin	N(aliment)	(L/D)min	(L/D)op	T <sub>cond</sub>	T <sub>reboiler</sub>
42	41	19	3,521	5	38,80 °C	64,47 °C

#### 11.4.5.2 Dimensions de l'equip.

El programa Hysys et proporciona les dimensions necessàries de la columna per a que aquesta funcioni correctament.

En aquest cas s'ha obtingut les següent dimensions:

**Taula 11. 4. 30** Dimensions de la columna

<b>Alçada Rebliment teòrica</b>	18 m
<b>Diàmetre</b>	0,6096 m
<b>Rebliment</b>	Anells Raschig (Ceràmica) 1"
<b>Alçada Rebliment Real</b>	3m
<b>Zones de rebliment</b>	6
<b>Alçada columna (H)</b>	24m

En primera instancia es va obtenir una columna de 30m d'alçada de rebliment. Al ser tant gran es va decidir dobla l'equip per obtenir una columna amb unes dimensions inferiors.

Per determinar l'alçada real de la columna s'ha de tenir en compte que no es pot superar més de 3m de rebliment. El rebliment ha d'estar separat per una distancia de 0,5m on es col·locaran els separadors i les boques home.

L'entrada de l'aliment s'efectuarà entre zones de rebliment on es deixarà una distancia d'un metre per la separació entre zones de rebliment i pel difusor d'entrada de l'aliment.

En el fons superior es deixarà un metre de distancia per al distribuïdor del retorn de condensats.

En el fons inferior es deixaran dos metres de distancia per al distribuïdor del vapor generat pel reboiler. També es considera distancia suficient per a contenir el líquid que entrarà al reboiler.

S'ha separat en sis zones de rebliment de 3m cadascuna. Finalment la columna té una alçada de 24m.

#### 11.4.5.3 Disseny mecànic

Els espessors de paret necessaris per a poder resistir les condicions de disseny de l'aparell a pressió s'han obtingut dissenyant a pressió interna.

L'aparell te dues zones diferenciades el cos que és un cilindre vertical i els extrems que son toriesfèrics decimals.

Es determina la temperatura i la pressió de disseny mitjançant la regla REPSOL. En el cas de la temperatura la regla diu que és triarà el màxim entre la temperatura obtinguda sumant 10% a la temperatura màxima d'operació o escollir una temperatura de 80°C. En el cas de la pressió es triarà la pressió més gran entre l'addició del 10% de la pressió d'operació o sumant 1,75bars a la pressió d'operació.

En aquest cas s'ha triat una temperatura de disseny de 80°C i una pressió de disseny de 2,75bars.

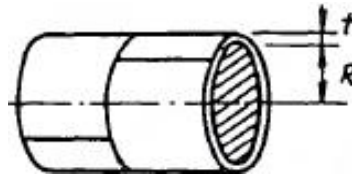
El material escollit per l'equip és l'acer inoxidable 316L.

Per determinar el gruix de la carcassa, cilindre vertical, s'utilitza l'Equació 11.4.1.

$$t = \frac{P(R+c)}{SE-0.6P} + c = 0,07[\text{in}] \rightarrow 1,90 [\text{mm}] \quad \text{Equació 11.4.1}$$

On;

- t = Espessor necessari, [in]
- P = Pressió de disseny interna, 2,75bar--> 39,4[psi]
- c = Factor de corrosió, 0,039 [in]
- R = Radi del cilindre, 12 [in].
- S = Tensió admissible per a una temperatura de disseny 80°C,15700 [psi]
- E = Factor de soldadura, 0,85



**Figura 11.4.1** Cilindre

S'obté un espessor de 1,90[mm], per tant, s'escull una xapa comercial de 4mm.

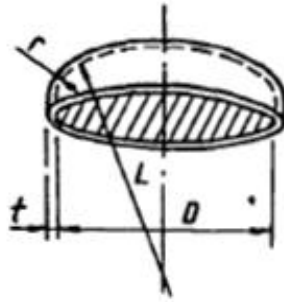
Per la part del toriesfèric decimal s'utilitza l'Equació 11.4.2. Al espessor obtingut se li afegeix un 10%, per tenir en compte la pèrdua de xapa alhora d'arrodonir-la, d'aquesta manera queda un espessor de 2,62mm i és tria una xapa de 4mm.

$$t = \frac{P(L+c)M}{2SE-0.2P} + c + 10\% = 0,10[\text{in}] \rightarrow 2,62 [\text{mm}] \quad \text{Equació 11.4.2}$$

On;

- t = Espessor necessari, [in]
- P = Pressió de disseny interna, 2,75bar--> 39,4[psi]
- c = Factor de corrosió, 0,039 [in]
- S = Tensió admissible per a una temperatura de disseny 80°C,15700 [psi]
- E = Factor de soldadura, 0,85.
- L = S'obté observant la figura 11.4.2, 24 [in]

M = Valor tabulat segons el paràmetre  $L/r=10, 1,54$ .



**Figura 11.4.2** Toriesfèric decimal

#### 11.4.5.4 Pes de l'equip

Per a poder determinar el pes de l'equip, s'ha d'utilitzar l'espessor obtingut a l'apartat 11.4.5.3. A partir d'aquest és pot establir el volum, aquest és multiplicarà per la densitat. D'aquesta manera s'obté el pes de la columna buida.

$$\text{Pes cilindre} = \left[ \frac{\pi}{4} ((D+2t)^2 - D^2) \cdot H \right] \cdot \rho = 1108,53 \text{Kg} \quad \text{Equació 11.4.3}$$

Per obtenir el pes del toriesfèric es calcula el volum d'aquest i es multiplica per la densitat del material empleat. En aquest cas acer inoxidable 316L,  $8000 \text{kg/m}^3$ . D'aquesta manera s'obté el pes en kilograms.

$$\text{Pes toriesfèric} = 0,08089 [(D+2t)^3 - D^3] \cdot \rho = 4,4 \text{Kg} \quad \text{Equació 11.4.4}$$

El pes de l'equip buit és la suma dels dos anterior on el toriesfèric és el doble, ja que n'hi ha un al fons inferior i un altre al fons superior. Obtenint un pes total de  $1416,58 \text{Kg}$ .

També es calcularà el pes del reblliment de la torre, multiplicant el volum del reblliment per la densitat del reblliment i el nombre de zones de reblliment. El càlcul es dura a terme mitjançant l'equació 11.4.5.

$$\text{Pes reblliment} = \left[ V_r \cdot \rho_r = \frac{\pi}{4} D^2 H \right] \cdot n_r = 3362,27 \text{Kg} \quad \text{Equació 11.4.5}$$

On:

$V_r =$  Volum del reblliment,  $0,88 \text{m}^3$ .

$\rho_r$  = Densitat del rebliment, 640 Kg/m<sup>3</sup>.

El pes de l'equip ple d'aigua és determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat de l'aigua, 1000Kg/m<sup>3</sup>. El valor obtingut es sumarà al pes de l'equip. Obtenint un pes total de 4619,20 Kg.

El pes de l'equip en operació és determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat del fluid amb major densitat, pels pitjors dels casos. El valor obtingut es sumarà al pes de l'equip. Obtenint un pes total de 4669,62 Kg.

#### 11.4.5.5. Aïllament de l'equip

Segons la norma ASME cal aïllar els equips si la temperatura d'operació és superior a 60°C, per evitar possibles accidents com per exemple que els operaris no es cremin. En aquest cas, la temperatura de carcassa oscil·larà al voltant dels 64,47C. Per tant, serà necessari posar algun tipus d'aïllant en la columna.

El gruix d'aïllant es pot calcular a partir del programa Insulan proporcionat per la empresa CALORCOL.

Com a material aïllant s'ha usat llana de roca. El resultat és que cal 0,5 polsades d'aïllant a la columna.

Les dades necessàries per obtenir aquest gruix es veuen reflectides en la taula següent.

**Taula 11. 4. 31 Dades per el càlcul del aïllant.**

Càlcul aïllant		
Temperatura ambient	20	°C
Velocitat del aire	0,5	m/s
Temperatura exterior del aïllant	28,9	°C
$\rho_{llana\ de\ roca}$	100	Kg/m <sup>3</sup>
Gruix del aïllant	0,5	inches

#### **11.4.6 Columna CD401.**

##### 11.4.6.1 Balanç de matèria CD401

Aquesta columna estarà alimentada per una mescla que conte MIC ,Carbaril, 1-Naftol i Toluè, corrent 233b.

**Taula 11. 4. 32** Components de la mescla.

Component	Boiling Point	Composició
MIC (LK)	39,50 °C	0,06
Toluè (HK)	110,6 °C	0,748
1-Naftol	298 °C	0,015
Carbaril	378 °C	0,231

En el balanç de matèria es diferencien dos components clau, el Light Key, LK i el Heavy Key, HK. Aquest es distingeixen per contenir diferents volatilitats tal i com s'observa en la taula 11.4.32, d'aquesta manera en funció de la separació de la mescla que es vol obtenir es determinar un LK i un HK. El LK triat és el MIC per altre banda el HK determinat és el naftol. Ja que es vol separa MIC i toluè per a dalt i Carbaril, naftol i toluè per a baix.

**Taula 11. 4. 33** Balanç de matèria de la columna CD401.

Component	F·z <sub>i</sub>	z <sub>i</sub>	D·x <sub>D</sub>	x <sub>D</sub>	B·x <sub>B</sub>	x <sub>B</sub>
MIC	47,65	0,06	47,64	1	0	0
Toluè	5651,87	0,748	0	0	5651,87	0,753
1-Naftol	112,32	0,015	0	0	112,32	0,015
Carbaril	1741,59	0,231	0	0	1741,59	0,232
Cabal molar (Kg/h)	7553,43	-	47,64	-	7505,59	-

A partir de les dades de la taula 11.4.33 i el model triat (NRTL-ideal) ja es pot procedir a la utilització del simulador hysys.

Primer de tot és procedeix a fer el short-cut, que és un mètode ràpid d'estimació de propietats, el qual proporcionarà les dades necessàries per a poder fer el rigorós.

Els resultats obtinguts del short-cut són els següents:

**Taula 11. 4. 34** Resum de dades obtingudes amb el short-cut.

N	Nmin	N(aliment)	(L/D)min	(L/D)op	T <sub>cond</sub>	T <sub>reboiler</sub>
25	15	21	3,263	5	38,8 °C	115,7 °C

Amb les dades obtingudes al short-cut s'avança al següent pas, introduir aquestes dades a la columna de destil·lació.

Les dades obtingudes amb la destil·lació es representen a la taula 11.4.35.



**Taula 11. 4. 35** Resum de dades obtingudes amb la destil·lació.

N	Nmin	N(aliment)	(L/D)min	(L/D)op	T <sub>cond</sub>	T <sub>reboiler</sub>
25	15	10	3,263	5	38,8 °C	115,7 °C

#### 11.4.6.2 Dimensions de l'equip.

El programa Hysys et proporciona les dimensions necessàries de la columna per a que aquesta funcioni correctament.

En aquest cas s'ha obtingut les següent dimensions:

**Taula 11. 4. 36** Dimensions de la columna

<b>Alçada Rebliment teòrica</b>	11,52 m
<b>Diàmetre</b>	0,7620 m
<b>Rebliment</b>	Raschig Rings (Ceràmica) 1"
<b>Alçada Rebliment Real</b>	3m
<b>Zones de rebliment</b>	4
<b>Alçada columna (H)</b>	17m

Per determinar l'alçada real de la columna s'ha de tenir en compte que no es pot superar més de 3m de rebliment. El rebliment ha d'estar separat per una distancia de 0,5m on es col·locaran els separadors i les boques home.

L'entrada de l'aliment s'efectuarà entre zones de rebliment on es deixarà una distancia d'un metre per la separació entre zones de rebliment i pel difusor d'entrada de l'aliment.

En el fons superior es deixarà un metre de distancia per al distribuïdor del retorn de condensats.

En el fons inferior es deixaran dos metres de distancia per al distribuïdor del vapor generat pel reboiler. També es considera distancia suficient per a contenir el líquid que entrarà al reboiler.

S'ha separat en quatre zones de rebliment de 3m cada zona. Finalment la columna té una alçada de 17m.

#### 11.4.6.3 Disseny mecànic

Els espessors de paret necessaris per a poder resistir les condicions de disseny de l'aparell a pressió s'han obtingut dissenyant a pressió interna.

L'aparell te dues zones diferenciades el cos que és un cilindre vertical i els extrems que son toriesfèrics decimals.

Es determina la temperatura i la pressió de disseny mitjançant la regla REPSOL. En el cas de la temperatura la regla diu que és triarà el màxim entre la temperatura obtinguda sumant 10% a la temperatura màxima d'operació o escollir una temperatura de 80°C. En el cas de la pressió es triarà la pressió més gran entre l'addició del 10% de la pressió d'operació o sumant 1,75bars a la pressió d'operació.

En aquest cas s'ha triat una temperatura de disseny de 130,7°C i una pressió de disseny de 2,75bars.

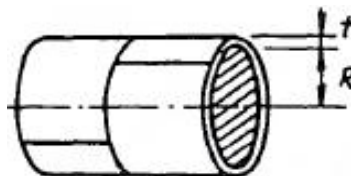
El material escollit per l'equip és l'acer inoxidable 316L.

Per determinar el gruix de la carcassa, cilindre vertical, s'utilitza l'Equació 11.4.1.

$$t = \frac{P(R+c)}{SE-0.6P} + c = 0,08[\text{in}] \rightarrow 2,13 [\text{mm}] \quad \text{Equació 11.4.1}$$

On;

- t = Espessor necessari, [in]
- P = Pressió de disseny interna, 2,75 bar--> 39,6[psi]
- c = Factor de corrosió, 0.039 [in]
- R = Radi del cilindre, 15 [in].
- S = Tensió admissible per a una temperatura de disseny 130,7°C, 15700 [psi]
- E = Factor de soldadura, 0,85



**Figura 11.4.1** Cilindre

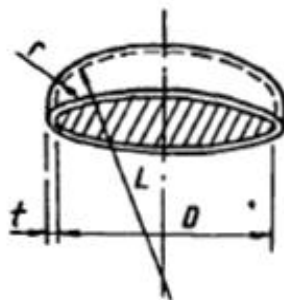
S'obté un espessor de 2,13[mm], per tant, s'escull una xapa comercial de 3mm.

Per la part del toriesfèric decimal s'utilitza l'Equació 11.4.2. Al espessor obtingut se li afegeix un 10%, per tenir en compte la pèrdua de xapa alhora d'arrodonir-la, d'aquesta manera queda un espessor de 3,01mm i és tria una xapa de 4mm.

$$t = \frac{P(L+c)M}{2SE-0.2P} + c + 10\% = 0,12[\text{in}] \rightarrow 3,01 [\text{mm}] \quad \text{Equació 11.4.2}$$

On;

- t = Espessor necessari, [in]
- P = Pressió de disseny interna, 1,12 bar--> 15,97[psi]
- c = Factor de corrosió, 0.039 [in]
- S = Tensió admissible per a una temperatura de disseny 130,7°C, 15700 [psi]
- E = Factor de soldadura, 0,85.
- L = S'obté observant la figura 11.4.2, 30 [in]
- M = Valor tabulat segons el paràmetre L/r=10, 1,54.



**Figura 11.4.2 Toriesfèric decimal**

Com les xapes obtingudes són semblants s'escull la mateixa xapa per a les diferents parts. En aquest cas s'escull una xapa de 4mm.

#### 11.4.6.4 Pes de l'equip

Per a poder determinar el pes de l'equip, s'ha d'utilitzar l'espessor obtingut a l'apartat 11.4.6.3. A partir d'aquest és pot establir el volum, aquest és multiplicarà per la densitat. D'aquesta manera s'obté el pes de la columna buida.

$$\text{Pes cilindre} = \left[ \frac{\pi}{4} ((D+2t)^2 - D^2) \cdot H \right] \cdot \rho = 1309,11 \text{Kg} \quad \text{Equació 11.4.3}$$

Per obtenir el pes del toriesfèric es calcula el volum d'aquest i es multiplica per la densitat del material empleat. En aquest cas acer inoxidable 316L, 8000 kg/m<sup>3</sup>. D'aquesta manera s'obté el pes en kilograms.

$$\text{Pes toriesfèric} = 0,08089[(D+2t)^3 - D^3] \cdot \rho = 9,11\text{Kg} \quad \text{Equació 11.4.4}$$

El pes de l'equip buit és la suma dels dos anterior on el toriesfèric és el doble, ja que n'hi ha un al fons inferior i un altre al fons superior. Obtenint un pes total de 1327,34 Kg.

També es calcularà el pes del rebliment de la torre, multiplicant el volum del rebliment per la densitat del rebliment i el nombre de zones de rebliment. El càlcul es dura a terme mitjançant l'equació 11.4.5.

$$\text{Pes rebliment} = \left[ V_r \cdot \rho_r = \frac{\pi}{4} D^2 H \right] \cdot n_r = 3502,35\text{Kg} \quad \text{Equació 11.4.5}$$

On:

$V_r$  = Volum del rebliment, 1,37m<sup>3</sup>.

$\rho_r$  = Densitat del rebliment, 640 Kg/m<sup>3</sup>.

El pes de l'equip ple d'aigua és determinarà segons el volum de l'equip multipicat per la densitat de l'aigua, 1000Kg/m<sup>3</sup>. El valor obtingut es sumarà al pes de l'equip. Obtenint un pes total de 4995,62Kg.

El pes de l'equip en operació és determinarà segons el volum de l'equip multipicat per la densitat del fluid amb major densitat, pels pitjors dels casos. El valor obtingut es sumarà al pes de l'equip. Obtenint un pes total de 4968,13Kg.

#### 11.4.6.5. Aïllament de l'equip

Segons la norma ASME cal aïllar els equips si la temperatura d'operació és superior a 60°C, per evitar possibles accidents com per exemple que els operaris no es cremin. En aquest cas, la temperatura de carcassa oscil·larà al voltant dels 115,7°C. Per tant, serà necessari posar algun tipus d'aïllant en la columna.

El gruix d'aïllant es pot calcular a partir del programa Insulan proporcionat per la empresa CALORCOL.

Com a material aïllant s'ha usat llana de roca. El resultat és que cal 1 polsada d'aïllant a la columna.

Les dades necessàries per obtenir aquest gruix es veuen reflectides en la taula

**Taula 11. 4. 37 Dades per el càlcul del aïllant.**

Càlcul aïllant		
Temperatura ambient	20	°C
Velocitat del aire	0,5	m/s
Temperatura exterior del aïllant	31,9	°C
$\rho_{\text{llana de roca}}$	100	Kg/m <sup>3</sup>
Gruix del aïllant	1	inches

#### 11.4.7 Resum Columnes

A continuació es mostra una taula resum amb les temperatures i pressions d'operació de les diferents columnes de la planta.

**Taula 11. 4. 38 Resum columnes destil·lació.**

CD	T <sub>operació</sub> (°C)	P <sub>operació</sub> (bar)	T <sub>disseny</sub> (°C)	P <sub>disseny</sub> (bar)
201	63,31	1	80	2,75
202A	61,1	1	80	2,75
202B	61,1	1	80	2,75
203	97,65	1	112,65	2,75
301A	64,47	1	80	2,75
301B	64,47	1	80	2,75
302	64,47	1	80	2,75
401	115,7	1	130,7	2,75

## **11.5. Disseny de columnes d'absorció**

L'absorció és una operació unitària basada en la separació de un o més components d'una mescla gasosa amb l'ajuda d'un solvent líquid mitjançant un procés de transferència de matèria. Les operacions d'absorció es duen a terme en columnes de plats o rebliment per tal de afavorir el contacte entre les dues fases, augmentant el rendiment de l'operació. La diferència de concentració entre les dues fases és la força impulsora, per tant, quan la concentració del component a la fase líquida sigui zero la transferència serà màxima. L'operació unitària contrària al procés d'absorció s'anomena desabsorció (stripping).

L'absorció pot ser física o química, segons les interaccions que es donen entre la fase gas i líquida. Quan el component gasós es dissol en la fase líquida, es té una absorció física; en canvi, quan aquest reacciona amb la fase líquida per donar altre compost es té una absorció química. Les diferències de concentració màximes es donen en l'absorció química, on el compost reacciona de manera irreversible i quasi instantània amb el líquid. En l'absorció física, el compost es va acumulant en la fase líquida, fent que la diferència de concentració sigui més petita.

### **11.5.1. Columna d'absorció CA-201**

En aquest cas s'utilitza el fenomen d'absorció per tal de separar l'HCl present en la mescla de gasos de sortida del reactor R-201, el qual és un producte no desitjat de la reacció entre el foscè i la monometilamina. Per tal de dur a terme aquesta absorció s'ha d'escollir un dissolvent adient, el qual ha de presentar una sèrie de característiques per tal de que aquesta operació es dugui a terme correctament.

En primer lloc, la solubilitat dels components que es volen absorbir en el dissolvent ha de ser elevada i a l'hora l'HCl ha de presentar una solubilitat baixa per tal de que sigui fàcilment separable i que no es transfereixi al sí del dissolvent. Com més solubles siguin els components a absorbir en el dissolvent major es la velocitat d'absorció i la quantitat requerida de dissolvent és menor. A poder ser, el dissolvent escollit ha de ser econòmic per a que les pèrdues d'aquest o el seu requeriment no siguin costoses. A més a més es prefereix que aquest presenti una baixa viscositat per tal d'obtenir una major velocitat d'absorció a més de tenir unes pèrdues de càrrega menors a l'hora de bombejar-lo. Idealment, si és possible és millor que el dissolvent no sigui tòxic, ni inflamable, ha de ser estable químicament i ha de presentar un punt baix de congelament.

Per una banda s'aconsegueix eliminar l'HCl de mescla de gasos procedent de la sortida del reactor R-201 i per una altre s'introdueix un dissolvent, en aquest cas el cloroform el qual és necessari en la degradació tèrmica del MCC, ja que la mescla d'aquest amb un dissolvent ajuda a evitar que es dugui a terme la reacció de polimerització de MCC o bé la reacció inversa de formació d'aquest mitjançant la interacció del MIC amb HCl.

El procés d'absorció d'aquest procés consisteix en una absorció en contracorrent, ja que d'aquesta manera s'obté una major eficiència d'absorció, on s'introdueix un corrent de cloroform per la part superior de la columna, i la mescla de gasos provinent de la sortida del reactor R-201 s'introdueix per la part inferior.

Com ja s'ha esmentat anteriorment, el corrent provinent de la sortida del reactor està conformat de MCC, HCl i el foscè no reaccionat. Les característiques d'aquest corrent es troben especificades a continuació.

*Taula 11.5.1. Característiques del corrent d'entrada a la columna d'absorció.*

<b>T<sup>a</sup> (°C)</b>	<b>P (atm)</b>	<b>Cabal molar (kmol/h)</b>	<b>Densitat (kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>PM (Kg/Kmol)</b>
88.13	1	19.57	2.47	68.76

Les composicions i cabals de cada component que conforma aquest corrent s'especificuen més endavant, en l'apartat de balanç de matèria d'aquest punt.

Per tal de dissenyar aquesta columna s'utilitza el programa simulador Aspen-Hysys. Si es desitja una reproducció fidedigna del comportament real dels components de la mescla, és necessari escollir un model termodinàmic que s'ajusti adequadament a les propietats dels components. Per la simulació del fenomen d'absorció s'escull el parell NRTL-Ideal.

La columna d'absorció CA-201 es dissenya per tal que s'elimini tot l'HCl i així obtenir un corrent líquid lliure d'aquest component per tal d'introduir-lo en el reactor de piròlisi. Així doncs, el corrent d'entrada es posa en contacte amb un corrent de cloroform.

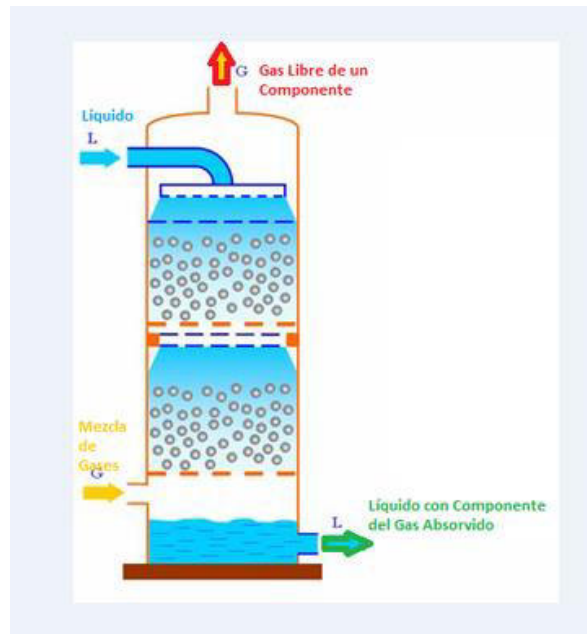
Per realitzar el disseny es segueixen les condicions de la patent US-758246, on a més d'indicar quin dissolvent s'utilitza per a dur a terme aquesta absorció també indica que aquest dissolvent, és a dir, el cloroform, ha d'entrar a la columna d'absorció a una temperatura de 5°C, ja que si el dissolvent es troba a temperatures baixes la solubilitat dels diferents components de la mescla gasosa augmenta i per tant, la seva absorció en el dissolvent és més eficient.

Per tal de determinar la quantitat necessària de cloroform, es trien diferents quantitats de dissolvent fins a donar amb la quantitat capaç d'absorbir el fosc i el MCC. A continuació es mostren les característiques d'aquest corrent.

*Taula 11.5.2. Característiques del dissolvent emprat a la columna d'absorció.*

Tª (°C)	P (atm)	Cabal molar (kmol/h)	Densitat (kg/m <sup>3</sup> )	PM (Kg/Kmol)
5	1	100	1520	119.4

Un cop definits els corrents d'entrada, es procedeix a simular el fenomen d'absorció. Idealment, s'hauria d'obtenir un corrent gasós de sortida d'HCl pur i un altre corrent de fosc, MCC i cloroform.



**Figura 11.5.2.** Esquema de la simulació de la columna CA-201.

Abans de realitzar la simulació es realitza un balanç de matèria per tal de conèixer prèviament la quantitat aproximada que s'ha d'obtenir en els corrents de sortida. Sabent que la massa de cada component s'ha de conservar i sabent que, idealment tot l'HCl surt en un corrent gasós per la part superior de la columna i que la resta de components surten en un corrent líquid per la part inferior de la columna, es realitza un balanç de matèria aproximat, on es compleix que:

$$E = S$$



Tot i així, se sap que els equips no tenen una eficiència del 100%, és a dir que realment hi ha components que es veuen arrossegats en ambdós corrents de sortida. Així doncs, mitjançant la simulació s'obté el balanç de matèria real de cada corrent. Aquest balanç es mostra a continuació.

*Taula 11.5.3. Balanç de matèria de la columna CA-201.*

Components	Cabal entrada (kg/h)	Fracció màssica	Cabal sortida, gas (kg/h)	Fracció molar	Cabal sortida, líquid (kg/h)	Fracció màssica
Fosgè	215.07	0.111	0	0	215.07	0.017
MCC	813.28	0.444	0	0	813.28	0.063
Cloroform	11940	0	130.11	0.32	11807.39	0.917
HCl	317.1	0.444	281.08	0.68	36.02	0.003

Tal i com s'observa en la taula 11.5.3, una part del cloroform introduït en la columna és arrossegat per el corrent gasós de sortida, i a la vegada, una part de l'HCl surt per la part inferior de la columna juntament amb el corrent líquid de sortida. Un cop caracteritzats els corrents, es procedeix a dimensionar l'equip.

#### 11.5.1.1. Dimensionament de l'equip

Per dimensionar la columna d'absorció s'usa la eina de dimensionament que apareix en el programa Aspen-Hysys, el qual també s'ha usat per a la simulació del procés d'absorció. Un cop simulat aquest procés, el programa proporciona les dimensions de la columna per tal de que l'absorció es pugui dur a terme correctament. S'escull treballar amb una columna de rebliment, ja que aquestes proporcionen una major àrea de transferència de matèria, de manera que els coeficients de transferència de matèria són majors.

*Taula 11.2.1.1.. Dimensions de la columna CA-201.*

<b>Alçada Rebliment teòrica</b>	4,31 m
<b>Diàmetre</b>	0,6069 m
<b>Rebliment</b>	Raschig Rings (316L) 1"
<b>Alçada Rebliment Real</b>	2,5 m
<b>Zones de rebliment (n<sub>r</sub>)</b>	2
<b>Alçada columna (H)</b>	8,5 m

Per determinar l'alçada real de la columna s'ha de tenir en compte que no es pot superar més de 3 m de rebliment. Les diferents zones de rebliment ha d'estar separat per una distància de 0,5 m on es col·loquen els separadors i les boques d'home. Així doncs, com que l'alçada de

rebliment teòrica és de 4,31 metres, s'escull treballar amb dues zones de 2,5 metres per tal de repartir aquests metres d'alçada teòrica.

En el fons superior es deixa 1 metre de distància per al distribuïdor de cloroform d'entrada i per la sortida del corrent gasós. En el fons inferior es deixen dos metres de distància per a la sortida del corrent líquid. Així doncs, sumant totes les distàncies esmentades s'obté una alçada total de la columna de 8,5 m.

S'escull treballar amb un rebliment tipus "Raschig Rings" ceràmics de 1 polzada. El motiu de la tria de que siguin ceràmics és pel fet de que els components amb els que es treballa són corrosius i per a que aquest rebliment resisteixi i alhora sigui rentable econòmicament es tria aquest material ceràmic. Es tria una distribució aleatòria d'aquest rebliment en la columna. D'aquesta manera s'obté una àrea específica molt més elevada, a més a més d'evitar-se la formació de camins preferencials i pèrdues de càrrega menors que no una distribució ordenada.



**Figura 11.2.1.1.** Anells Rachig.

A partir del simulador Aspen-Hysys es coneixen les propietats d'aquest tipus de rebliment.

**Taula 11.2.1.2.** Característiques del rebliment de la columna CA-201.

<b>Tipus de rebliment</b>	Anells Rachig
<b>Material</b>	Ceràmica
<b>Diàmetre nominal (in)</b>	1
<b>Factor de rebliment (%)</b>	88.36
<b>Volum lliure (%)</b>	50

### 11.5.1.2. Disseny Mecànic

El disseny mecànic d'aquesta columna es realitza de la mateixa manera que les columnes de destil·lació, és a dir, usant el codi ASME.

Els espessors de paret necessaris per a poder resistir les condicions de disseny de l'aparell a pressió s'han obtingut dissenyant a pressió interna, ja que si l'equip no opera a buit, no és necessari comprovar la pressió externa.

L'aparell té dues zones diferenciades; el cos que és un cilindre vertical i els extrems que son toriesfèrics decimals.

Així doncs, es parteix dels valors coneguts del cilindre de l'equip:

$$D=0.6096 \text{ m}$$

$$H=8.5 \text{ m}$$

Per determinar el gruix de la carcassa, cilindre vertical, s'utilitza l'equació 11.5.1.2.

$$t = \frac{P(R+c)}{SE-0.6P} + c = 0,19 \text{ in} \rightarrow 4,93 \text{ mm} \quad \text{Equació 11.5.1.2}$$

On;

t és l'espessor necessari, in.

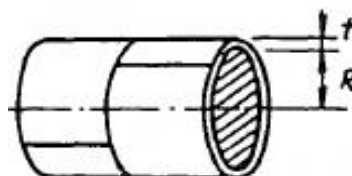
P és la pressió de disseny interna, 2,786 bar (39,92 psi).

c és el factor de corrosió, 0.16 in.

R és el radi del cilindre, 12 in.

S és la tensió admissible per a una temperatura de disseny 103,13°C (15700 psi).

E és el factor de soldadura, 0,85.



**Figura 11.4.1** Cilindre

S'ha escollit un factor de corrosió de 0,16 in, és a dir, 4mm., ja que l'interior de la columna d'absorció CA-201 conté HCl i fòsgè, els quals són corrosius.

S'obté un espessor de 4,93 mm, per tant s'escull una xapa comercial de 5mm.

Per la part del toriesféric decimal s'utilitza l'equació 11.5.1.2. Al espessor obtingut se li afegeix un 10%, per tenir en compte la pèrdua de xapa alhora d'arrodonir-la. D'aquesta manera queda un espessor de 5,95 mm i és tria una xapa de 6 mm.

$$t = \frac{P(L+c)M}{2SE-0.2P} + c + 10\% = 0,23 \text{ in} \rightarrow 5,95 \text{ mm} \quad \text{Equació 11.5.1.2}$$

On;

t és l'espessor necessari, in.

P és la pressió de disseny interna, 2.786bar (39.92 psi).

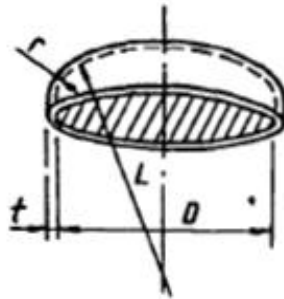
c és el factor de corrosió, 0.16 in.

S és la tensió admissible per a una temperatura de disseny 78,3°C (15700 psi).

E és el factor de soldadura, 0,85.

L és un factor que s'obté observant la figura 11.4.2, 24 in.

M és un valor tabulat segons el paràmetre L/r=10, 1,54.



**Figura 11.4.2** Toriesféric decimal

S'obté un espessor de 5.95 mm, per tant s'escull una xapa comercial de 6 mm.

### Pes de l'equip

Per a poder determinar el pes de l'equip, s'ha d'utilitzar l'espessor obtingut a anterior. A partir d'aquest es pot establir el volum i aquest és multiplica per la densitat. D'aquesta manera s'obté el pes de la columna buida.

$$\text{Pes cilindre} = \left[ \frac{\pi}{4} ((D+2t)^2 - D^2) \cdot H \right] \cdot \rho = 656.48 \text{ Kg} \quad \text{Equació 11.4.2.1}$$

Per obtenir el pes del toriesfèric es calcula el volum d'aquest i es multiplica per la densitat del material empleat de la mateixa manera que s'ha procedit per a calcular el pes del cilindre. En aquest cas, el material emprat és acer inoxidable 316 L, el qual té una densitat de 8000 kg/m<sup>3</sup>. D'aquesta manera s'obté el pes en kilograms.

$$\text{Pes toriesfèric} = 0,08089[(D+2t)^3 - D^3] \cdot \rho = 8.83 \text{ Kg} \quad \text{Equació 11.4.1.3}$$

El pes de l'equip buit és la suma dels dos anteriors, on el pes total del toriesfèric és el doble, ja que n'hi ha un al fons inferior i un altre al fons superior. S'obté un pes total de 674,14 Kg.

També es calcula el pes del rebliment de la torre, multiplicant el volum del rebliment per la densitat del rebliment i el nombre de zones de rebliment. El càlcul es duu a terme mitjançant l'equació 11.4.1.4 mostrada a continuació.

$$\text{Pes rebliment} = \left[ V_r \cdot \rho_r = \frac{\pi}{4} D^2 H \right] \cdot n_r = 933.96 \text{ Kg} \quad \text{Equació 11.4.1.4}$$

On;

$V_r$  és el volum del rebliment, 0.73 m<sup>3</sup>.

$\rho_r$  és la densitat del rebliment, 640 Kg/m<sup>3</sup>.

$n_r$  és el nombre de zones de rebliment. En aquesta columna es disposa de 2 zones.

El pes de l'equip ple d'aigua és determina segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat de l'aigua, 1000Kg/m<sup>3</sup>. El valor obtingut es suma al pes de l'equip. S'obté un pes total de 1692,37 Kg.

El pes de l'equip en operació és determinarà segons el volum de l'equip multiplicat per la densitat del fluid amb major densitat, pels pitjors dels casos. El valor obtingut es suma al pes de l'equip. S'obté un pes total de 1694,05 Kg.

### 11.5.1.3. Aïllament de l'equip

Segons la norma ASME cal aïllar els equips si la temperatura d'operació és superior a 60°C per evitar possibles accidents, com per exemple que els operaris no es cremin. En aquest cas, la temperatura de carcassa oscil·la al voltant dels 70 °C. Per tant, és necessari posar algun tipus d'aïllant en la columna.

El gruix d'aïllant es pot calcular a partir del programa Insulan proporcionat per la empresa CALORCOL.

Com a material aïllant s'ha usat llana de roca. El resultat és que cal 0.74 polsades d'aïllant a la columna.

## **11.6. Cristal·litzadors.**

### **11.6.1. Introducció:**

El procés de cristal·lització consisteix en la formació de partícules sòlides a partir d'una fase homogènia. La formació de partícules sòlides es pot produir a partir d'un vapor, mitjançant la solidificació d'un líquid fosc o com a resultat de la cristal·lització d'una dissolució líquida. En el cas recreat es s'usarà la tercera via per tal de produir cristalls del pesticida a sintetitzar (Carbaril).

La cristal·lització és important com a procés industrial a causa de la gran varietat de materials que es poden comercialitzar en forma de cristalls sòlids. El seu ús tan extens es deu principalment a la gran puresa i a la forma sòlida del producte, que es pot obtenir a partir de dissolucions relativament impures en un sol pas de processament. Una avantatge respecte a la resta d'equips que permeten purificar el producte (com la destil·lació) és respecte al terme del requeriment energètic d'aquest equip, la cristal·lització requereix molta menys energia per a la separació i purificació del producte desitjat.

Tal i com s'ha mencionat, l'operació de cristal·lització és aquella en la qual es separa un component d'una solució líquida transferint-lo a la fase sòlida en forma de cristalls que precipiten. És una operació necessària per a tot producte químic que es presenta comercialment en forma de pols o cristalls. En la cadena de producció s'ubica després de l'evaporació i abans del secat i envasat dels cristalls. La majoria dels cristal·litzadors industrials operen en continu, però s'usen els discontinus o semicontinus per tal de produir cristalls fins (farmacèutiques).

Un cristall es pot definir com a un sòlid compost d'àtoms en ordre, compactant-se en una forma repetitiva. La distància interatòmica en un cristall de qualsevol material és constant i determina una característica del material.

La forma geomètrica dels cristalls és una de les característiques de cada component (ja sigui pur o compost). La cristal·lografia ha classificat els cristalls segons 7 sistemes universals de cristal·lització:

- Sistema Cúbic: Consisteix en cristalls de forma cúbica, es a dir, són cossos en l'espai que manifesten tres eixos en angle recte amb arestes d'igual magnitud.

- Sistema Tetragonal: Aquests cristalls formen cossos amb tres eixos que es creuen amb angles rectes, dos dels eixos son de la mateixa longitud i l'altre es diferent.
- Sistema hexagonal: Conte quatre eixos, tres dels quals son de igual longitud i estan en el mateix pla. Aquesta es la forma cristal·logràfica mes simple.
- Sistema trigonal: Es defineix com a una subdivisió del sistema hexagonal.
- Sistema Ortoròmbic: Consisteix en tres eixos perpendiculars entre si, cadascun de diferent longitud. Màxims plànols de simetria 3.
- Sistema Monoclínic: Consisteix en tres eixos de diferent longitud, dos d'ells perpendiculars entre si i el tercer inclinat.
- Sistema triclínic: Te tres eixos de diferent longitud i ningun es perpendicular a la resta.

Les avantatges del procés de cristal·lització son:

- El factor de separació es elevat, es a dir, sobre un producte pràcticament lliure d'impureses. En bastantes ocasions es pot recuperar el producte amb una puresa major al 99% en una única etapa de cristal·lització, separació i neteja.
- Controlant les condicions del procés s'obté un producte sòlid constituït per partícules discretes de tamany i forma adequats per a ser directament empaquetats i venuts.
- Precisa de menys energia per a la separació que la destil·lació i altres mètodes usats habitualment i es pot realitzar a temperatures relativament baixes gracies a l'ús del buit.

Les seves desavantatges son:

- En general, ni es pot purificar mes d'un component ni es pot recuperar tot el solut en una única etapa. Es necessari instal·lar equips addicionals per a retirar el solut restant de les aigües mares.
- L'operació implica treballar amb sòlids, amb els inconvenients tecnològic que això suposa. En la practica correspon a usar una seqüència d'equips de processament de sòlids, es a dir, inclou tant els equips de cristal·lització com la resta d'equips necessaris per a la separació del sistema sòlid-líquid i el secat d'aquests.

L'esquema general d'un procés complert de cristal·lització es mostra a continuació en la figura

11.6.1.1:



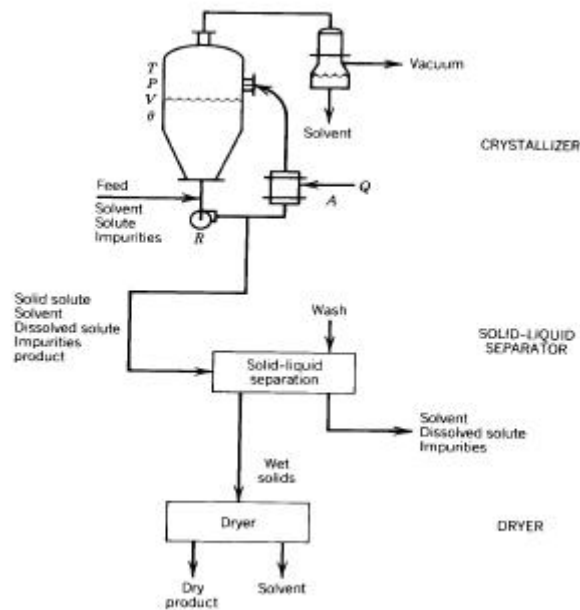


Figura 11.6.1.1. Esquema del procés de Downstream amb cristal·lització i assecament del sòlid.

### Principis d'operació i procés de cristal·lització:

La cristal·lització és una tècnica important de separació en la producció de moltes espècies químiques. Pel disseny i operació d'un cristallitzador industrial s'ha d'optimitzar segons els següents principis bàsics:

- Controlar el nivell de sobresaturació corresponent a baixes velocitats de formació de nuclis.
- Mantindre un nombre suficient de cristalls en suspensió de tal manera que existeixi suficient àrea superficial de la suspensió per a la diposició del solut.
- Posar en contacte els cristalls de sembra (nucleació secundària) amb la suspensió tan aviat com sigui possible per evitar pèrdues.
- Remoure l'excés de nuclis tan ràpid com sigui possible després de la seva formació.
- Minimitzar la nucleació secundària mantenint l'entrada d'energia mecànica i el fregament entre cristalls.
- Mantindre la densitat del magma tan alta com sigui possible (es proporcional al tamany promitg dels cristalls).
- Minimitzar l'acumulació de sòlids, eliminant els gradients de transferència de massa i calor localitzats (punts calents i freds del cristallitzador) i operar a gradients de temperatura o de sobresaturació tan baixos com sigui possible.

- Proveir un medi de cultiu de cristalls que afavoreixi la forma i creixement d'aquests.

La força impulsora per a la cristal·lització es la diferencia entre la substancia a cristal·litzar de les fases solides i liquida. El procés de cristal·lització involucra tres passos fonamentals:

- Generació de la sobresaturació de la fase liquida.
- Formació de nuclis.
- Creixement dels nuclis per formar cristalls.

La sobresaturació s'expressa segons la diferencia de concentracions:

$$\Delta c = c - c'$$

On:

$c$ : Concentració de la substancia a cristal·litzar en la solució.

$c'$ : Concentració d'equilibri (solubilitat) de la substancia a cristal·litzar en la solució.

En molts casos, la solubilitat d'una substancia sobre el seu dissolvent s'incrementa amb la temperatura.

La figura 11.6.1.2 mostrada il·lustra el concepte d'equilibri termodinàmic (estabilitat termodinàmica) entre les fases solides i liquides involucrades en el procés. L'equilibri en la cristal·lització de qualsevol sistema es pot definir segons la seva corba de solubilitat o saturació i sobresaturació:

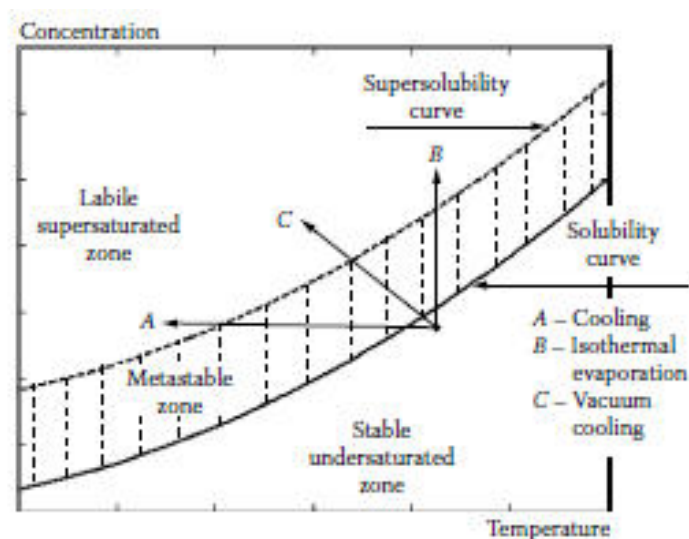


Figura 11.6.1.2. Representació del equilibri termodinàmic entre les fases solides i liquides.

S'observen dues corbes corresponents a:

- La corba de sobresaturació difereix de la de la solubilitat, ja que aquesta no es una propietat intrínseca del sistema, sinó que també depèn d'altres factors com el rang de refredament, el grau d'agitació i la presència de partícules estranyes. Aquesta corba representa la màxima sobresaturació que el sistema pot suportar, punt en el que la nucleació succeeix de forma espontània
- La corba del sòlid correspon a la corba de solubilitat, aquesta representa l'equilibri termodinàmic entre les fases sòlida i líquida. La corba de saturació representa les condicions en les que el solut cristal·litza i les aigües mares coexisteixen en equilibri termodinàmic.

Aquestes dues corbes formen tres regions possibles de treball:

- Zona estable (subsaturada), on la cristal·lització no es possible.
- Zona metastable (sobresaturada), on la cristal·lització espontània es improbable, però si existeix creixement de cristalls si aquests ja son presents en la dissolució.
- Zona inestable (sobresaturada), on es produeix la cristal·lització espontània.

### **Classificació dels cristal·litzadors:**

S'usen dos esquemes per tal de classificar els equips de cristal·lització:

#### *1. Mètode per a generar la sobresaturació.*

A continuació es mostren els mètodes per a crear sobresaturació:

- Evaporació: Per mitja de la vaporització del solvent.
- Refredament: Per refredament de una solució a través d'un intercanvi de calor indirecte.
- Refredament al buit: Es sotmet l'alimentació a una vaporització flash adiabàticament per a disminuir la temperatura i així induir a la cristal·lització per refredament i evaporació simultània del solvent.
- Reacció: Per reacció química.
- Salting Out: Per l'addició d'una tercera substància que canvia les relacions de solubilitat del solut i dissolvent.

Aquests cinc mètodes descrits, es poden combinar en un mateix equip de cristal·lització per tal de produir un rendiment mes elevat i un estalvi econòmic en el cost energètic. En el cas dels cristal·litzadors dissenyats, s'usa una evaporació amb buit.

## 2. *Mètode de suspendre els cristalls en creixement.*

Els mètodes amb la classificació d'acord a la suspensió dels cristalls en creixement, es poden identificar quatre tipus d'equips basics:

- **Magma circulant:** Tots els cristalls en creixement estan circulant a traves de la zona del cristal·litzador on es genera la sobresaturació. Aquest sistema es pot acompanyar per una barreja o remoció del producte classificat amb o sense destrucció de fins.
- **Aigües mares circulants:** Únicament circulen les aigües mares, amb la massa dels cristalls creixent. La sobresaturació es fa en una part del equip sobre les aigües mares que hi circulen. Posteriorment les aigües mares circulen cap a l'altre banda del cristal·litzador on s'incrementa la sobresaturació fins el creixement dels cristalls que son novament recirculats.
- **De superfície raspada:** La cristal·lització s'indueix per bescanvi directe de calor amb un medi refredant a traves d'una superfície la qual esta contínuament agitada per minimitzar l'embrutiment i la dipositació de sòlids.
- **Cristal·litzadors de tanc:** La cristal·lització s'indueix pel refredament de l'alimentació, ja sigui en tancs agitats o en estàtics. Es dona per convecció natural, per radiació o pel refredament de la superfície a traves de serpentins en el tanc.

A continuació es distingiran els equips segons l'operació seguida per a crear la sobresaturació necessària en la solució:

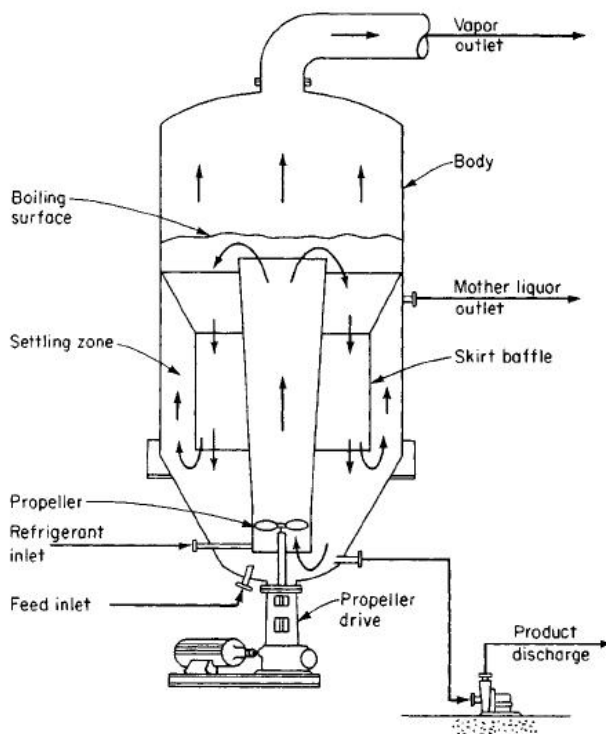
- **Equips amb refredament amb poca o cap evaporació:** Correspon a sistemes on la corba de solubilitat es molt pronunciada, en els que es pot obtindre un rendiment molt elevat dels cristalls o un salt tèrmic baix entre les aigües mares i la solució final.
- **Equips amb evaporació sense refredament:** Son sistemes amb corbes de solubilitat aplanades, la sobresaturació s'obté evaporant el solvent. El seu rendiment es superior a la resta d'esquemes presentats.
- **Equips amb combinació de refredament i evaporació simultània:** : Corresponen als sistemes on a causa de les seves solubilitats s'espera un rendiment baix de cristal·lització per refredament, de forma que per solucionar el problema s'haurà d'acompanyar el refredament amb una evaporació.

### Cristal·litzadors mes usats.

Els equips de cristal·lització mes usats son els mostrats a continuació:

#### Cristal·litzador de tub d'extracció (DT):

Aquest tipus de cristal·litzador es pot usar en sistemes que no es requereix la destrucció de les partícules fines. En aquests casos es determina el tamany del circulador intern de tal forma que tingui una influencia sobre la suspensió de la nucleació.



En els cristal·litzadors DT i DBT, la velocitat de circulació que s'assoleix sol ser molt major que la que sobte en un cristal·litzador similar de circulació forçada. Aquest fet provoca arrossegament de líquid en el vapor si es té una alta velocitat d'evaporació (per això son més atractius els FC en els casos de molta evaporació). Per tant, aquest equip s'aplica quan sigui necessari fer circular grans quantitats d'aigües mares i produir poc vapor per a minimitzar els nivells de

Figura 11.6.1.3. Esquema cristal·lització DT

sobresaturació.

Aquest tipus de cristal·litzador s'usa per a quan es tenen cicles grans d'operació. El disseny del tub d'extracció i del desviador es basen en la producció de materials granulars, de malla de 8-30.

Taula 11.6.1.1. Avantatges dels cristal·litzadors DT

Vacuum Draft Tube (DT)
Costos operació baixos
Cicles llargs d'operació
Tamany del cristall es controla
Tamany del cristall es determina

Cristal·litzador evaporador de desviació i tub d'extracció (DTB):

Es l'equip típic en l'indústria, aquest cristal·litzador rep el nom a causa de les dues descarregues, una de fluid que conte els cristalls del producte i l'altre conte les aigües mares (solvent saturat) amb petites partícules de producte.

La configuració del DTB promou el creixement dels cristalls i pot generar cristalls de gran tamany (mes que els FC). Donat que la circulació mecànica influeix sobre el nivell de nucleació de dins del cristal·litzador, s'han desenvolupat molts dissenys que usen circuladors dins del cos dels cristal·litzadors, reduint la carrega a bombejar. Amb aquesta configuració es redueix el consum de potencia i la velocitat del circulador, afectant directament a la velocitat de nucleació.

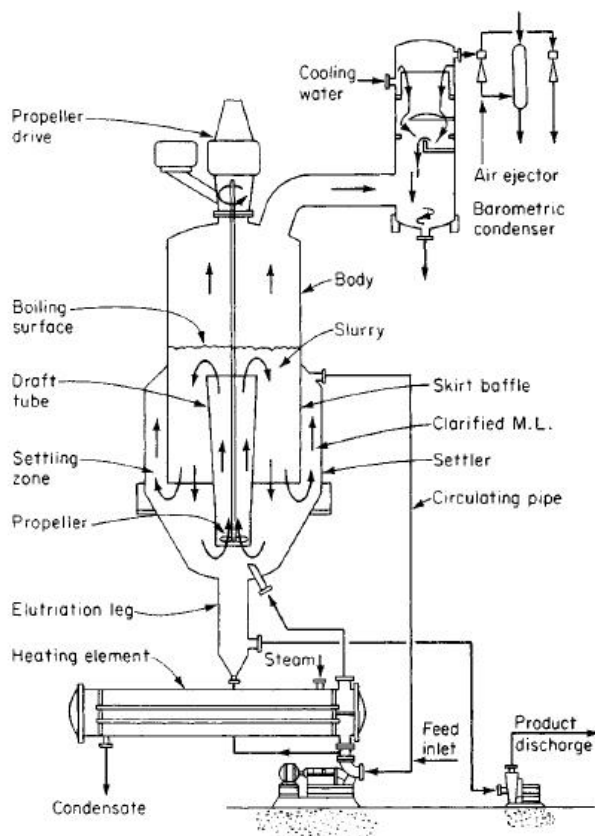


Figura 11.6.1.4. Esquema cristal·litzador DTB

La suspensió dels cristalls de producte es manté amb un hèlix de rotació lenta, rodejada per un tub d'extracció. L'hèlix dirigeix la el solut cap a la superfície del líquid, així s'evita la dipositació de sòlids en la zona de sobresaturació mes intensa.

La mescla amb cristalls formats es refreda i torna al fons del recipient per recircular a través de l'hèlix. En aquesta ultima, la solució calentada es mescla amb la recirculada. Aquest disseny consta de una característica de destrucció de partícules fines que compren la zona de repòs que rodeja el cos del cristal·litzador i la bomba de calor. Finalment els cristalls grans es

separen de les partícules fines en la zona de repòs per mitja de la sedimentació.

Taula 11.6.1.2. Avantatges dels cristal·litzadors tipus DTB

Vacuum Draft tube Evaporation (DTB)
Costos operació baixos
Cicles llargs d'operació

Tamany del cristall es controla
Tamany del cristall es determina

### Cristal·litzador d'evaporació amb circulació forçada (FC):

Aquest es el cristal·litzador mes usual en l'industria. El procés de cristal·lització del FC contra de l'evaporació del solent que incrementa la sobresaturació de les aigües mare del procés causant la cristal·lització del producte desitjat de la mescla. Moltes de les unitat de cristal·lització d'evaporació per circulació forçada operen en el buit.

Aquests cristal·litzadors consten de quatre components basics:

- El tanc de cristal·lització: el qual conte la majoria del volum (obtingut amb el temps de residencia requerit).
- La bomba de circulació: aporta l'energia necessària per a circular la mescla.
- El bescanviador de calor: aporta l'energia tèrmica del cristal·litzador (es presenta en els cristal·litzadors d'evaporació FC).
- L'equip de buit: baixa la temperatura necessària per evaporar el dissolvent i així sobresaturar la mescla i cristal·litzar el producte desitjat. Serveix també per a fer circular el vapor produït en l'evaporació generada en el cristal·litzador.

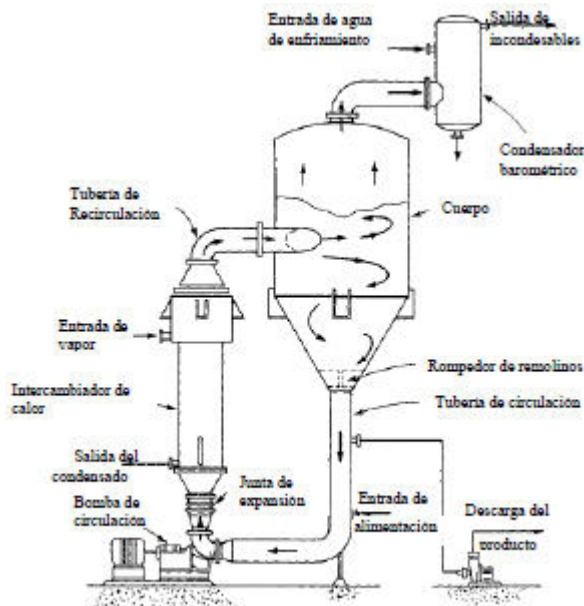


Figura 11.6.1.5. Esquema cristal·litzador FC

El líquid que conte els cristalls formats en el tanc de cristal·lització es circula a través del bescanviador de calor per retornar posteriorment en el tanc de cristal·lització on a causa de la sobresaturació apareix el dipositament del material cristal·litzat present.

La sobresaturació es controlada per evitar la nucleació espontània per mitja d'una capacitat de circulació suficient.

El solent evaporat es condueix cap el sistema de buit, on es condensat i emmagatzemat en un tanc intermitg per ser aprofitat novament en la

reacció entre el MIC i el 1-naphthol.

Els cristal·litzadors evaporadors FC, s'usen en general per operacions simples de cristal·lització on la llargada dels cristalls no es un requeriment primordial.

**Taula 11.6.1.3. Avantatges cristal·litzador FC.**

<b>Vacuum Evaporative Forced circulation (FC)</b>
Quan el tamany no es important
Per altes tasses d'evaporació
Líquids corrosius (sistema buit)
Per a mesclres viscoses.

### 11.6.2. Elecció del tipus de cristal·litzador.

Segons els equips de cristal·lització mes usats en la industria descrits anteriorment, es procedirà a la selecció del cristal·litzador a usar per a la síntesis del carbaril. La selecció del cristal·litzador es basarà en una les següents característiques a tindre en compte alhora d'escollir-ne el tipus:

- Control sobre el tamany dels cristalls i les seves característiques.
- Requeriment de baixes temperatures d'operació.
- Altes necessitats d'evaporació requerides.
- Necessitat d'una sobresaturació controlada.

Observant els paràmetres essencials alhora de seleccionar un cristal·litzador i les avantatges de cadascun dels tipus explicats en l'apartat anterior, es procedirà a la selecció del cristal·litzador per a la síntesis del pesticida carbaril:

- Es coneix que en el sistema a dissenyar es te un excés de dissolvent (toluè), per tant el cristal·litzador requerit haurà de ser capaç de remoure grans quantitats evaporades de toluè sense produir l'arrossegament del líquid.
- La solubilitat del carbaril en toluè es molt baixa, per tant, la corba de solubilitat es plana. Tal i com s'explica en l'apartat 16.6.1.1, els equips amb evaporació sense refredament son els que s'usen en aquests casos, donant com a resultat rendiments superiors a la resta d'equips.
- A mes, a causa de la corrossivitat dels components a introduir en el cristal·litzador (toluè) no es podran usar temperatures elevades en l'equip. Aquest fet suposa un problema ja que la temperatura d'ebullició del dissolvent a separar ronda els 100°C. La solució correspon a usar un sistema de buit que permeti treballar a una temperatura



de 65°C, mantenint la seguretat del equip i allargant la seva vida útil ja que el nivell de corrosió disminuirà al estar treballant a temperatures baixes.

- No es requereix d'un control sobre el tamany de els partícules, ja que el carbaril precipita en forma de cristalls petits, i durant la seva venta i us no es requereix d'un tamany de partícula determinat i uniforme. Per tant, s'escollirà un temps de residència intermitg per tal de poder produir cristalls d'un tamany normal-petit sense importar la diferencia de tamany entre les partícules.
- El dissolvent (toluè) produeix electricitat estàtica durant la seva circulació pel cristal·litzador (fregament), essent necessari l'ús de presses de terra per tal d'alliberar l'equip del corrent elèctric acumulat.

Amb totes aquests requeriments sobre el producte final, es selecciona un cristal·litzador d'evaporació amb circulació forçada al buit.

El sistema constarà de quatre cristal·litzadors, operant dos en sèrie i en paral·lel:

- Configuració en paral·lel: D'aquesta forma s'intentarà minimitzar la quantitat de líquid arrossegat durant l'evaporació del Toluè, reduint el cabal a tractar a la meitat.
- Configuració en sèrie: S'usa per a obtindre el màxim carbaril i recuperar el màxim de toluè possible, ja que el pesticida es el que es pretén obtindre i el toluè s'usa en gran quantitat en el reactor R-401A i R-401B. Amb la configuració en sèrie s'obté una evaporació de dissolvent i per tant, una concentració del carbaril. D'aquesta forma es recupera el producte i el dissolvent en grans quantitats.

Amb una màxima recuperació de carbaril i de toluè s'aconsegueix abaratir els costos del sistema de purificació del pesticida carbaril.

### **11.6.3. Disseny dels cristal·litzadors.**

En aquest apartat es mostraran els càlculs per a la caracterització i disseny dels cristal·litzadors CR-501A, 502B, 501A i 502B. Es detallarà la resolució d'un dels sistemes de cristal·litzadors en sèrie (CR-501A i 501B), ja que l'altre sistema ha de tractar el mateix volum de producte a cristal·litzar i serà de les mateixes dimensions.

Després de la reacció d'obtenció del producte d'interès (carbaril) que involucra els reactius MIC i 1-naphthol en dissolució amb Toluè, es passen els reactius que no han reaccionat i el producte per la columna de destil·lació C-401 per tal de recuperar el MIC sobrant de la reacció

i així recircular-lo. La resta, es a dir, toluè, 1-naphthol i el carbaril son conduïts cap a la zona de refinament i purificació del producte (Downstream). Aquesta zona consta de 4 cristal·litzadors, dos en paral·lel i els altres en sèrie amb els primers per tal de fraccionar el cabal d'evaporació i així evitar l'arrossegament del líquid (funció de la velocitat d'evaporació que a la vegada es funció del diàmetre del tanc de cristal·lització). La zona de purificació conte una centrifugadora per separar el producte d'interès de les aigües mares provinents dels cristal·litzadors.

Les condicions d'operació dels cristal·litzadors venen donades per la patent de UCC, però s'han adequat per tal de millorar la cristal·lització del carbaril i l'evaporació del toluè per a la seva recirculació. Aquestes es mostren a continuació:

- La temperatura d'operació dels cristal·litzadors CR-501A , CR-502A i per tant, els CR-501B i CR-502B es de 65°C.
- La pressió d'operació dels cristal·litzadors CR-501A i CR-501A es de 125 mmHg, mentre que la dels cristal·litzadors CR-502B i CR-501B es de 50 mmHg.

Els cristal·litzadors d'evaporació amb circulació forçada al buit contenen un tanc de cristal·lització i un bescanviador de calor per on es circulen les aigües mares per tal de sobresaturar la solució evaporant toluè i concentrant el carbaril:

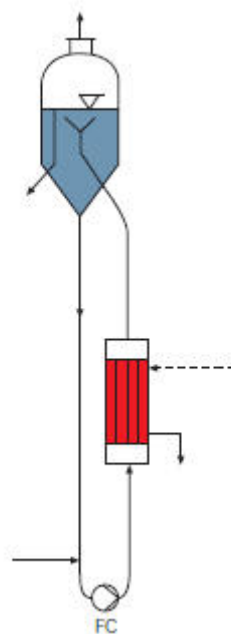


Figura 11.6.3.1. Esquema bàsic d'un cristal·litzador FC.

### 11.6.3.1. Balanç de matèria cristal·litzadors CR-501A i CR-501B

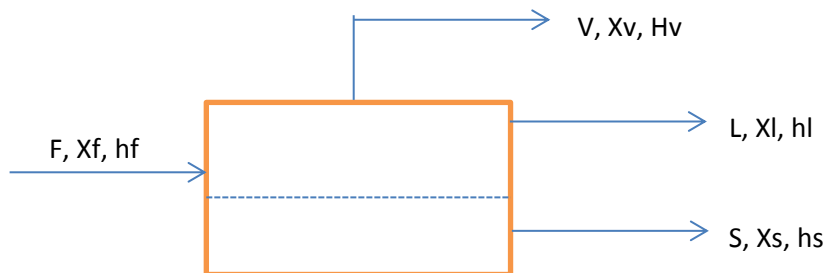
L'entrada del cristal·litzador CR-501A i del CR-501B correspon a la sortida de cues de la columna de recuperació de MIC, la composició i cabals de cadascun dels components es mostren en la taula 11.6.3.1.1 mostrada a continuació:

Taula 11.6.3.1.1. Corrents d'entrada al cristal·litzador juntament amb la seva composició.

	Cabal molar Kmol/h	Cabal màssic Kg/h	Composició màssica %	Composició molar %
<b>1-Naphthol</b>	0,74	106,28	0,0142	0,0104
<b>Toluè</b>	61,33	5651,13	0,7528	0,8667
<b>Carbaril</b>	8,70	1749,69	0,2331	0,1229
<b>TOTAL</b>	70,76	7507,10	1	1

Cal mencionar que al treballar en paral·lel, cada cristal·litzador rebrà la meitat del cabal total mostrat, però la composició serà la mateixa per a cadascun dels dos cristal·litzadors.

A partir del esquema simplificat d'un cristal·litzador, es poden deduir els balanços de matèria:



El balanç total de matèria i el balanç per component del cristal·litzador corresponen amb les equacions 11.6.3.1.1 i 11.6.3.1.2 mostrades:

$$F = L + S + V \quad \text{Equació 11.6.3.1.1}$$

$$F \cdot X_F = L \cdot X_L + S \cdot X_S + V \cdot X_V \quad \text{Equació 11.6.3.1.2}$$

On:

F: es el cabal d'alimentació (Kg/h).

L: es el cabal líquid del magma (Kg/h).

V: es el cabal d'evaporació (Kg/h).

S: es el cabal de cristalls sòlids formats (Kg/h).

$X_F$ : es la fracció màssica de carbaril present en l'alimentació (Kg carbaril/Kg totals).

$X_S$ : es la fracció màssica de carbaril humit.

$X_L$ : es la solubilitat del carbaril en el dissolvent emprat (Toluè).

Les incògnites per tal de resoldre aquest sistema son els cabals màssics S, V i L. Les fraccions es coneixen, ja que:

- $X_f$  correspon a la fracció màssica de carbaril present en l'alimentació (Taula 11.6.3.1.2).
- $X_L$  correspon a la solubilitat del carbaril en toluè, aquesta s'ha cercat i s'ha obtingut el valor de 3%, es a dir, per a cada 100 KG de dissolvent hi hauran 3 Kg de carbaril dissolts en ell.
- $X_S$ : el seu valor es la unitat, ja que es suposa els cristalls no surten hidratats.

**Taula 11.6.3.1.2. Fraccions màssiques de carbaril en els corrents d'alimentació, de sortida de sòlid i de sortida de líquid.**

Fraccions	CR-501A	CR-501B
<b>Xf</b>	0,2331	0,2331
<b>Xs</b>	1	1
<b>Xl</b>	0,03	0,03

Per tal de poder resoldre el sistema de dues equacions i cercar els cabals del cristal·litzador CR 501A i CR-501B, es requereixen equacions addicionals. Per mitja del software HYSYS, es simula un corrent amb les composicions, condicions d'operació i cabals corresponents a les mostrades anteriorment, d'aquesta manera es comprova el tant per cent de evaporació que sofrirà la mescla. Per a una pressió de 125 mmHg i a 65°C, amb les composicions mostrades en la taula XX, es té un tant per cent d'evaporació del dissolvent toluè de:

$$\% \text{ evaporació toluè} = 48.73\%$$

Amb aquesta dada i usant la següent equació 11.6.3.1.3 per a conèixer el cabal de vapor que s'obté de l'evaporació del dissolvent s'obté V. D'aquesta manera redueixen les incògnites i es tenen dues equacions per a dues incògnites:

$$V = F \cdot (1 - X_F) \cdot \% \text{ evaporació dissolvent} = 1402.792 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

### **Equació 11.6.3.1.3**

Finalment retornant a les equacions 11.6.3.1.1 i 11.6.3.1.2 es troben la resta de cabals dels cristal·litzadors CR-501A i CR-501B:

$$S = 829.2 \frac{Kg}{h}$$

$$L = 1521.56 \frac{Kg}{h}$$

A continuació es mostren els cabals i composicions de cadascun dels cristal·litzadors CR-501A i CR-501B:

- Cabals cristal·litzadors:

**Taula 11.6.3.2.3. Cabals d'entrada i de sortida de cadascun dels cristal·litzadors.**

	CR-501A Kg/h	CR-501B Kg/h
<b>F</b>	3753,548	3753,548
<b>L</b>	1521,558	1521,558
<b>S</b>	829,1982	829,1982
<b>V</b>	1402,792	1402,792

Tal i com s'observa es compleix el balanç de matèria essent l'entrada igual a la sortida. A més, s'obté una evaporació de 1402 kg/h del dissolvent Toluè en cadascun dels cristal·litzadors, de forma que es condensa i s'envia a un tanc d'emmagatzematge per al seu posterior us en els reactors R-401A i R-401B.

- Composicions i cabal de cada component dels cristal·litzadors a la sortida:

**Taula 11.6.3.2.4. Composicions i cabal de cadascun dels components del cristal·litzador a la sortida de líquid (L).**

CR-501A i CR-501B		
Component	L (Kg/h)	Composició massica
1-Naphthol (L)	53,14	0,0226
Toluè (L)	1422,771	0,60524
Carbaril	45,647	0,01942

**Taula 11.6.3.2.5. Composició i cabal del component del corrent sòlid de sortida (S).**

CR-501A i CR-501B		
Component	S (Kg/h)	Composició massica
Carbaril	829,2	1

**Taula 11.6.3.2.6. Cabal i composició del component present en el corrent de sortida de vapor (V).**

CR-501A i CR-501B		
Component	V (Kg/h)	Composició màssica
Toluè	1402,792	1

Comparant amb les dades de la taula 11.6.3.1.1, es comprova que:

- En el cabal de líquid ha reduït el seu contingut en dissolvent, concentrant el . Aquest fet no es representa en les composicions màssiques a causa de que el carbaril precipitat esta en el corrent de sòlids. El toluè restant correspon a la diferència entre el evaporat i el total en l'entrada. El naftol es manté inalterat.
- El corrent de sòlid conte el carbaril cristal·litzat i el de vapor conte el toluè evaporat.

#### **11.6.3.2.1. Rendiment de cristianització**

El rendiment de la cristal·lització es pot calcular a través de la concentració de la solució original i la solubilitat a la temperatura final. Si es produeix una evaporació apreciable durant el procés com en el cas mostrat es requereix tindre-la en compte. Tal i com es te en els cristal·litzadors dissenyats, els cristalls s'han considerat anhidres, es a dir, la fase solida no conte dissolvent ( $X_s=1$ ).

Així doncs el rendiment de l'operació de cadascun dels cristal·litzadors CR-501A i CR-501B, es pot expressar com a la relació entre la massa de cristalls produïts respecte a tot el solut alimentat en el cristal·litzador:

$$Rendiment = \frac{S \cdot X_S}{F \cdot X_F} \cdot 100 = 94.78\% \quad \text{Equació 11.6.3.2.1.1}$$

Degut a que la solubilitat del carbaril en el toluè es baixa, es poden obtindre rendiment realment elevats.

#### **11.6.3.3. Balanç de matèria en els cristal·litzadors CR-502A i 502B.**

Un cop coneguts els cabals de sortida de cadascun dels cristal·litzadors i les composicions de cadascun d'aquests, es procedeix a cercar els cabals d'entrada dels cristal·litzadors CR-502A i

502B col·locats en sèrie després dels dissenyats. S'ha evaporat gran part del toluè concentrant la solució i preparant-la per a l'obtenció del carbaril en els cristal·litzadors posteriors.

Per tant, l'alimentació dels cristal·litzadors CR-502A i CR-502B correspon al cabal de líquid més el de sòlid provinents dels cristal·litzadors CR-501A i CR-501B:

**Taula 11.6.3.3.1. Corrent de sortida de cadascun dels cristal·litzadors i corrent d'entrada dels cristal·litzadors CR-502A i CR-502B.**

CR-501A i CR-501B		
Component	L+S (Kg/h)	Composició massica
1-Naphthol	53,140	0,0226
Toluè	1422,77	0,6052
Carbaril	874,845	0,3721

En el cas dels cristal·litzadors CR-502A i 502B, s'ha de tindre en compte que es requereix que el naftol estigui totalment dissolt en el toluè. D'aquesta forma un cop s'obtinguin els cristalls i es col·loquin els corrents de sortida a la centrifuga, el naftol s'anirà dissolt amb la fase líquida de dissolvent separat. A mes, després a l'entrada del assecador al tindre el naftol en dissolució amb el toluè a eliminar del carbaril sòlid s'aconsegueix que el nitrogen circulat pel assecador absorbeixi el dissolvent més el naftol dissolt en ell. Així s'aconsegueix un producte lliure d'impureses de 1-naphthol.

El procés per a resoldre el balanç de matèria d'aquests dos cristal·litzadors situats en sèrie després dels 501A i 501B es el mateix que en el seus antecessors. Les fraccions d'alimentació, en el sòlid i la fracció en el líquid es mostren en la següent taula:

**Taula 11.6.3.3.2. Fraccions d'alimentació, del sòlid i la fracció en el líquid.**

Fraccions	CR-501A	CR-501B
<b>Xf</b>	0,3722	0,3722
<b>Xs</b>	1	1
<b>Xl</b>	0,03	0,03

Per tal de poder resoldre el sistema de dues equacions (11.6.3.1.1 i 11.6.3.1.2) i cercar els cabals del cristal·litzador CR 502A i CR-502B, es requereixen equacions addicionals. Per mitja del software HYSYS, es simula un corrent amb les composicions, condicions d'operació i cabals corresponents a les mostrades anteriorment, d'aquesta manera es comprova el tant per cent de evaporació que sofrirà la mescla. Per a una pressió de 50 mmHg i a 65°C, amb les

composicions mostrades en la taula XX, es te un tant per cent d'evaporació del dissolvent toluè de:

$$\% \text{ evaporació toluè} = 67,2\%$$

Aquest paràmetre s'ha ajustat per tal de evaporar el toluè suficient com perquè en el cristal·litzador en resti el suficient com per a mantindre dissolt el 1-naphthol. La solubilitat del 1-naphthol en dissolvents orgànics es del 20% i en el cristal·litzador es tenen 53.140 kg/h, per tant, per a mantindre's dissolt es requereix tindre un cabal de toluè de 212 kg/h.

Amb aquesta dada i usant l'equació XX per a conèixer el "V" que s'obté de l'evaporació del dissolvent s'obté el cabal de vapor de dissolvent. D'aquesta manera reduïxen les incògnites i es tenen dues equacions per a dues incògnites:

$$V = 991,8125 \frac{Kg}{h}$$

Finalment retornant a les equacions 11.6.3.1.1 i 11.6.3.1.2 es troben la resta de cabals dels cristal·litzadors CR-502A i CR-502B:

$$S = 859,873 \frac{Kg}{h}$$

$$L = 499,1 \frac{Kg}{h}$$

A continuació es mostren els cabals i composicions de cadascun dels cristal·litzadors CR-502A i CR-502B:

- Cabals cristal·litzadors:

**Taula 11.6.3.3.3. Cabals d'entrada i de sortida dels cristal·litzadors CR-502A i CR-502B.**

	<b>CR-502A</b> Kg/h	<b>CR-502B</b> Kg/h
<b>F</b>	2350,756	2350,756
<b>L</b>	499,071	499,071
<b>S</b>	859,873	859,873
<b>V</b>	991,812	991,812

Tal i com s'observa es compleix el balanç de matèria essent l'entrada (F) igual a la sortida (S+L+V). A més, s'obté una evaporació de 991.812 kg/h del dissolvent Toluè en cadascun dels



crystal·litzadors, de forma que es condensa i s'envia a un tanc d'emmagatzematge per al seu posterior us en els reactors R-401A i R-401B.

Contemplant les dades obtingudes es comprova que per a les condicions d'operació seleccionades per a cadascun dels crystal·litzadors s'obté el toluè necessari com per mantindre el 1-naphthol dissolt en ell.

- Composicions i cabal de cada component dels crystal·litzadors a la sortida:

**Taula 11.6.3.3.4. Composicions i cabal de cadascun dels components del crystal·litzador a la sortida de líquid (L).**

CR-502A i CR-502B		
Component	L (Kg/h)	Composició massica
1-Naphthol (L)	53,14	0,1065
Toluè (L)	430,959	0,8635
Carbaril	14,972	0,03

**Taula 11.6.3.3.5. Composició i cabal del component del corrent sòlid de sortida (S).**

CR-502A i CR-502B		
Component	S (Kg/h)	Composició massica
Carbaril	859,873	1

**Taula 11.6.3.3.6. Cabal i composició del component present en el corrent de sortida de vapor (V).**

CR-502A i CR-502B		
Component	V (Kg/h)	Composició massica
Toluè	991,812	1

Comparant amb les dades de la taula 11.6.3.3.3, es comprova que:

- En el cabal de líquid ha reduït el seu contingut en dissolvent, concentrant el carbaril per a una millor crystal·lització. Aquest fet no es representa en les composicions massiques a causa de que el carbaril precipitat esta en el corrent de sòlids. El toluè restant correspon a la diferencia entre el evaporat i el total en l'entrada. El naftol es manté inalterat.
- S'observa en la taula 11.6.3.3.4 que el carbaril restant en el corrent líquid es de 14 kg/h, es a dir, es perd molt poca quantitat (ja que el corrent líquid es de rebuig i s'enmatzema per a ser retirat en un abocador).

**11.6.3.3.4 Rendiment de cristianització**

Igual que en l'apartat anterior, un cop determinats els corrents de sortida i les seves composicions, es procedeix al càlcul del rendiment de la cristal·lització donada, ja que es te una gran evaporació de dissolvent.

Així doncs el rendiment de l'operació de cadascun dels cristal·litzadors CR-502A i CR-502B, es pot expressar com a la relació entre la massa de cristalls produïts respecte a tot el solut alimentat en el cristal·litzador:

$$Rendiment = \frac{S \cdot X_S}{F \cdot X_F} \cdot 100 = 98.29\%$$

**11.6.3.3.5. Quantitat de toluè evaporat i carbaril cristal·litzat.**

Un cop resolta els balanços de matèria dels cristal·litzadors CR-501A, CR-501B, CR-502A, CR-502B es pot conèixer la quantitat de dissolvent evaporat per tal de recuperar-lo i reusar-lo en els reactors R-401A i R-401B. A mes, es pot determinar finalment la quantitat de carbaril cristal·litzat, aquesta es una dada important, ja que la planta requereix produir 10500 Kg/any per tal d'abastir el mercat amb aquest pesticida.

**Toluè total evaporat:**

Per tal de cercar el toluè evaporat en els 4 cristal·litzadors, es fa la suma dels cabals de vapor de dissolvent generats en cadascun d'ells:

$$V_{TOTAL} = V_{CR501A} + V_{CR501B} + V_{CR502A} + V_{CR502B} = 4789.21 \frac{kg \text{ toluè}}{h}$$

**Carbaril total cristal·litzat:**

En canvi per a conèixer el carbaril cristal·litzat en el procés de cristal·lització només es te en compte el corrent de sòlids dels cristal·litzadors CR-502A i CR-502B, ja que en els primers cristal·litzadors (501A i 501B) el que es feia era sobresaturar el corrent que contenia el producte d'interès, sent una part cristal·litzada i passada als següents cristal·litzadors per tal d'augmentar el nombre de cristalls i així reduir el carbaril no precipitat:

$$S_{TOTAL} = S_{CR502A} + S_{CR502B} = 1719.746 \frac{Kg \text{ carbaril}}{h}$$

D'aquesta manera aplicant factors de conversió es comprova que realment ha cristal·litzat (i este) suficient carbaril sòlid com per a satisfer al mercat:

$$1719.746 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{1 Tn}{1000 Kg} \cdot \frac{24h}{1d} \cdot \frac{300d}{1any} = 12382.169 \frac{Tn \text{ carbaril}}{any} > 10500 \frac{Tn}{any}$$

#### Corrent líquid final:

El corrent líquid final, el qual conte traces de carbaril, 1-naphthol i toluè suficient com per a mantindre dissolt aquesta quantitat de carbaril i 1-naphthol es mostra a continuació.

Taula 11.6.3.3.5.1. Corrent líquid a la sortida dels darrers cristal·litzadors.

L	Kg/h	Composició
Naftol	106,280006	0,10647783
Toluè	861,917873	0,86352217
Carbaril	29,9442643	0,03

Tal i com s'ha mencionat anteriorment, es requereix tindre una quantitat de toluè de 425,12 Kg/h per tal de mantindre dissolt el naftol (solubilitat en toluè 20%) i el carbaril restant (solubilitat en toluè 3%), i d'aquesta forma poder-los eliminar en els processos posteriors de centrifugació i assecament.

Aquests valors mostrats corresponen a la suma de les sortides de líquid dels cristal·litzadors CR-502A i 502B que posteriorment en l'apartat 11.7 s'usarà juntament amb el cabal total de sòlid (carbaril) obtingut, com a cabal d'entrada en la centrifugadora per tal de seguir amb el procés d'eliminació d'humitat en el assecador i finalment empaquetar el producte sec i acabat.

#### 11.6.4. Balanç d'energia:

Tal i com s'ha presentat en la introducció de l'apartat de cristal·lització, per tal de mantindre una temperatura d'operació de 65°C en cadascun dels cristal·litzadors estudiats es requereix d'un equip capaç de produir un bescanvi d'energia per a mantindre la.

A la figura 11.6.1.5, es mostra l'esquema del tipus de cristal·litzador escollit, es a dir, es presenta el cristal·litzador d'evaporació amb circulació forçada i al buit. Tal i com s'observa aquest no esta equipat amb un equip de bescanvi de calor com son el sistema de doble canya

o de camisa tèrmica, sinó que s'usa un bescanviador per tal de calentar el magma, sobresaturar la solució i retornar-la al tanc on es produeix la cristal·lització.

A continuació es mostrarà el càlcul de la calor necessària a aportar per a cadascun dels bescanviadors de cada cristal·litzador. Els bescanviadors s'han dissenyat d'acord amb el procediment usat en l'apartat 11.3 on es mostra un exemple de càlcul d'un bescanviador de carcassa i tubs. S'usarà com a fluid calefactor que circularà per l'interior dels tubs el oli tèrmic d'alt poder calorífic Therminoyl 62 que circularà a una temperatura de 320 °C. En canvi el magma circularà per carcassa on es tindrà únicament un pas per tubs, ja que l'embrutiment amb fluids tan viscosos es molt elevat i si es traces mes d'un pas per tub es tindrien complicacions.

#### **11.6.4.1. Calor a bescanviar en els cristal·litzadors CR-501A i CR-501B:**

Per tal de realitzar el balanç tèrmic en els primers cristal·litzadors es requereix la següent equació:

$$Q = L \cdot H_L + S \cdot H_S + V \cdot H_V - F \cdot H_F \quad \text{Equació 11.6.4.1.1}$$

$$H_F = C_{P_L}^F \cdot (T_F - T_{ref}) \quad \text{Equació 11.6.4.1.2}$$

$$H_S = C_{P_L}^S \cdot (T_S - T_{ref}) + \lambda_{crist} \quad \text{Equació 11.6.4.1.3}$$

$$H_V = C_{P_L}^V \cdot (T_V - T_{ref}) + \lambda_{vap} \quad \text{Equació 11.6.4.1.4}$$

$$H_L = C_{P_L}^L \cdot (T_L - T_{ref}) \quad \text{Equació 11.6.4.1.5}$$

On:

Q és el calor a aportar o eliminar del sistema, en KJ/h.

T<sub>i</sub> és la temperatura de cada un dels corrents, en °C.

T<sub>ref</sub> és la temperatura de referència, que és 25°C.

H<sub>i</sub> és l'entalpia de cada corrent, en KJ.

λ<sub>crist</sub> és el calor de cristal·lització en KJ/Kg.

λ<sub>vap</sub> és el calor de vaporització en KJ/Kg.

F és l'aliment del cristal·litzador, en Kg/h.

L és el corrent líquid que surt del cristal·litzador, en Kg/h.

S és el corrent de cristalls a la sortida del cristal·litzador, Kg/h.

$V$  és el cabal de vapor que surt del cristal·litzador, en Kg/h.

$C_{pL}^i$  és el calor específic per a líquids de cada corrent, en KJ/Kg·°C.

Els cristal·litzadors estan sotmesos al buit, es a dir, a pressions baixes. En aquests casos es pot suposar que es té un equilibri tèrmic en el sistema, de forma que les temperatures de cadascun dels corrents (exceptuant la d'alimentació) son iguals entre elles. Tot surt a la temperatura d'operació:

$$T_{op} \approx T_{ref} \approx T_L \approx T_V \approx T_S$$

D'aquesta forma, es simplifica l'expressió XX mostrada anteriorment per a concloure en la següent equació que s'usarà per a cercar el calor "Q":

$$Q = S \cdot \lambda_{crist} + V \cdot \lambda_{vap} - F \cdot C_{pL}^F \cdot (T_F - T_{op}) \quad \text{Equació 11.6.4.1.6}$$

Aleshores, coneixent:

- El cabal de sòlids, el de vapor generat de dissolvent i el d'alimentació (Taula 11.6.3.2.3) pels cristal·litzadors 501A i 501B.
- Les temperatures d'operació i d'alimentació 65°C i 70°C respectivament.
- Capacitat calorífica del cabal d'alimentació proporcionada pel software HYSYS amb un valor de 1.839 KJ/Kg°C.
- $\lambda_{crist}$  té una valor de -126.195 KJ/Kg.
- $\lambda_{vap}$  té una valor de 360.5 KJ/Kg.

S'usa l'expressió XX i s'obté una calor a subministrar pel bescanviador de:

$$Q = 69142.32 \frac{KJ}{h} = 19.21 KW$$

Aquest calor a bescanviar es requereix en cadascun dels cristal·litzadors (501A i 501B), ja que aquests tracten el mateix cabal de mateixa composició i per tant son d'igual d'operació i de bescanvi energètic.

D'aquesta manera, pel disseny dels bescanviadors corresponents a ambdós cristal·litzadors es requerirà que cadascun d'aquests aportin aquesta calor calculada per tal d'evaporar el toluè i sobresaturar la mescla per a la cristal·lització del pesticida d'interès en la mescla (carbaril).

**11.6.4.2.1. Calor a bescanviar en els cristal·litzadors CR-502A i CR-502B:**

El procediment del càlcul de calor a bescanviar per tal de mantindre la temperatura d'operació en els cristal·litzadors 502A i 502B es el mateix que en l'apartat anterior. S'usa l'expressió 11.6.4.1.1 com a balanç tèrmic del sistema en cadascun dels cristal·litzadors.

Posteriorment s'aplica la simplificació per mitja de la suposició de l'existència d'un equilibri tèrmic al sistema a causa de la baixa pressió a la que estan sotmesos. Finalment s'obté l'expressió 11.6.4.1.6 abans mostrada, on:

- El cabal de sòlids, el de vapor generat de dissolvent i el d'alimentació (Taula 11.6.3.3.3) pels cristal·litzadors 502A i 502B.
- Les temperatures d'operació i d'alimentació 65°C i 70°C respectivament.
- Capacitat calorífica del cabal d'alimentació proporcionada pel software HYSYS amb un valor de 1.705 KJ/Kg°C.
- $\lambda_{\text{crist}}$  te una valor de -126.195 KJ/Kg.
- $\lambda_{\text{vap}}$  te una valor de 360.5 KJ/Kg.

S'usa l'expressió 11.6.4.1.6 i s'obté una calor a subministrar pel bescanviador de:

$$Q = 253499.7 \frac{KJ}{h} = 70.41KW$$

Aquest calor a bescanviar es requereix en cadascun dels cristal·litzadors (502A i 02B), ja que aquests tracten el mateix cabal de mateixa composició i per tant son d'igual d'operació i de bescanvi energètic.

S'observa que el calor a bescanviar es menor que en el cas dels cristal·litzadors 501A i 501B, aquest fet es degut a que aquests cristal·litzadors estan sotmesos a un buit mes elevat que els anteriors, sent reduïda la temperatura necessària per evaporar el toluè i concentrar. A mes, el volum de cabal a tractar es menor a causa de l'elevada quantitat de dissolvent evaporada en els primers.

D'aquesta manera, pel disseny dels bescanviadors corresponents a ambdós cristal·litzadors es requerirà que cadascun d'aquests aportin aquesta calor calculada per tal d'evaporar el toluè i sobresaturar la mescla per a la cristal·lització del pesticida d'interès en la mescla (carbaril).

#### 11.6.4. Dimensionament i disseny mecànic dels cristal·litzadors:

En aquest apartat es procedeix a determinar les dimensions de l'equip juntament amb el seu disseny mecànic. El material a usar es el AISI 316L, ja que encara que el carbaril i el 1-naphthol no son corrosius, el toluè si ho es. Tal i com es menciona anteriorment, s'ha decidit l'ús del sistema de buit per tal de rebaixar el punt d'ebullició del dissolvent i d'aquesta manera minimitzar l'efecte corrosiu del dissolvent en els equips de cristal·lització.

Com que els cristal·litzadors son d'iguals dimensions 2 a 2, es dividirà l'apartat en dos subapartats per a mostrar el disseny de cadascun dels cristal·litzadors. Cal mencionar que per a evitar un arrossegament de líquid a causa de l'elevada generació de vapor de toluè es fixarà un diàmetre elevat per a minimitzar la velocitat d'evaporació i així no arrossegar el producte d'interès ni el 1-naphthol dissolt en el líquid. Així, serà possible l'aprofitament del dissolvent evaporat en els reactors multitubulars de llit fix catalític (R-401A i 401B).

Tots els cristal·litzadors de la planta difereixen en el volum però son iguals en forma i geometria. Estan formats per un cos cilíndric (tanc) acabat amb una part cònica inferior i una tapa toriesfèrica superior.

##### 11.6.4.3.1. Dimensionament dels cristal·litzadors CR-501A i CR-501B:

Per tal de començar el dimensionament i disseny mecànic dels cristal·litzadors, es procedirà al càlcul del volum de cadascun dels cristal·litzadors. Coneixent que el temps típic de residència dels cristal·litzadors esta en el rang de 2-6 hores (Perry's Hanbook) es decideix usar un de 4 hores. Aleshores coneixent el cabal a tractar (F, taula 11.6.3.2.3) es calcula el volum total dels cristal·litzadors 501A i 501B:

$$3753.549 \frac{kg}{h} \cdot \frac{1m^3}{796.8 Kg} = 3.988 \frac{m^3}{h}$$

$$V = Q \cdot \tau = 15.95 m^3 \quad \text{Equació 11.6.4.3.1.1}$$

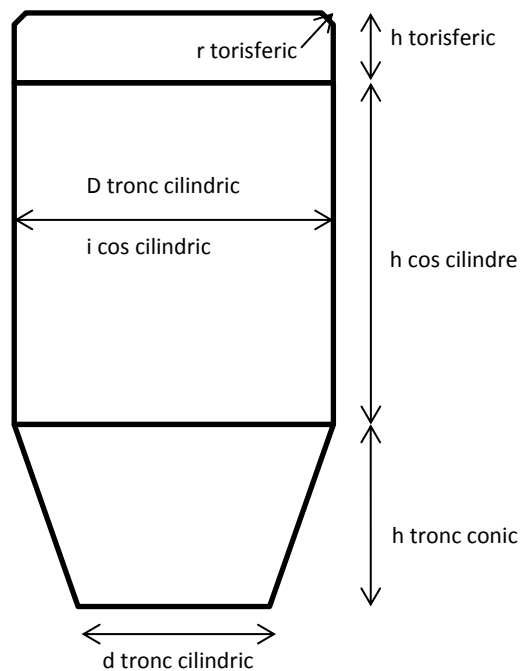
Si es sobredimensiona un 20% s'obté un volum final de 20 m<sup>3</sup> per als cristal·litzadors 501A i 501B.

Tal i com es menciona tots els cristal·litzadors consten d'un cos cilíndric, un tronc cònic i una tapa superior de forma toriesfèrica, per tal de calcular cadascun dels volums de cada part es requereix donar unes dimensions en el cos i el tronc cònic. Es fixa que el cos cilíndric

correspondrà a un 80% del volum total requerit, per tant, el volum del tronc cònic serà el 20% restant. D'aquesta manera, usant les següents expressions es determinarà el volum de cadascuna de les parts:

$$V_{\text{cilindre}} = \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2 \cdot h \quad \text{Equació 11.6.4.3.1.2}$$

$$V_{\text{Tronc conic}} = \frac{h \cdot \pi}{3} \cdot (R^2 + r^2 + R \cdot r) \quad \text{Equació 11.6.4.3.1.3}$$



#### 11.6.4.3.1.1. Càlcul del volum del cilindre:

Tal i com s'ha explicat el volum del cos cilíndric correspon a un 80% del volum total requerit determinat per mitja de l'expressió 11.6.4.3.1.2. D'aquesta forma el volum d'aquesta part dels cristal·litzadors 501A i 501B es de:

$$V_{\text{cilindre}} = 0.8 \cdot 20 \text{ m}^3 = 16 \text{ m}^3$$



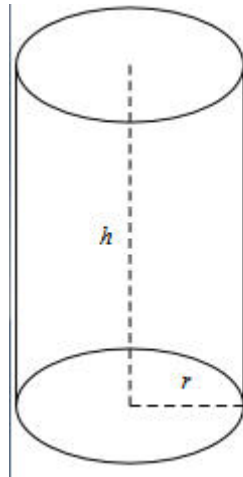


Figura 11.6.4.3.1.1.1. Representació de la geometria d'un cilindre

D'aquesta forma, usant l'expressió 11.6.4.3.1.2 i fixant una altura es determina el diàmetre del cristal·litzador. Cal recordar que l'altura s'ha definit segons el diàmetre obtingut, ja que es requereix un diàmetre gran per disminuir la velocitat de circulació del vapor i per tant evitar l'arrossegament del líquid. D'aquesta manera s'obté que:

Per a una altura de 2.2m →

$$D_{cilindre} = \sqrt{\frac{V_{cilindre} \cdot 4}{\pi \cdot h}} = 3 \text{ m} \quad \text{Equació 11.6.4.3.1.1.1}$$

#### 11.6.4.3.2. Càlcul del volum del tronc cònic:

El volum del tronc cònic consta d'un 20% del volum total necessari dels cristal·litzadors, d'aquesta manera el volum del tronc cònic es:

$$V_{tronc\ conic} = 0.2 * 20 \text{ m}^3 = 4 \text{ m}^3$$

Pel càlcul del tronc cònic dels cristal·litzadors, s'usa el diàmetre trobat del cos cilíndric i el fixa el diàmetre petit del tronc cònic. Conseqüentment es pot cercar l'altura del tronc cònic, a continuació es mostra un esquema de la geometria d'aquesta part del cristal·litzador.

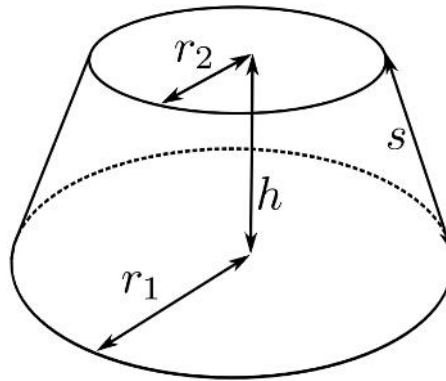


Figura 11.6.4.3.2.1. Representació geomètrica d'un tronc cònic

Primer fixem el diàmetre petit, ja que el gran ve determinat pel diàmetre del cos cilíndric:

$$D \quad 3 \text{ m}$$

$$d \quad 0.5 \text{ m}$$

Amb aquestes variables fixades i l'ús de l'equació 11.6.4.3.1.3 mostrada anteriorment, es procedeix al càlcul de l'alçada del tronc cònic dels cristal·litzadors CR-501A i CR-501B:

$$h_{\text{tronc conic}} \quad 1.42 \text{ m}$$

#### 11.6.4.3.3. Dimensionament dels cristal·litzadors CR-502A i CR 502B:

Per als cristal·litzadors col·locats en sèrie després dels mostrats, es procedirà d'igual forma. Cal dir que aquests cristal·litzadors seran de tamany inferior als ja calculats, ja que es té menys cabal a tractar a causa de l'evaporació del toluè. D'aquesta manera per mitja de la taula 11.6.3.3.3 i la densitat de la mescla en aquests cristal·litzadors, es determina el cabal volumètric que alimenta als cristal·litzadors. El temps de residència es fixa igual que en el cas anterior en 4 hores.

$$F \quad 2350.756 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{810 \text{ Kg}} \quad 2.95 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

A continuació amb el temps de residència fixat es determina el volum total dels cristal·litzadors:

$$V \quad Q \cdot \tau \quad 11.8 \text{ m}^3$$

Si es sobredimensionen cadascun un 20% el volum total requerit dels cristal·litzadors CR-502A i CR-502B es de  $15 \text{ m}^3$ .

**11.6.4.3.3.1. Càlcul del volum del cilindre:**

Tal i com s'ha explicat el volum del cos cilíndric correspon a un 80% del volum total requerit determinat per mitja de l'expressió 11.6.4.3.1.3. D'aquesta forma el volum d'aquesta part dels cristal·litzadors 502A i 502B es de:

$$V_{cilindre} = 0.8 \cdot 15 \text{ m}^3 = 12 \text{ m}^3$$

D'aquesta forma, usant l'expressió 11.6.4.3.3.1 i fixant una altura es determina el diàmetre del cristal·litzador, obtenint:

*Per a una altura de 1.7m →*

$$D_{cilindre} = \sqrt{\frac{V_{cilindre} \cdot 4}{\pi \cdot h}} = 3 \text{ m} \quad \textbf{Equació 11.6.4.3.3.1}$$

**11.6.4.3.3.2. Càlcul del volum del tronc cònic:**

El volum del tronc cònic consta d'un 20% del volum total necessari dels cristal·litzadors, d'aquesta manera el volum del tronc cònic es:

$$V_{tronc conic} = 0.2 * 15 \text{ m}^3 = 3 \text{ m}^3$$

Pel càlcul del tronc cònic dels cristal·litzadors, s'usa el diàmetre trobat del cos cilíndric i el fixa el diàmetre petit del tronc cònic. Conseqüentment es pot cercar l'altura del tronc cònic, a continuació es mostra un esquema de la geometria d'aquesta part del cristal·litzador.

Primer fixem el diàmetre petit, ja que el gran ve determinat pel diàmetre del cos cilíndric:

$$D = 3 \text{ m}$$

$$d = 0.5 \text{ m}$$

Amb aquestes variables fixades i l'ús de l'equació 11.6.4.3.1.3 mostrada anteriorment, es procedeix al càlcul de l'alçada del tronc cònic dels cristal·litzadors CR-502A i CR-502B:

$$h_{tronc conic} = 1.07 \text{ m}$$

#### 11.6.4.3.4. Disseny mecànic dels cristal·litzadors.

Pel disseny mecànic dels cristal·litzadors cal aplicar el codi ASME usant el material AISI-316L sobre cadascuna de les parts que formen el cristal·litzador. La forma de càlcul del gruix segons la pressió interna de la part del cos cilíndric i de la tapa toriesfèrica esta descrita en l'apartat del manual de càlcul de columnes de destil·lació.

Cal esmentar que en el cas dels cristal·litzadors, aquests estan sotmesos al buit. Per tant, es requerirà el càlcul de la pressió externa per tal d'ajustar el gruix del material de forma que agunti la pressió exercida. Es detallarà el càlcul del gruix necessari segons la pressió externa de totes les parts del cristal·litzador.

Es realitzarà un únic càlcul, essent un exemple de com fer la resta amb les dades proporcionades en l'apartat anterior. L'exemple es dura a terme pels cristal·litzadors CR-102 i CR102a. Al final de l'apartat es farà un recull amb els espessors obtingudes de cadascuna de les parts de cada cristal·litzador.

Per començar, s'ha de calcular les temperatures i pressions de disseny del equip:

$$T_d = T_{operació} + 15^{\circ}\text{C} = 80^{\circ}\text{C}$$

$$P_d = P_{operació} \cdot 1,1 = 0.1667 \text{ atm} = 0.186 \text{ bar}$$

##### **11.6.4.3.4.1. Disseny mecànic del cilindre i tori esfèric.**

###### *Càlcul del espessor a pressió interna*

Els espessors de paret necessaris per a poder resistir les condicions de disseny de l'aparell a pressió s'han obtingut de la següent manera.

L'aparell te dues zones diferenciades el cos que és un cilindre vertical i l'extrem superior que es toriesfèric decimal.

Per determinar el gruix de la carcassa, cilindre vertical, s'utilitza l'Equació 11.6.4.3.4.1.

$$t = \frac{P(R+c)}{SE-0.6P} + c = 0.09[\text{in}] \rightarrow 2.3 [\text{mm}] \quad \text{Equació 11.6.4.3.4.1}$$

On

- t = Espessor necessari, [in]
- P = Pressió de disseny interna, [psi]
- c = Factor de corrosió, 1 [in]
- R = Radi del cilindre, [in].
- S = Tensió admissible per a una temperatura de disseny 80°C, 15700 [psi]
- E = Factor de soldadura, 0,85

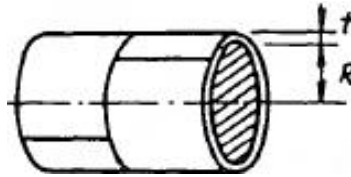


Figura 11.7.4.3.4.1.1. Cilindre

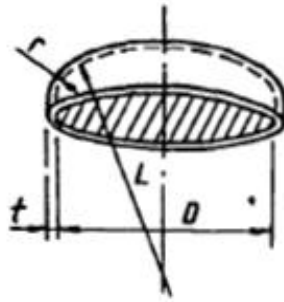
S'obté un espessor de 2.3 [mm], per tant, s'escull una xapa de 3.

Per la part del toriesfèric decimal s'utilitza l'Equació 11.4.2. Al espessor obtingut se li afegeix un 10%, per tenir en compte la pèrdua de xapa alhora d'arrodonir-la, d'aquesta manera queda un espessor de 2,71[mm] i és tria una xapa de 3[mm].

$$t = \frac{P(L+c)M}{2SE-0.2P} + c + 10\% = 0.11[in] \rightarrow 2,71[mm] \quad \text{Equació 11.6.4.3.4.1}$$

On

- t = Espessor necessari, [in]
- P = Pressió de disseny interna, 1,115 bar--> 15,97[psi]
- c = Factor de corrosió, 0.039 [in]
- S = Tensió admissible per a una temperatura de disseny 78,3°C, 15700 [psi]
- E = Factor de soldadura, 0,85.
- L = S'obté observant la figura 11.2, 118.2 [in]
- M = Valor tabulat segons el paràmetre L/r=16.75, 1,74.



**Figura 11.6.4.3.4.1.2. Torisfèric decimal**

*Càlcul del espessor a pressió externa.*

Un cop obtingut l'espessor treballant amb la pressió interna, és comprova que l'aparell treballarà bé amb aquest espessor obtenint una pressió màxima permisible externa superior a la de disseny, 0.1667 bar.

S'opera seguint el criteri anterior dividint les dues zones d'estudi, però ara és treballa aplicant les formules a pressió externa.

És un procés iteratiu, en el que es coneix la pressió de disseny externa i es van suposant diferents gruixos. Els passos a seguir són:

- Començar amb el gruix obtingut en el càlcul de pressió interna.
- Calcular  $D_L/t$ , on  $D_L$  és el diàmetre extern gran del cilindre (en polzades).
- Calcular  $h/D_L$ .
- Calcular per mitja de la figura 11.6.4.3.4.1.3 el factor A.
- Calcular per mitja del factor A obtingut, el mòdul d'elasticitat del material AISI-316L i amb l'ajuda de la figura 11.6.4.3.4.1.4 el factor B.

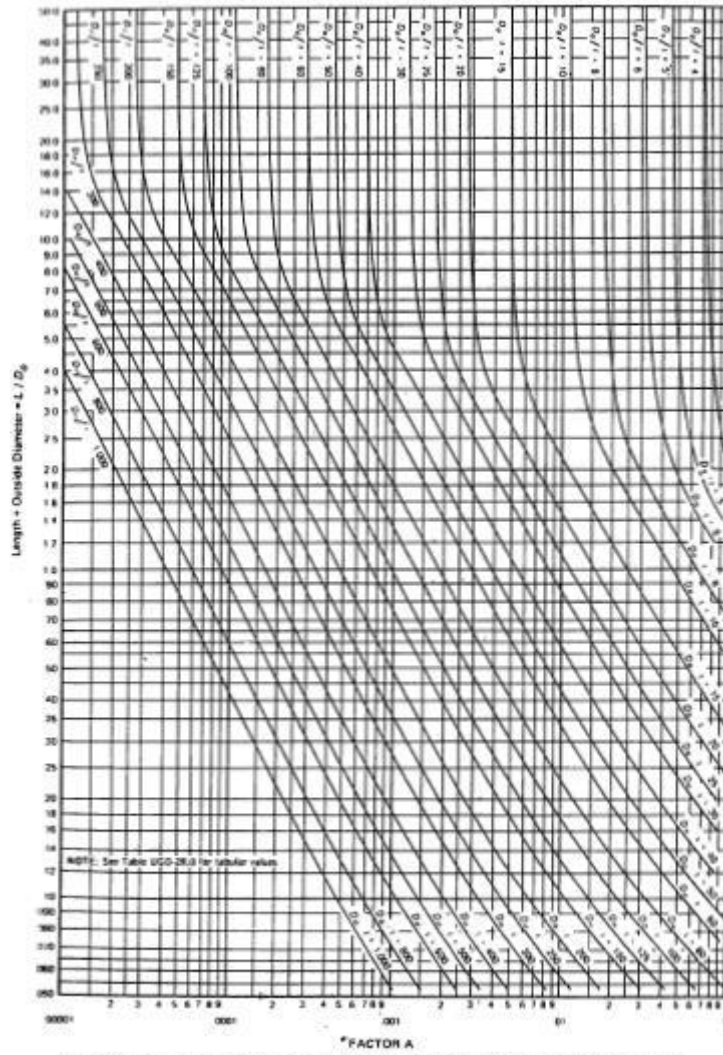


Fig. S-UG-28.0 Geometric Chart for Cylindrical Vessels Under External or Compressive Loading (For all Materials)

Figura 11.6.4.3.4.1.3. Gràfic pera cercar el paràmetre A.

Figs. 5-UHA-28.4-5-UCI-28

## SECTION VIII—DIVISION I

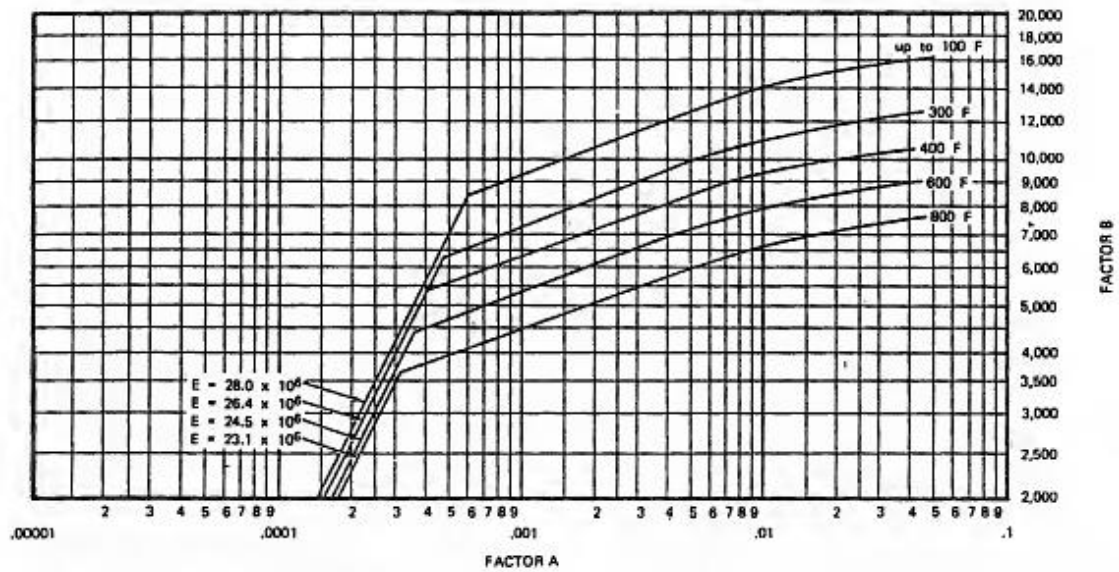


FIG. 5-UHA-28.4 CHART FOR DETERMINING SHELL THICKNESS OF CYLINDRICAL AND SPHERICAL VESSELS UNDER EXTERNAL PRESSURE WHEN CONSTRUCTED OF AUSTENITIC STEEL (18Cr-8Ni-Mo-0.03 MAXIMUM CARBON, TYPES 316L AND 317L) [NOTE (8)]

Figura 11.6.4.3.4.1.4. Gràfic per a cercar el valor del paràmetre B.

Per la part del cilindre vertical s'utilitza l'Equació 11.4.3, és tria aquesta equació avaluant el valor  $Do/t$  el qual és de 0.63. En primer lloc s'avalua l'equació amb una xapa de 3mm la qual no aguanta la pressió requerida. Per tant, s'acaba triant una xapa de 7mm, ja que amb aquest espessor s'obté la pressió màxima permissible desitjada.

$$Pa = \frac{4B}{3(Do/t)} = 19,59 \text{ [psi]} \rightarrow 1,37 \text{ [bar]} \quad \text{Equació 11.6.4.1.3}$$

On

$Pa$ = Pressió màxima permissible, [psi]

$Do$ = Diàmetre de la cos cilíndric més l'espessor, 3000 [mm]

$t$  = Espessor necessari, restant l'espessor de corrosió [in]

$B$  = S'obté gràficament, on primer s'ha d'obtenir gràficament un factor A ( $A=0,00015$ ) i a partir d'aquest s'obté B, 2250

Per la part del fons superior i inferior, toriesfèric decimal s'utilitza l'Equació 11.4.4. Es realitzaran els càlculs amb l'espessor obtingut a partir del resultat de treballar a pressió



interna, és a dir, una xapa de 3[mm]. Sent la pressió calculada insuficient com per resistir l'efecte de la pressió externa. Al final de les iteracions, el valor cercat que compleix que la pressió de disseny es menor que la calculada es per una espessor de 6 mm.

$$P_a = \frac{B}{(R/t)} = 0.21 \text{ [bar]} \quad \text{Equació 11.6.4.1.4}$$

On;

$P_a$ = Pressió màxima permissible, [psi]

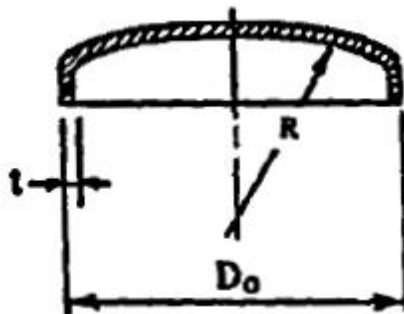
$R$ = S'obté de la figura 11.4.4, [in]

$t$ = Espessor necessari, restant l'espessor de corrosió , [in]

$B$ = S'obté gràficament, on primer s'ha d'obtenir un factor  $A$  ,mitjançant l'expressió:

$$A = \frac{0.125}{\frac{R}{t}}$$

On  $A = 0,00017$  i a partir d'aquest s'obté  $B$ , 2500.



**Figura 11.7.4.1.4. Torisfèric decimal**

Per comprovar que la pressió de disseny és correcte s'observa que la pressió màxima permissible és superior a la de disseny. Per tant, segons els valors obtinguts és requerirà xapa de 7 [mm] per al cilindre vertical i una xapa de 6 [mm] en el fons superior.

#### **11.6.4.3.4.2.Disseny mecànic del tronc cònic.**

*Càlcul del espessor a pressió interna*

A continuació es determina el espessor de la carcassa, tenint en compte el codi ASME per a recipients cilíndrics horitzontals.

$$t_s = \frac{P_d \cdot D_i}{2 \cdot \cos(\alpha) \cdot (S \cdot E - 0,6 \cdot P_d)}$$

**Equació 11.6.4.3.4.2.1.**

On:

$P_d$ : Pressió de disseny (bar).

$D_i$ : Diàmetre intern de la carcassa (mm).

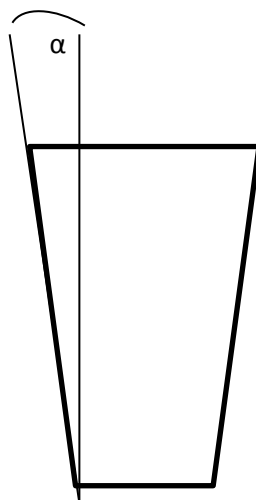
$E$ : Factor de soldadura, es pren el valor de 0.85.

$S$ : factor d'estres (psi) que per el cas del acer inoxidable AISI-316L, a la temperatura de disseny pren un valor de:

**Taula 11.6.4.3.4.2.1. Taula amb els valors del Stress del material AISI 316L en funció de la temperatura.**

T (°F)	T (°C)	P	P (psi)
-20	-28,89	15,7	15700
100	37,78	15,7	15700
200	93,33	15,7	15700
300	148,89	15,7	15700
400	204,44	15,5	15500
500	260,00	14,4	14400
600	315,56	13,5	13500
650	343,33	13,2	13200
700	371,11	12,9	12900
750	398,89	12,6	12600
800	426,67	12,4	12400
850	454,44	12,1	12100
900	-	-	-
950	-	-	-

Angle  $\alpha$ : es l'angle representat en el següent esquema el qual presenta un valor de 30°:



Al valor obtingut, se li suma un espessor per corrosió de 2mm i es sobredimensiona un 10%:

$$t_{carcasa} = 1,1 \cdot (t_s + 2) = 2.3 \text{ mm} \quad \textbf{Equació 11.6.4.3.4.2.2}$$

Ara cal comprovar que la pressió externa no usant aquest gruix no superi la pressió de disseny, ja que el cristal·litzador es deformaria.

#### Càlcul del espessor a pressió externa

Es un procés iteratiu, en el que es coneix la pressió de disseny externa i es van suposant diferents gruixos començant les iteracions pel espessor trobat a pressió interna. Els passos a seguir son:

- Usar com a valor inicial el espessor trobat a pressió interna (in).
- Calcular  $D_L/t_e$ , on  $D_L$  es el diàmetre extern del tronc cònic (in) i  $t_e$  es calcula de la forma:

$$\frac{D_L}{t_e} = 501.33$$

$$t_e = t \cdot \cos(\alpha) = 0.23622 \text{ in}$$

- Es calcula  $h_e/D_L$ :

$$h_e = \frac{h}{2} \cdot \left(1 + \frac{D_S}{D_L}\right) = 32.61 \text{ in}$$

$$\frac{h_e}{D_L} = 0.2754$$

On:

H: es l'alçada del con, en polzades.

$D_S$ : es el diàmetre extern petit del con, en polzades.

$D_L$ : es el diàmetre extern gran del con, en polzades.

- Gràficament, a partir dels valors de  $h_e/D_L$  i  $D_L/t_e$ , es troba A per mitja de la figura 11.6.4.3.4.1.3.

$$A = 0.00027$$

- Amb la gràfica 11.6.4.3.4.1.4 i amb A, juntament amb el mòdul d'elasticitat es troba B.

$$B = 3500$$

- Es calcula finalment la pressió admissible amb el gruix feina a partir de la següent equació:

$$\text{Gruix final sel \cdot leccionat} = 6\text{mm.}$$

$$P_a = \frac{4B}{3 \frac{D_L}{t_e}} = 0.21 \quad \text{Equació 11.6.4.3.4.2.3}$$

Igual que en el disseny mecànic dels cossos cilíndrics i toriesfèric, la pressió admissible calculada es major que la pressió de disseny, per tant, es dona com a correcte l'espessor seleccionada.

A continuació es mostren el resum de dades de cadascun dels cristal·litzadors per a cadascuna de les formes geomètriques que conformen el seu cos:

Taula 11.6.4.3.4.2.1. Valors dels paràmetres cercats per al disseny mecànic dels cristal·litzadors CR-501 A i B.

CR-501A i 501B	D/t	L/D	A	B
<b>Cilindre</b>	333,62	0,76	0,00025	3250
<b>Toriesfèric</b>	333,62	0,76	0,00025	3250
<b>Tronc cònic</b>	429,857	0,2074	0,00065	6000

Taula 11.6.4.3.4.2.2. Valors dels paràmetres cercats per al disseny mecànic dels cristal·litzadors CR-502 A i B.

CR-502A i 502B	D/t	L/D	A	B
<b>Cilindre</b>	600,52	0,63	0,00015	2250
<b>Toriesfèric</b>	600,52	0,63	0,00017	2250
<b>Tronc cònic</b>	501,3	32,6115	0,00027	3500

Finalment es mostren els espessors de cadascun dels cristal·litzadors per a cadascuna de les formes geomètriques que conformen l'equip:

Taula 11.6.4.3.4.2.3. Espessors de les diferents parts dels cristal·litzadors.

	Espessor cos cilíndric (mm)	Espessor capçal tori esfèric (mm)	Espessor tronc cònic (mm)
CR-501A	11	9	7
CR-501B	11	9	7
CR-502A	7	6	6
CR-502B	7	6	6

#### 11.6.4.4. Càlcul del pes dels cristal·litzadors.

Per el càlcul del pes de cadascun dels cristal·litzadors es procedirà de la forma detallada a continuació. En aquest càlcul s'usarà com a exemple els cristal·litzadors CR-502A i 502B.

En el cas de la part cilíndrica, es segueix el mateix procediment que en el disseny de les columnes de destil·lació. El càlcul del pes de la tapa toriesfèrica s'explica en el disseny del tanc d'emmagatzematge. Únicament es detallarà el procediment de càlcul del pes de la secció cònica, es procedeix de la segant manera:

##### **Pes del equip buit**

Primerament es calcula el pes de l'equip buit, que es la suma dels pesos de les seves parts constituents: el cilindre, el fons de secció cònica i la tapa toriesfèrica. La densitat del material a emprar AISI-316L es de 8000 Kg/m<sup>3</sup>.

Primer es calcula el volum del tronc cònic usant els radis externs, trobant el denominat V<sub>1</sub>. A continuació, es fa el mateix però amb els radis interns, obtenint l'anomenat V<sub>2</sub>. La diferencia entre els dos serà el volum real de la xapa del fons cònic (V). Finalment, aquest volum trobat es multiplica per la densitat del material usat per tal de trobar la massa.

$$V_1 = \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot h \cdot (R_o^2 + r_o^2 + R_o \cdot r_o) \quad \text{Equació 11.6.4.4.1}$$

$$V_2 = \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot h \cdot (R^2 + r^2 + R \cdot r) \quad \text{Equació 11.6.4.4.2}$$

$$V = V_1 - V_2 \quad \text{Equació 11.6.4.4.3}$$

$$m = V \cdot \rho \quad \text{Equació 11.6.4.4.4}$$

On:

h: es l'alçada del tronc cònic (m).

R<sub>o</sub> i r<sub>o</sub>: son, respectivament, els radis gran i petit externs (m).

R i r: son, respectivament, els radis gran i petit interns (m).

m: es la massa de la secció cònica (kg).

ρ: es la densitat del material, en Kg/m<sup>3</sup>.

Els pesos de l'equip buit sencer i de cadascuna de les seves parts per a cada cristal·litzador es mostra a continuació en les taules 11.6.4.4.1 i 11.6.4.4.2:

**Taula 11.6.4.4.1. Pesos de les diferents parts dels cristal·litzadors CR-501A i B.**

CR-501A i 501B	Pes (Kg)
Cilindre	3655,96
Toriesféric	316,39
Tronc cònic	876,169
<b>TOTAL</b>	<b>4848,47</b>

**Taula 11.6.4.4.2. Pesos de les diferents parts dels cristal·litzadors CR-502A i B.**

CR-502A i 502B	Pes (Kg)
Cilindre	1902,25
Toriesféric	210,51
Tronc cònic	565,7
<b>TOTAL</b>	<b>2678,46</b>

#### **Pes del equip ple d'aigua:**

Per calcular el pes de l'equip ple d'aigua, cal sumar-li el pes del contingut del cristal·litzador. El contingut de cada cristal·litzador es realitza multiplicant el volum d'aquests per la densitat, que es considera per l'aigua de  $1000 \text{ Kg/m}^3$ . El pes de cadascun dels cristal·litzadors ple d'aigua es mostra en la taula 11.6.4.4.2.3:

**Taula 11.6.4.4.2.3. Pesos dels cristal·litzadors plens d'aigua.**

	Pes equip+Aigua (Kg)
<b>CR-501A i 501B</b>	9156,49
<b>CR-502A i 502B</b>	5850,12

#### **Pes del equip en operació:**

Per a calcular el pes dels cristal·litzadors en operació, es segueix el mateix procediment que el usat en el càlcul del pes del equip amb aigua, però en aquest cas s'usarà la densitat de la mescla que esta continguda en cadascun dels cristal·litzadors. El resultat es de:

Taula 11.6.4.4.2.4. Pesos dels cristal·litzadors en operació.

	<b>Pes+Mescla (Kg)</b>
<b>CR-501A i 501B</b>	8281,1
<b>CR-502A i 502B</b>	5247,51

#### 11.6.4.5. Aïllament:

A causa de tractar-se d'un equip el qual té una temperatura exterior de la paret superior a 40°C, hi haurà que col·locar un aïllant per tal d'evitar la pèrdua de calor amb l'exterior i les lesions del personal a causa d'entrar en contacte amb l'equip.

Per això s'usarà llana de roca, on el seu espessor es calcula amb el programa INSULAN, proporcionat per l'empresa Calorcol.

El aïllament escollit consistirà en mates aïllants de 140 Kg/m<sup>3</sup>.

Per la temperatura interior, s'escull la temperatura de treball del bescanviador, i la temperatura en la superfície del aïllant es fixa a 40 °C. Es considera una temperatura ambient de 25 °C i una velocitat superficial del aire de 0.5 m/s. S'escull acer inoxidable AISI-304L tant per l'interior com per a la superfície del bescanviador.

Les dades esmentades en l'anterior paràgraf es col·loquen en el programa per tal de proporcionar-nos el espessor de 0.62".

## 11.7. Centrifugadora

### 11.7.1. Balanç de matèria

Un cop surt el magma dels últims cristal·litzadors (CR-502A i B), es requereix de l'ús d'una centrifugadora per tal d'eliminar el màxim toluè possible abans d'introduir el carbaril humit en la assecadora.

En la bomba centrífuga entraran els corrents de sòlid (S) i de líquid (L) dels cristal·litzadors, sent el seu cabal i la seva composició el mostrat a continuació:

- Cabal de líquid (L):

Taula 11.7.1.1. Part líquida del corrent de sortida dels cristal·litzadors CR-502A i 502B.

L	Cabal màssic (Kg/h)	Composició
1-Naphthol	106,280006	0,10647783
Toluè	861,917873	0,86352217
Carbaril	29,9442643	0,03

- Cabal de sòlid (S): Son 1719.745 Kg/h.

Per a poder realitzar el balanç de matèria en la centrifugadora s'han de fer una sèrie de suposicions:

- Es coneix segons el document "Aspects of Pesticidal Uses of Carbaril on Man" que el diàmetre de partícula del carbaril es troba en el rang de:

Taula 11.7.1.2. Tamany de partícula del carbaril sòlid.

	<5 µm	10-30 µm	>30 µm
<b>Diàmetre partícules</b>	5%	80%	5%

Actualment les centrifugadores consten d'un filtre, d'aquesta forma es selecciona un diàmetre de poros en el filtre de 5 micres, així les pèrdues de carbaril durant l'eliminació de la fase líquida del producte seran del 5%. D'aquesta forma el carbaril perdut durant la centrifugació serà de:

$$\text{Carbaril a la sortida} = S - 0.05 \cdot S = 1633.758 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \quad \text{Equació 11.7.1.1}$$



On:

S: es el cabal de sòlid provinent dels cristal·litzadors (Kg/h)

- b) A mes es suposarà que el carbaril sortirà amb un contingut de toluè i naftol del 25%, es a dir, la pasta entre el producte sòlid i la resta de dissolvent líquid tindrà una composició del 75% en carbaril i un 25% de naftol i toluè. D'aquesta forma es pot trobar el cabal màssic total de sortida de la centrifugadora:

$$Q_{TOTAL_{sortida}} = \frac{Q_{carbaril \ a \ la \ sortida}}{0.75} = 2178.345 \frac{Kg}{h} \quad \text{Equació 11.7.1.2}$$

Finalment amb aquests dos cabals, el total i el de carbaril sòlid a la sortida de la centrifuga es pot trobar el cabal de líquid a la sortida:

$$Q_{TOTAL} = Q_{Carbaril,sortida} + Q_{Liquid} \rightarrow Q_{liquid} = 544.5861 \frac{Kg}{h} \quad \text{Equació 11.7.1.3}$$

Sent aleshores el corrent de rebuig de la centrifuga de:

$$Q_{rebutg} = 317.331 \frac{Kg}{h}$$

Un cop es tenen els cabals de sortida de la centrifuga considerant les pèrdues del 5% de carbaril i la composició final de 75% de carbaril i 25% de naftol i toluè. Es procedeix a cercar la composició del corrent de sortida de la centrifuga.

Primer de tot es requereix conèixer la quantitat de toluè que conte i que no conte naftol dissolt en ell. S'ha cercat un valor de solubilitat per a aproximar la solubilitat del naftol en el toluè, aquesta solubilitat pren un valor del 20%. Aleshores, per mitja de la taula 11.7.1.1 on es representa la composició del corrent líquid (L) de sortida del cristal·litzador i d'entrada a la centrifuga s'agafa el valor del cabal màssic de Naftol, i usant la solubilitat del 20% es cerca el toluè necessari com per mantindre'l tot dissolt:

$$Tolue \ per \ disoldre \ el \ Naphthol = \frac{106.28 \frac{Kg}{h}}{0.2} = 531.4 \frac{Kg}{h}$$

Per tant del toluè present en el corrent líquid d'entrada de la centrifugadora, 531.4 Kg/h de toluè estan dissolts amb els 106.28 Kg/h de 1-naphthol. Així, fent la diferència entre el cabal

d'entrada de toluè i el cabal de toluè que conte 1-naphthol, s'obtindrà el toluè lliure de 1-naphthol:

$$\begin{aligned} \text{Tolue lliure de Naphthol} &= Q_{\text{Tolue,entrada}} - Q_{\text{tolue amb naphthol}} = 861.91 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} - 531.4 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \\ &= 330.52 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \end{aligned}$$

D'aquesta manera s'introduirà una nova suposició. Amb el valor del cabal de sortida de líquid trobat anteriorment per mitja de l'equació 11.7.1.2, es suposarà que conte tot el toluè lliure de naftol i la resta serà toluè amb naftol. Així s'obtenen les composicions del corrent líquid a la sortida de la centrifugadora que acompanya el sòlid:

**Taula 11.7.1.3. Composició del cabal de sortida de líquid (acompanya al cabal de sòlid, es la humitat)**

	TOTAL	Lliure de 1-naphthol	Amb 1-naphthol dissolt
<b>Cabal L sortida (Kg/h)</b>	544,58	330,52	214,068

Coneixent que en la part de toluè amb 1-naphthol dissolt hi ha un 20% d'aquest component, es troba la quantitat de 1-Naphthol del corrent de sortida:

$$Q_{\text{Naphthol sortida}} = 214.068 \cdot 0.2 = 42.814 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \text{ de Naphthol}$$

Aleshores el toluè present en la sortida:

$$Q_{\text{Tolue sortida}} = Q_{\text{tolue lliure}} + 0.8 \cdot Q_{\text{Tolue amb naphthol}} = 501.775 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

Finalment, per a una millor comprensió dels resultats obtinguts es mostra un resum dels cabals de sortida i de rebuig de la centrifugadora:

- Corrent de sortida de la centrifuga i d'entrada al assecador:

**Taula 11.7.1.4. Corrent de sortida de la centrifuga i d'entrada del assecador.**

	Cabal màssic (kg/h)	Composició
<b>1-Naphthol</b>	42,8136612	0,01965422
<b>Toluè</b>	501,772488	0,23034578
<b>Carbaril</b>	1633,75845	0,75
<b>TOTAL</b>	2178,3446	1

- Corrent de rebuig que conte el 5% de carbaril mes la dissolució de toluè amb 1-naftol i traces de carbaril:

Taula 11.7.1.5. Composició i cabal del corrent de rebuig de la centrifuga (líquid).

	Cabal màssic (Kg/h)	Composició
<b>1-Naftol</b>	63,4663446	0,18275477
<b>Toluè</b>	253,865378	0,7310191
<b>Carbaril</b>	29,9442643	0,08622613
<b>TOTAL</b>	347,275987	1

## **11.8. Assecador**

### **11.8.1. Introducció**

El secat de sòlids consisteix en separar petites quantitats d'aigua o d'un altre líquid d'un material sòlid amb el fi de reduir el contingut de líquid residual fins a un valor baix d'aquest. El secat es habitualment l'etapa final del procés de purificació del producte, sent l'antecessor del procés d'empaquetament.

S'han usat cristal·litzadors i finalment una bomba centrífuga per tal de reduir el contingut de líquid present en el sòlid. Generalment l'eliminació de l'última part de líquid es pot fer a través de processos mecànics o tèrmics, sent els tèrmics mes cars. Per això s'han usat equips per eliminar el líquid, així s'abarateix el cost d'energia tèrmica necessària per acabar d'extreure la quantitat de líquid present en el sòlid.

El contingut en líquid d'una substància seca varia d'un producte a un altre, sent el valor fixat el 1% en contingut del dissolvent toluè al final del procés. L'entrada de carbaril conte un 25% de toluè, es a dir, un 25% d'humitat provinent de la centrífuga. D'aquesta forma es podrà assecar el carbaril segons la següent figura.

En qualsevol assecador en els que un gas circula per sobre o a través d'un sòlid, la matèria te que transferir-se des de la superfície del sòlid fins el gas, i a vegades a través dels porus interiors del sòlid. La resistència a la transferència de matèria i no a la transmissió de calor, pot controlar la velocitat d'assecamet. Des del punt de vista del gas aquest procés de secat es molt semblant al d'humidificació i des humidificació adiabàtic. Des del punt de vista del sòlid es un procés similar a la evaporació qual el sòlid esta molt humit.

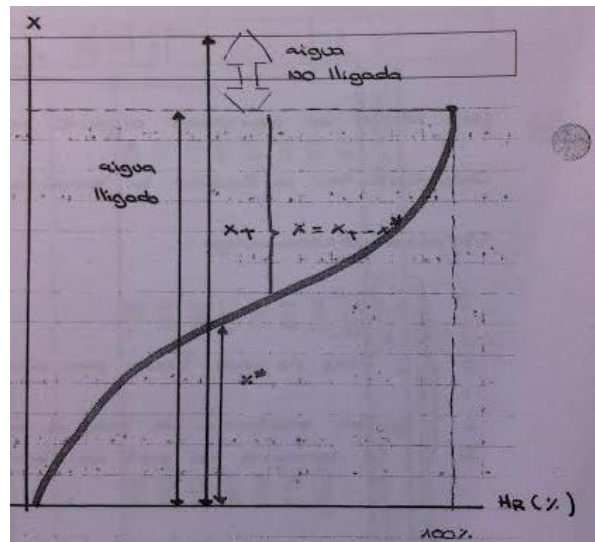


Figura 11.8.1.1. Representació del equilibri entre el líquid (humitat) i el sòlid humit.

S'observen tres zones:

- Aigua no lligada: valor a partir del qual l'aigua, vapor o líquid que envolta el sòlid es com si estigues sola, no té interacció amb el sòlid. Forma com una pel·lícula, no té cap lligam amb el sòlid. Aquesta és la més fàcil d'eliminar, no cal de mètodes mecànics o tèrmics, simplement amb una breu agitació aquesta es desprèn del sòlid.
- Aigua lligada: Correspon a la resta d'humitat del sòlid fins al equilibri, l'objectiu de l'assecador és el de reduir aquesta humitat que interacciona amb el sòlid fins al mínim possible (sent necessari un temps infinit per a la seva completa eliminació).
- Humitat d'equilibri (quan la humitat lliure és 0): És quan la humitat és 0, mai s'assolirà aquest punt ja que es requeriria d'un temps infinit i una velocitat molt ràpida d'assecament. A la pràctica ens hi apropem el màxim possible però mai assolint-lo.

Qualsevol sòlid amb una humitat per sota de la línia d'equilibri no es podrà assecar, sinó que s'humidificarà fins assolir l'equilibri (humitat d'equilibri).

#### Velocitats de secat:

A mesura que transcorre el temps, el contingut de humitat en el sòlid disminueix segons la figura representada 11.8.2.1. Després d'un curt període de temps durant el que es calenta l'alimentació fins la temperatura de vaporització, la representació gràfica es fa lineal, posteriorment es corba fins finalment fer-se horitzontal.

La velocitat de assecatge es representa mitjançant la corba B, que es horitzontal durant una bona part e la seva longitud indicant una velocitat d'assecatge constant, després es corba cap a baix. Si es te un temps infinit, la humitat arriba al punt d'equilibri.

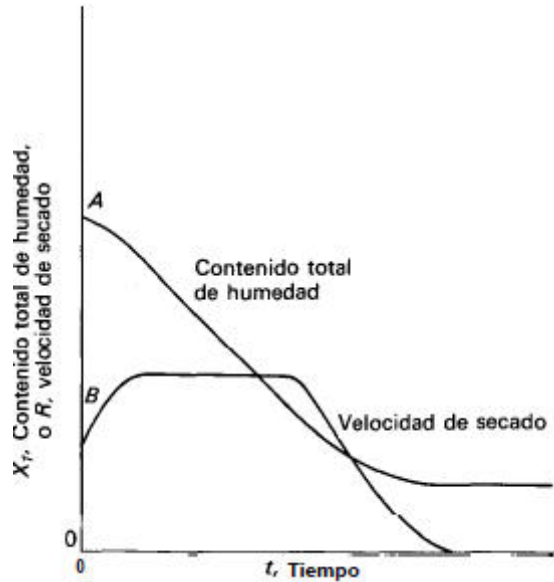


Figura 11.8.1.2. Representació de disminució del contingut en humitat en el sòlid en funció del temps.

Si es representa la velocitat d'assecatge per unitat d'àrea respecte la humitat lliure del sòlid, s'aconsegueix la figura XX. Es contemplen dos períodes d'assecament:

Període de velocitat d'assecament constant: Aquest període es caracteritza perquè la velocitat d'assecament es independent del contingut d'humitat. Durant aquest període el sòlid està tan humit que tota la superfície de assecatge està recoberta d'una pel·lícula d'aigua que es comporta com si el sòlid no existís.

Contingut crític d'humitat: A mesura que disminueix el contingut d'humitat en el sòlid, acaba el període de velocitat constant i aquesta comença a disminuir. El punt on acaba un període i comença l'altre s'anomena punt d'humitat crítica i és específic per a cada material. Aquest punt marca el moment en que l'aigua líquida sobre la superfície és insuficient per a mantindre una pel·lícula continua que cobreixi tota l'àrea de assecatge. El contingut d'humitat crítica varia segons l'espessor del material i amb la velocitat d'assecatge.

Període d'assecament decreixent: Un cop es sobrepassa el punt d'humitat crítica, apareix el període de velocitat decreixent. La primera fase de velocitat decreixent es representa per mitja de la línia BC de la figura 11.8.1.3. La velocitat de assecatge durant aquest període depèn dels mateixos factors que durant el període de assecament a velocitat constant, donat que el

mecanisme d'evaporació no caria i la zona de vaporització esta en la superfície o pròxima a ella s'anomena mecanisme capil·lar.

A mesura que s'elimina l'aigua del sòlid, la fracció de volum de poro que es ocupat per l'aire augmenta. Quan la fracció arriba a un límit, l'aigua retirada es insuficient com per a mantindre una pel·lícula continua a traves dels porus i aquests s'omplen d'aire i l'aigua queda recollida en zones intrínseques dels porus. Quan es dona aquest estat es representa per mitja del segment CD i el mecanisme de assecament es un mecanisme difusional.

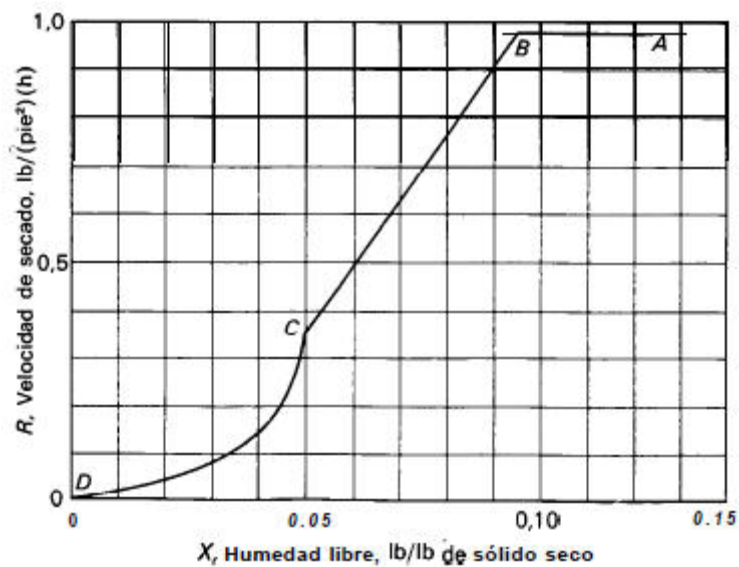


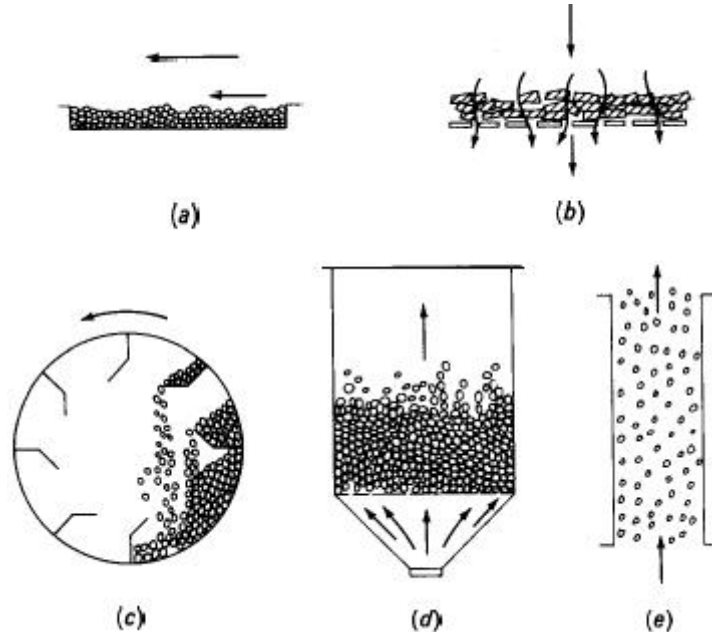
Figura 11.8.1.3. Velocitat d'assecatge del sòlid en funció de la humitat lliure que conte.

#### Tractament dels sòlids en els assecadors:

La major part dels assecadors industrials operen amb partícules de sòlids durant tota o una part del cicle de assecatge. A continuació es descriuran els diferents models de moviment de les partícules sòlides a traves dels assecadors juntament amb les circulacions del gas:

- El gas circula a sobre la superfície d'un llit o lamina de sòlid. Aquest procés s'anomena assecatge amb circulació superficial.
- El gas circula a traves d'un llit de sòlids granulars grossos que s'aguanten per mitja d'una reixeta. Reben el nom de assecadors amb circulació a traves del sòlid. Com en el cas del assecatge amb circulació superficial, la velocitat del gas es manté baixa per tal d'evitar l'arrossegament de sòlids (velocitats típiques 0.5-1.5m/s).
- Els sòlids cauen en forma de pluja a traves d'un corrent gasos que es mou lentament, freqüentment es té arrossegament de les partícules mes fines.

- d) El gas passa a través dels sòlids amb una velocitat suficient com per a fluïditzar el lit.  
En aquests tipus es té un inevitable arrossegament e les partícules mes fines.
- e) Els sòlids son totalment arrossegats per una corrent gasosa d'alta velocitat, on es transporta el sòlid fins a un separador mecànic.



### Classificació dels assecadors.

Existeixen centenars de dissenys d'assecadors disponibles en el mercat, i fer una classificació dels mateixos es pràcticament impossible. Diversos autors ho han intentat a través de diferents criteris com: Tipus de matèria prima, el mètode amb el que el material es transfereix a través del assecador,... La classificació més extensa es la de Kröll, que es basa en els següents aspectes:

- Temperatura i pressió del assecador.
- Tipus de calefacció (radiació, solar, microones, convecció,...)
- Mètode de transport de la humitat a través de l'assecador.
- Possibles medis mecànics per a millorar el assecatge.
- Tipus de circulació del gas.
- Tipus de suport del material a assecat.
- L'agent calefactor.

Quan es selecciona un assecador s'han de tindre en compte dos aspectes de gran importància:

- Disposar d'una llista d'assecadors capaços de moure el material a assecat.
- Eliminar les alternatives més costoses.



La majoria dels assecadors poden acceptar materials particulars fàcilment manejables, mentre que els materials en massa o amb formes irregulars requereixen normalment dissenys específics.

Un cop es selecciona el grup d'assecadors, la selecció es pot restringir considerant la forma en la que operen (continu o discontinu). A més de les restriccions imposades pel material, són un factor important el considerar el tipus de calefacció.

#### Operacions contínues/discontinues

En general, els processos en continu presenten les avantatges de tindre una major facilitat d'integració en un procés automatitzat, i com a conseqüència tenen menors costos que els discontinus.

Quan menors són les quantitats de sòlid a tractar, els costos d'instal·lació es fan més importants i fent el procés discontinu cada cop més atractiu:

- Per a produccions del orde de 5000 Kg/dia i menors, sembla aconsellable els equips discontinus.
- Per a produccions del orde de 50000 Kg/dia i superiors els equips més adequats corresponen als que operen en continu.

Hi han altres consideracions com la facilitat de construcció d'un assecador petit discontinu en comparació amb la sofisticació i automatització dels equips en continu. A més, un assecador discontinu és molt més versàtil que el continu, i pot usar-se per a una major diversitat de materials i s'usa per a processos on es requereix un control exhaustiu sobre la humitat del material a assecar.

#### Calefacció directe o indirecte.

La calefacció directe són aquelles en les que el material es calenta per convecció des d'un corrent d'aire. Aquest tipus de calefacció presenta les següents avantatges:

- Els assecadors que usen el sistema de calefacció directa, acostumen a ser més barats deguts a l'absència de tubs o camises per a on circula l'agent calefactor.
- És possible controlar la temperatura del gas circulant dins d'un rang de temperatura força estret, sent fàcil que el sòlid no es calenti per sobre d'una determinada temperatura. Aquest fet és d'especial importància quan es tracta de materials sensibles a la temperatura.

Tot i aquestes avantatges els equips assecadors amb calefacció directa presenten una sèrie de desavantatges:

- L'eficàcia tèrmica global es normalment baixa degut a les pèrdues de calor que es produeixen en els corrents de sortida del gas. Aquest problema provoca aquest tipus de calefactores quan el dissolvent a evaporar es car, ja que es tindrien pèrdues elevades d'aquest i els costos de producció augmentarien.
- També es poden produir pèrdues del material sòlid a assecar, això es produeix quan el sòlid es esponjós o de diàmetre de partícula petit.

Cal esmentar que algunes d'aquestes desavantatges (com en el cas de pèrdua de sòlid) es poden superar modificant el disseny mecànic del equip lleugerament. En el cas del assecador a dissenyar es considera que l'arrossegament de sòlid per el gas (nitrogen) es nul. Aquestes modificacions per minimitzar les desavantatges de la calefacció directa impliquen un augment dels costos del equip, fent més viable l'opció de la calefacció indirecta.

Un dels principals problemes de la calefacció indirecta es la possibilitat de sobrecaentar el sòlid, ja que el mecanisme de transmissió de calor es per conducció a través del sòlid.

#### Operació al buit.

La temperatura màxima que un sòlid pot suportar esta determinada per la seva sensibilitat tèrmica, i aquesta temperatura es inversament proporcional al temps de permanència del assecador. Quan es requereixen llargs temps d'assecatge, com en el cas de l'assecador discontinu en safates, es necessari operar amb buit amb la fi de poder mantindre la temperatura a nivells acceptables.

En la majoria de assecadors en continu el temps de residència es petit i l'operació a pressió atmosfèrica pot ser la millor opció.

### 11.8.1.1. Tipus d'assecadors.

Els tipus de assecadors actuals es mostren a continuació:

#### Assecadors de safates:

Aquest tipus de assecadors s'utilitzen normalment per a materials granulars o particulars. El material a assecar es situa en una sèrie de safates. Aquestes safates poden calentar-se per la

part inferior o superior per mitja de serpents o per resistències i l'assecat es dona per mitja d'una circulació d'aire sobre el material. En alguns casos el gas es calenta abans d'entrar en contacte amb el material, i sovint es recircula recalentant-lo abans d'entrar en contacte amb el sòlid.

Aquest procediment presenta l'avantatge de que es requereixen menors quantitats d'aire per a aconseguir el mateix grau de

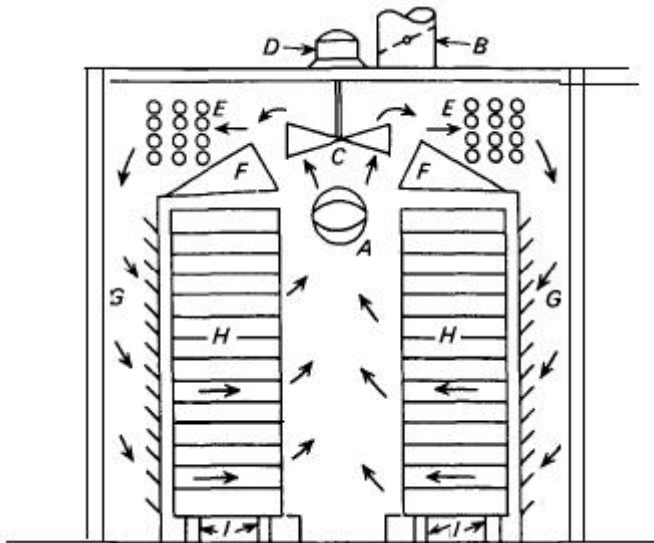


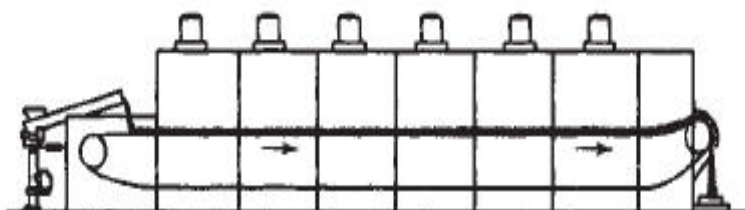
Figura 11.8.1.1.1. Esquema assecador de safates

assecatge.

Aquests equips poden operar al buit i sovint s'usa un sistema de calefacció indirecte.

#### Assecadors de túnel:

En el assecadors de túnel, una sèrie de safates o cintes transportadores es mouen lentament a través del túnel i el secat te lloc durant el desplaçament en una corrent d'aire calent. A mes el túnel es pot usar un mètode de calefacció indirecte calentant-lo. Es solen usar per a ceres de parafina, sabons, ceràmiques,....



Aquests assecadors poden treballar en continu, tenint amplades de cinta de 2.4 i 3m, longituds des

Figura 11.8.1.2. Esquema assecador de túnel

de 4 a 50 metres, amb temps de assecatge des dels 5 minuts fins als 120 minuts i amb velocitat de circulació d'aire d'entre 0.6-1.5 m/s. Les profunditats del sòlid en la cintra transportadora van dels 3 cm fins als 16 cm de gruix. Les capacitats de trencament oscil·len entre els 300-6000 Kg/h.

#### Assecadors rotatoris:

Son els mes usats en el assecatge continu de materials en gran escala (<0.3 Kg/s). Consisteixen en tubs relativament llargs construïts sobre sistemes que permetran el seu gir a baixa velocitat (0.4Hz), al voltant d'un eix cilíndric. El cilindre es disposa de forma que produeix un angle petit sobre l'horitzontal, així el material alimentat per la part superior, pot circular a través del assecador. La calefacció es pot donar de forma directa o indirecta.

Els assecadors rotatoris es solen construir amb planxes d'acer soldat, amb un espessor de xapa que permeti la transmissió del gir necessària i que pugui suportar el pes del material mes el sòlid a assecar.

Aquests equips solen contindre una sèrie d'alertes deflectors que faciliten la circulació i agitació del sòlid. El gas s'introdueix per els orificis laterals situats en la paret de la carcassa, de forma que en una part del forn la circulació es dona a través del llit.

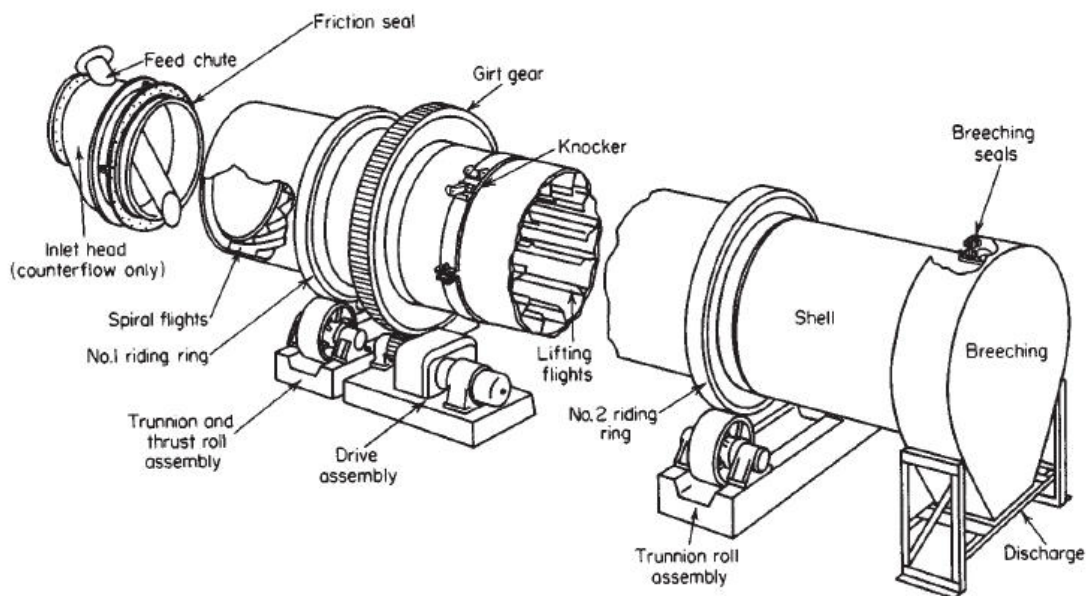


Figura 11.8.1.1.3. Esquema assecador rotatori.

Assecadors de tambor:

S'usen pel assecatge de suspensions o solucions. Consisteixen en tambors cilíndrics calentats

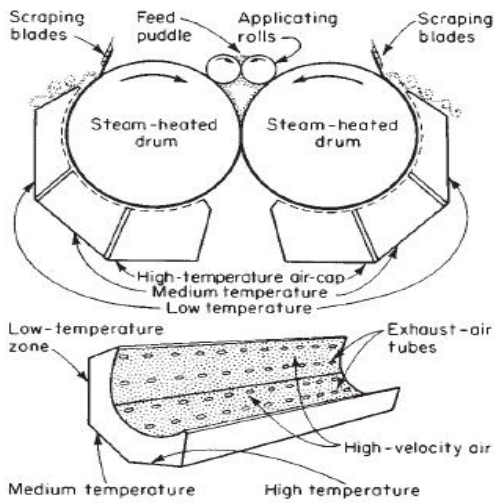


Figura 11.8.1.1.4. Esquema assecador de tambor.

interiorment amb vapor, que giren lentament. La part inferior es troba submergida en la suspensió o pasta a assecat, la part arrossegada durant el gir s'asseca i es retira per mitja de separadors metàl·lics.

La solució, suspensió o pasta, es manté agitada amb el fi d'evitar la decantació. L'alimentació es realitza posant-la directament o en forma d'esprai sobre el tambor.

Assecadors de llit fluiditzat:

Aquest tipus d'equip usen les propietats de flux dels llits fluiditzats. L'aire calent o els gasos calents de combustió d'un cremador es fan passar a través d'una placa distribuïdora o difusor que suporta el llit de material fluiditzat. Posteriorment es passa a un separador de fins (cicló, filtre,...). El difusor ha de tindre un disseny que impedeixi la recirculació de sòlids a través seu. El sòlid s'alimenta contínuament al assecador i el sòlid sec surt contínuament pel final del equip. L'entrada d'aire desc i la sortida del gas es mostren en la figura mostrada 11.8.1.1.5.

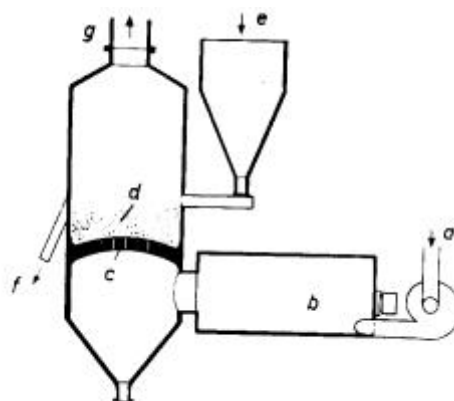


Figura 11.8.1.1.5. Esquema assecador de llit fluiditzat.

### Elecció del tipus de assecador.

Després de la recerca informativa, es determina que el assecador a dissenyar i a usar en la planta es tractarà d'un assecador de túnel amb una cinta transportadora. S'ha escollit aquest tipus ja que:

- Es requereix d'un assecador continu ja que es tracten al voltant de les 50000 Kg/dia de sòlid a assecar.
- S'ha cercat que els cristalls fràgils es tracten amb assecadors de safates, de túnel, de torres rotatoris.
- S'usarà un sistema de calefacció directa a causa d'estalviar energia i per a no malmetre el sòlid amb temperatures elevades, ja que el carbaril es un material sensible al calor i no es podrà calentar per sobre dels 80°C per seguretat.
- S'usarà un assecador de túnel adiabàtic ja que permet la circulació de gas, els no adiabàtics redueixen el consum de gas i en un sistema de calefacció indirecte. Per això aquests son mes adients per a tamanys petits de partícules.
- El tamany de partícula del carbaril va dels 10-50 micres de forma que es tindria arrossegament de sòlid. En el assecador a dissenyat s'ha menyspreat aquesta opció.
- Es considerarà que el gas calefactor (nitrogen) arribarà a la màxima capacitat d'absorció del dissolvent toluè, d'aquesta manera sortirà saturat.
- La circulació del gas i del sòlid es dura a terme en contracorrent, sent els assecadors de túnel els capaços de fer-ho entre altres.
- S'ha menyspreat l'ús d'un assecador fluïditzat pel fet de que aquest provoca una gran pèrdua de partícules de sòlid i no permet el sistema de recuperació de nitrogen plantejat a continuació en els càlculs del disseny del assecador de túnel.
- Els assecadors de túnel son capaços d'arribar a nivells d'humitat en el sòlid de 0.5%, de treballar a les temperatures de calefacció amb el gas requerides (75°C el nitrogen) i permeten tractar el cabal de sòlids obtinguts de la centrifuga.

#### 11.8.2. Disseny del assecador de túnel:

Primerament es mostrarà i s'explicarà el sistema de assecament/refrigeració del sòlid proposat per tal de recircular el nitrogen i abaratir els costos del gas a usar.

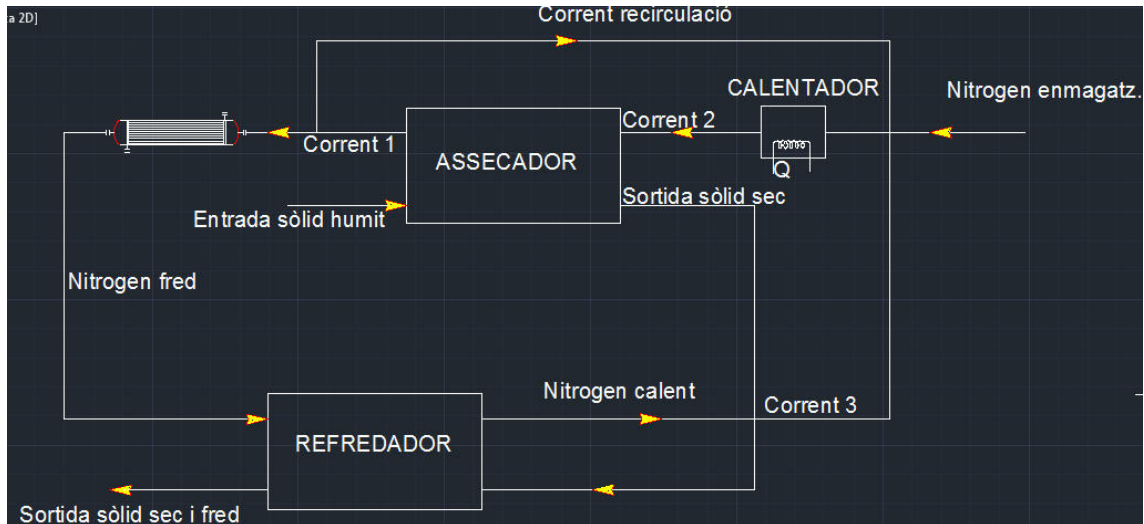


Figura 11.8.2.1 Esquema del sistema d'aprofitament del nitrogen compost per l'asecador i el refredador

Tal i com es comprova en l'esquema, es presenta un sistema d'aprofitament del nitrogen, el qual s'usa per a assecar el sòlid i posteriorment refredar-lo en el refredador. Aquest esquema per assecar i refredar el sòlid d'interès (carbaril) provinent de la centrifuga consta de: un bescanviador, un assecador de túnel, un condensador del toluè per assecar el gas i refredar-lo per el seu us en el refredador i un refredador de túnel per a reduir la temperatura del sòlid provinent del assecador per al seu possible emmagatzematge en big bags.

Primerament s'introdueix el nitrogen en un bescanviador de calor, el qual el calenta fins a una temperatura de 75°C i li redueix la humitat per tal de que en pugui absorbir més alhora de assecar el carbaril sòlid. Posteriorment, el gas entra en l'asecador en contracorrent amb el sòlid humit provinent de la centrifuga, el qual asseca el sòlid i s'enriqueix fins a la seva saturació en toluè. Un cop surt el nitrogen del assecador, es recircula una part d'aquest fins a l'entrada del calentador de forma que s'aconsegueix el cabal de nitrogen necessari sense gastar-ne tant del emmagatzemat. El nitrogen no recirculat està a una temperatura baixa, exactament es troba a la temperatura de saturació del gas, aquest s'introdueix en el condensador on es refreda i se'n extreu el toluè del gas, aquest dissolvent recuperat consta de toluè i naftol, el qual s'envia a una empresa de tractament de residus industrials. Un cop el nitrogen surt del condensador, aquest es troba a una temperatura de 12.5°C i amb un contingut d'un 0.5% d'humitat. Aquest aleshores s'introdueix en contracorrent en un refredador alimentat pel sòlid sec i calent per tal de refredar-lo i poder-lo emmagatzemar en big bags. Un cop entra en contacte amb el sòlid, el gas no s'enriqueix en toluè, ja que el sòlid en presenta unes traces baixes, d'aquesta forma es bescanvia calor amb el sòlid refredant-lo

fins als 20°C, mentre que el gas es calenta fins a una temperatura de 40 graus i es recirculat fins a l'entrada del calentador de gasos abans del assecador.

Amb aquest sistema som capaços de mantindre una recirculació del nitrogen sense tindran pèrdues, s'aprofita el nitrogen del assecador per amb el cabal restant (el no recirculat) per tal de refredar el mateix sòlid. Així s'abarateix el requeriment de nitrogen ja que un cop el sistema esta en marxa les pèrdues es consideraran en un 2% cada dia, per tant, s'ha dissenyat un sistema d'estalvi de nitrogen en la planta.

A continuació es mostrarà el disseny del assecador i posteriorment en el següent apartat es continuarà amb el refredador del sòlid sec, cal tindre en compte que el cabal d'entrada del refredar serà el de sortida i no recirculat del balanç de matèria mostrat del assecador.

#### 11.8.2.1. Balanç de matèria en l'assecador

Els problemes d'assecadors en contracorrent, es solucionen usant els balanços de matèria i energia per a determinar tots els paràmetres necessaris. En aquest cas, es faran balanços de matèria i d'energia en el assecador i escalfador de nitrogen, per a poder determinar els cabals de gas de entrada a l'assecador, entrada del nitrogen i el de la recirculació juntament amb el calor aportat en el escalfador per a poder escalfar el nitrogen, des de una temperatura mitja entre la temperatura de entrada del gas i/o retorn del refrigerador (punt 3 del esquema) i recirculació (punt R del esquema), fins als 75°C requerits en l'assecador.

Per a començar amb el balanç de matèria en el assecador, cal conèixer la composició d'entrada. En la taula mostrada a continuació es te els valors dels cabals i composició de la sortida de la centrifuga i entrada del assecador:

**Taula 11.8.2.1.1. Composició i cabals per component a la sortida de la centrifuga i entrada del assecador.**

	<b>Toluè</b>	<b>Naftol</b>	<b>Carbaril</b>	<b>TOTAL</b>
<b>Cabal màssic (kg/h)</b>	501,7724884	42,8136612	1633,758449	2178,3446
<b>Composició</b>	0,230345781	0,019654219	0,75	1

Es pretén reduir el contingut d'humitat (toluè) del 25% fins a un 1%. Amb aquest valor d'humitat de sortida fixat es poden cercar les composicions i els corrents de sortida del assecador de túnel a dissenyar.



Taula 11.8.2.1.2. Composició i cabals per component i total a la sortida del assecador.

	Toluè	Naftol	Carbaril	TOTAL
<b>Cabal màssic (kg/h)</b>	5,017724884	42,8136612	1633,758449	1681,58984
<b>Composició</b>	0,002983917	0,025460228	0,971555854	1

Abans de començar a usar les equacions del balanç, es farà un recull de les dades de temperatures i humitats que es tenen en el sistema de assecament del sòlid plantejat i explicat en la figura 11.8.2.1.

Dades assecador (corrent 1 i 2):

Taula 11.8.2.1.3. Paràmetres dels corrents 1 i 2 del esquema.

Assecador		
<b>T. gas sortida (Tg1)</b>	25,6	°C
<b>T. gas entrada (Tg2)</b>	75	°C
<b>Humitat sortida (H1)</b>	0,14	Kg toluè/Kg nitrogen sec
<b>Humitat entrada (H2)</b>	0,02	Kg toluè/Kg nitrogen sec

- La temperatura del gas a l'entrada del assecador serà de 75°C tal i com es mostra en el llibre "Storage of MIC" d'on s'ha extret la patent.
- El cabal de gas d'entrada al assecador  $G_1$  i el de sortida  $G_2$  son els mateixos.
- La humitat d'entrada correspon a una humitat típica dels gasos assecadors de sòlids trobats al "Perry's".
- La humitat de sortida i la temperatura de sortida del nitrogen correspon a la humitat i a la temperatura de saturació adiabàtica cercada en la figura XX que es el psicomètric del sistema toluè-aire sec. Coneixent que l'aire sec conte un 77% de nitrogen, s'aproximarà aquesta carta psicomètrica a un sistema toluè-nitrogen com el que es te en la planta de producció de carbaril.

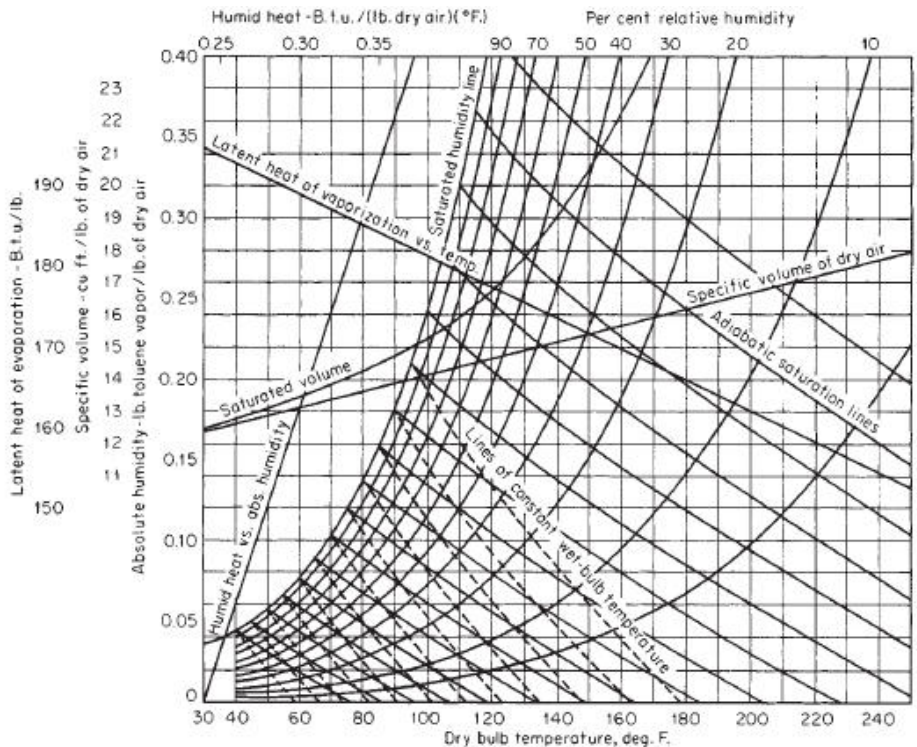


Figura 11.8.2.1.1. Carta psicomètrica del sistema Aire-Toluè (Perry's)

En aquesta carta psicomètrica, se'n poden extreure les dades del calor humit ( $C_s$ ), el calor latent de vaporització i les temperatures i humitats de saturació adiabàtica del nitrogen entre d'altres paràmetres.

Dades entrada de nitrogen provinent del refredador (corrent 3):

Taula 11.8.2.1.4. Dades d'entrada del nitrogen provinent del refredador.

Entrada nitrogen provinent del refredador		
<b>T. gas entrada (Tg3)</b>	40	°C
<b>Humitat gas entrada (H3)</b>	0,005	Kg toluè/Kg nitrogen sec

En aquesta taula els valors obtinguts de temperatura d'entrada del gas son els trobats en l'apartat del refredador. Tal i com s'ha explicat aquest sistema de asseccament/refrigeració del sòlid esdevé un mateix, per tant, les dades del apartat del refredador estan lligades amb les del assecador i viceversa. Es a dir, la temperatura de entrada al escalfador abans del assecador i la temperatura de sortida del gas del refredador (surto calent ja que absorbeix la calor del sòlid calent per tal de refredar-lo) es la mateixa, 40°C.

La humitat de sortida del refredador i d'entrada al escalfador es correspon a un 0.5% d'humitat, aquesta ha estat fixada. La humitat al sortir del assecador es alta, però quan es

condensa el toluè en el condensador per tal d'extreure la humitat al gas, es suposa que aquest nitrogen estarà pràcticament lliure del dissolvent toluè, es a dir, del 0.5%. També s'ha suposat consultant bibliografia que en el refredador ni el gas ni el sòlid guanyen ni perden en humitat. Per això la humitat amb la qual surt el nitrogen del condensador serà la mateixa amb la que s'incorpora en el corrent d'entrada al assecador.

Dades recirculació (corrent R):

Les dades del corrent de recirculació es corresponen amb les dades de la sortida del nitrogen gas del assecador, a la temperatura i humitat de saturació.

Dades del sòlid (corrent 2):

Les dades del sòlid humit es cerquen amb les dades provinents de la sortida de la centrifuga i entrada al escalfador del carbaril sòlid. Es té que la temperatura d'entrada del sòlid es correspon a cinc graus per sota de la temperatura de sortida dels cristal·litzadors. La temperatura de sortida del sòlid s'haurà de cercar posteriorment.

La humitat d'entrada del carbaril en toluè provinent de la centrifuga i la de sortida del assecador, son respectivament del 25% i 1% en base humida, per tant, cal canviar les humitats del sòlid en base seca usant les següents transformacions:

$$T_{1\text{entrada}} = \frac{501.772 \frac{\text{Kg Toluè}}{\text{h}}}{1633.75 \frac{\text{Kg Carbaril}}{\text{h}}} = 0.333 \frac{\text{Kg Toluè}}{\text{Kg material sec}}$$

$$T_{2\text{sortida}} = \frac{5.01 \frac{\text{Kg Toluè}}{\text{h}}}{1633.75 \frac{\text{Kg Carbaril}}{\text{h}}} = 0.0293 \frac{\text{Kg Toluè}}{\text{Kg material sec}}$$

Finalment el recull de dades del sòlid a assecar es mostren en la taula 11.8.2.1.5:

**Taula 11.8.2.1.5. Dades del sòlid circulant per l'assecador de túnel.**

Sòlid		
<b>Ts,1</b>	60	°C
<b>Ts,2</b>	A determinar	°C
<b>Xt1 entrada</b>	0,333	Kg Toluè/Kg material sec
<b>Xt2 sortida</b>	0,0293	Kg Toluè/Kg material sec
<b>S</b>	1633,758449	Kg material sec/h

Un cop mostrades les dades amb les que es parteix el disseny del assecador de túnel industrial, es procedeix a resoldre el sistema plantejat en la figura 11.8.2.1 abans mostrada.

Primerament farem un estudi de les unitats, usant el balanç de matèria en el assecador:

$$G_1 \cdot \mathcal{H}_1 + S \cdot X_{T2} = G_2 \cdot \mathcal{H}_2 + S \cdot X_{T1}$$

$$\frac{kg \text{ N}_2 \text{ sec}}{h} \cdot \frac{kg \text{ Tolue}}{kg \text{ N}_2 \text{ sec}} + \frac{kg \text{ solid sec}}{h} \cdot \frac{kg \text{ Tolue}}{kg \text{ solid sec}} = \frac{kg \text{ N}_2 \text{ sec}}{h} \cdot \frac{kg \text{ Tolue}}{kg \text{ N}_2 \text{ sec}} + \frac{kg \text{ solid sec}}{h} \cdot \frac{kg \text{ Tolue}}{kg \text{ solid sec}}$$

### **Equació 11.8.2.1.1**

On:

$G_1$  i  $G_2$ : Es el cabal de nitrogen en Kg/h.

$\mathcal{H}_1$ : Es la humitat de sortida del nitrogen del assecador (humitat de saturació del nitrogen en toluè).

$\mathcal{H}_2$ : Es l'humitat de entrada al assecador, ha estat fixada a un valor típic (0.02 Kg toluè/Kg nitrogen sec).

$X_{T1}$ : Correspon a la humitat en base seca del sòlid a l'entrada del assecador (Kg toluè/Kg sòlid sec).

$X_{T2}$ : Correspon a la humitat en base seca del sòlid a la sortida del assecador (Kg toluè/Kg sòlid sec).

S: Es el cabal de sòlid en base seca en Kg/h.

Les unitats mostrades són les que es requereixen per a solucionar els balanços, per tant, s'ha de canviar les dades de base humida a base seca, i el cabal de sòlid es requereix en sòlid sec tal i com s'ha fet anteriorment en la presentació de dades del sistema.

Un cop tenim les unitats correctes es procedeix a la resolució dels balanços de matèria i energia:

1. Balanç de matèria en el assecador:

$$G \cdot \mathcal{H}_1 + S \cdot X_{T2} = G_2 \cdot \mathcal{H}_2 + S \cdot X_{T1} \rightarrow$$

$$\rightarrow G_2 = \frac{S \cdot (X_{T1} - T_2)}{\mathcal{H}_1 - \mathcal{H}_2} = \left\{ \begin{array}{l} S = 1633.76 \frac{kg \text{ material } sec}{h} \\ T_2 = 0.0293 \frac{kg \text{ Tolue}}{kg \text{ solid } sec} \\ T_1 = 0.333 \frac{kg \text{ Tolue}}{kg \text{ solid } sec} \\ \mathcal{H}_1 = 0.14 \frac{kg \text{ Tolue}}{kg \text{ N}_2 \text{ sec}} \\ \mathcal{H}_2 = 0.02 \frac{kg \text{ Tolue}}{kg \text{ N}_2 \text{ sec}} \end{array} \right. \rightarrow G_2 = 4139.63 \frac{kg \text{ N}_2 \text{ sec}}{h}$$

Tal i com es mostra en el resultat obtingut, es requeriran 4139.63 Kg de nitrogen la hora per tal d'assecar el carbaril humit en toluè des del 25 al 1% en toluè.

### 11.8.2.2. Balanç d'energia i de matèria del calentador

#### **11.8.2.2.1. Balanç d'energia**

El balanç d'energia del calentador de nitrogen abans d'entrar al assecador, usa les entalpies de cadascun dels corrents, els seus cabals i el calor necessari a bescanviar. El balanç d'energia ve descrit per la següent expressió:

$$G_R \cdot H_R + G_3 \cdot H_3 + Q = G_2 \cdot H_2 \quad \text{Equació 11.8.2.2.1}$$

On:

$G_R$ : Es el cabal de gas que es recircula des de la sortida del assecador a l'entrada del escalfador [Kg/h].

$H_R$ : Es l'entalpia del gas que es recircula des de la sortida del assecador fins l'entrada del escalfador [KJ/Kg N<sub>2</sub>sec].

$G_3$ : Cabal de gas provinent de la sortida del refredador a una temperatura de 40°C [Kg/h].

$H_3$ : Entalpia del gas provinent de la sortida del refredador a una temperatura de 40°C [KJ/Kg N<sub>2</sub>sec].

$Q$ : Es el calor necessària a bescanviar pel escalfador per tal de portar tots els corrents de nitrogen junts fins a una temperatura de 75°C i una humitat de 0.02 Kg Toluè/Kg N<sub>2</sub> sec.

$G_2$ : Es el cabal de sortida del assecador, una part es recircula ( $G_R$ ) i la resta passa pel condensador XX per treure-li la humitat i refredar-lo per usar-lo en el refredador (es transforma en el corrent 3).

$H_2$ : Entalpia del corrent de sortida del assecador [KJ/Kg  $N_2$ sec].

El primer pas correspon a calcular les entalpies de cadascun dels termes, s'agafarà com a temperatura de referencia els 0°C, obtenint una  $\lambda_{ref}$  del toluè a zero graus.

El calor latent de vaporització del toluè es troba en la carta psicomètrica del sistema toluè-nitrogen mostrat en la figura 11.8.2.1.1, per tal de determinar-la, es fixa una temperatura de 0°C (32°F) i es traça una horitzontal fins la línia que posa latent heat of vaporization. El valor obtingut es de:

**Taula 11.8.2.2.1. Calor latent de vaporització del toluè a la temperatura de referencia.**

	btu/lb	Kcal/kg	KJ/Kg
<b>lambda a (0°C)</b>	200	111,1860495	464,757687

Pel càlcul de la calor humida, s'usa també la carta psicomètrica dels sistema toluè-nitrogen presentada anteriorment. Es col·loca el punt (humitat, temperatura) de cadascun dels corrents i es traça una línia horitzontal fins a tocar la línia del psicomètric anomenada Head humidity. Posteriorment es traça una vertical fins a tocar la mesura del calor humit. Els valors del calor humit per a cadascun dels corrents es mostra a continuació:

**Taula 11.8.2.2.2. Calors humides a les diferents temperatures dels corrents 2, 3 i de recirculació del nitrogen.**

	Btu/lb°F	Kcal/kg°F
<b>Cs a T. gas 2 (75°C)</b>	0,246	0,136758841
<b>Cs a T. gas 3 (40°C)</b>	0,245	0,136202911
<b>Cs a T. reircu (25,6°C)</b>	0,28	0,155660469

Per tal de cercar les entalpies de cadascun dels corrents del balanç tèrmic s'usa l'equació mostrada a continuació:

$$H_{G,i} = C_{S,i} \cdot (T_{G,i} - T_{ref}) + \lambda_{ref} \cdot \mathcal{H}_i \quad \text{Equació 11.8.2.2.2}$$

- Per a  $H_R$ :

$$H_{G,R} = C_{S,R} \cdot (T_{G,R} - T_{ref}) + \lambda_{ref} \cdot \mathcal{H}_R \rightarrow \begin{cases} T_{G,R} = 25.6^{\circ}\text{C} \\ T_{ref} = 0^{\circ}\text{C} \\ \lambda_{ref} = 111.18 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg N}_2} \\ \mathcal{H}_R = 0.14 \frac{\text{kg Tolue}}{\text{kg N}_2 \text{ sec}} \\ C_{S,R} = 0.1556 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} \cdot ^{\circ}\text{F}} \end{cases} \rightarrow$$

$$\rightarrow H_{G,R} = 95.119 \frac{\text{KJ}}{\text{kg N}_2 \text{ sec}}$$

- Per a H<sub>3</sub>:

$$H_{G,3} = C_{S,3} \cdot (T_{G,3} - T_{ref}) + \lambda_{ref} \cdot \mathcal{H}_3 \rightarrow \begin{cases} T_{G,3} = 40^{\circ}\text{C} \\ T_{ref} = 0^{\circ}\text{C} \\ \lambda_{ref} = 111.18 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg Tolue}} \\ \mathcal{H}_3 = 0.005 \frac{\text{kg Tolue}}{\text{kg N}_2 \text{ sec}} \\ C_{S,R} = 0.136 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} \cdot ^{\circ}\text{F}} \end{cases} \rightarrow$$

$$\rightarrow H_{G,3} = 43.329 \frac{\text{KJ}}{\text{kg N}_2 \text{ sec}}$$

- Per a H<sub>2</sub>:

$$H_{G,2} = C_{S,2} \cdot (T_{G,2} - T_{ref}) + \lambda_{ref} \cdot \mathcal{H}_2 \rightarrow \begin{cases} T_{G,2} = 75^{\circ}\text{C} \\ T_{ref} = 0^{\circ}\text{C} \\ \lambda_{ref} = 111.18 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg Tolue}} \\ \mathcal{H}_2 = 0.02 \frac{\text{kg Tolue}}{\text{kg N}_2 \text{ sec}} \\ C_{S,R} = 0.137 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} \cdot ^{\circ}\text{F}} \end{cases} \rightarrow$$

$$\rightarrow H_{G,2} = 86.4988 \frac{\text{KJ}}{\text{kg N}_2 \text{ sec}}$$

No es pot resoldre l'equació ja que no es coneix el cabal de nitrogen d'entrada (3) ni el cabal de recirculació de nitrogen. Es necessari plantejar un balanç de matèria en l'escalfador per a cercar-los.

### 11.8.2.2.3. Balanç de matèria al calentador:

$$G_3 \cdot \mathcal{H}_3 + G_R \cdot \mathcal{H}_R = G \cdot \mathcal{H}_2 \quad \text{Equació 11.8.2.2.3.1}$$

Es tenen dues incògnites, per tant, es requereix d'una equació complementaria. Aquesta serà un balanç en la recirculació, és a dir:

$$G = G_R + G_3 \rightarrow G_R = G - G_3 \quad \text{Equació 11.8.2.2.3.2}$$

Combinant ambdós expressions trobarem els cabals de recirculació i d'entrada d'aire:

$$G_3 \cdot \mathcal{H}_3 + (G - G_3) \cdot \mathcal{H}_R = G \cdot \mathcal{H}_2 \rightarrow G_3 \cdot (\mathcal{H}_R - \mathcal{H}_3) = G \cdot (\mathcal{H}_R - \mathcal{H}_2) \rightarrow$$

$$\rightarrow G_3 = \frac{G \cdot (\mathcal{H}_R - \mathcal{H}_2)}{(\mathcal{H}_R - \mathcal{H}_3)} \rightarrow \begin{cases} G = 41728.75 \frac{\text{kg N}_2 \text{ sec}}{\text{h}} \\ \mathcal{H}_2 = 0.01 \frac{\text{kg Tolue}}{\text{kg N}_2 \text{ sec}} \\ \mathcal{H}_3 = 0.007 \frac{\text{kg Tolue}}{\text{kg N}_2 \text{ sec}} \\ \mathcal{H}_R = 0.02 \frac{\text{kg Tolue}}{\text{kg N}_2 \text{ sec}} \end{cases} \rightarrow G_3 = 32099.038 \frac{\text{kg N}_2 \text{ sec}}{\text{h}}$$

Llavors procedim en calcular el cabal de recirculació:

$$G_R = G - G_3 = 41728.75 \frac{\text{kg N}_2 \text{ sec}}{\text{h}} - 32099.038 \frac{\text{kg N}_2 \text{ sec}}{\text{h}} = 9629.712 \frac{\text{kg N}_2 \text{ sec}}{\text{h}}$$

Un cop coneguts tots els cabals del sistema es retorna al balanç d'energia del escalfador per a trobar el calor a bescanviar.

Taula 11.8.2.2.3.1. Entalpies dels corrents de nitrogen de recirculació, 2 i 3.

	Kcal/kg	KJ/Kg N <sub>2</sub> sec
<b>Entalpia gas recirculació</b>	22,73404693	95,11925236
<b>Entalpia gas 3</b>	10,35593025	43,32921216
<b>Entalpia gas 2</b>	20,67372099	86,49884862

Per tal d'escalfar l'aire de entrada i de recirculació fins a la temperatura de entrada al assecador (75°C):

$$G_R \cdot H_R + G_3 \cdot H_3 + Q = G \cdot H_2 \rightarrow Q = G \cdot H_2 - G_R \cdot H_R - G_3 \cdot H_3 \rightarrow$$



$$\rightarrow \left\{ \begin{array}{l} G = 4139.623 \frac{kg N_2 sec}{h} \\ G_3 = 3679.665 \frac{kg N_2 sec}{h} \\ G_R = 459.96 \frac{kg N_2 sec}{h} \\ H_2 = 86.499 \frac{KJ}{kg N_2 sec} \\ H_R = 95.119 \frac{KJ}{kg N_2 sec} \\ H_3 = 43.329 \frac{KJ}{kg N_2 sec} \end{array} \right. \rightarrow Q = 154884.7721 \frac{KJ}{h} \cdot \frac{1h}{3600s} = 43.0235 kW$$

Finalment es calcularà el % d'aire destinat a la recirculació, això es farà respecte el cabal d'aire de sortida de l'escalfador:

$$\% d'aire recirculat = \frac{G_R}{G} \cdot 100 = \frac{459.96 \frac{kg N_2 sec}{h}}{4139.623 \frac{kg N_2 sec}{h}} \cdot 100 = 11.11\%$$

Posteriorment, el cabal de gas a la sortida que no es reciclat cap al escalfador d'abans d'entrar a assecador, es condensat eliminant la seva humitat en toluè dels 0.14 Kg/Kg fins als 0.005 Kg/Kg. A més la temperatura baixa dels 25.6°C fins als 10°C per tal de refredar el producte sòlid en el refredador usat aquest cabal de nitrogen no reciclat a l'entrada.

### 11.8.2.3. Balanç d'energia al assecador.

Sabent que s'usen 4139 kg/h de nitrogen, el qual entra a una temperatura de 75°C i surt a la seva temperatura de saturació, la qual es de 25.6°C, es pot calcular el calor aportat al sistema pel nitrogen:

$$Q = m_{N_2} \cdot Cp_{N_2} \cdot (T_{sortida_{TG,2}} - T_{entrada_{TG,1}}) \rightarrow \left\{ \begin{array}{l} m_{N_2} = 4139 \frac{Kg}{h} \\ Cp_{N_2} = 1.04 \frac{KJ}{Kg \cdot ^\circ C} \\ T_{sortida_{TG,2}} = 25.6^\circ C \\ T_{entrada_{TG,1}} = 75^\circ C \end{array} \right. \rightarrow$$

$$Q = -212677.278 \frac{KJ}{h} = -59.077 KW$$

Per tal de conèixer la temperatura amb la qual surt el sòlid després d'haver perdut humitat (toluè) s'usarà l'equació de calor, ja que es coneix que el sistema es adiabàtic, de forma que si es coneix la calor despresa pel gas portador (nitrogen) es pot usar el calor guanyat pel sòlid per

a cercar la seva temperatura de sortida, es a dir, usant el calor trobat anteriorment i la següent expressió:

$$Q = m_{\text{Carbaryl}} \cdot C_{p_{\text{Carbaryl}}} \cdot (T_{S2} - T_{S1}) + m_{\text{Toluè}} \cdot \lambda_{\text{Toluè}} \quad \text{Equació 11.8.2.2.3.1}$$

Per resoldre l'equació i cercar la temperatura de sortida del sòlid, cal conèixer el calor latent de vaporització del toluè a la temperatura d'entrada del sòlid, es a dir de 65°C. Les temperatures d'entrada, i cabals de carbaril i dissolvent es troben en les taules XX abans mostrades. A continuació es presenta el calor de vaporització trobat amb la carta psicomètrica a la temperatura de sortida del carbaril i la seva calor específica:

Taula 11.8.2.3.1. Calor latent de vaporització del toluè a la temperatura de 65°C.

T=65°C	btu/lb	Kcal/kg	KJ/Kg	J/kg
Calor latent de vaporització	165	91,7284909	383,425092	383467,342

$$C_{p_{\text{carbaryl}}}(65^{\circ}\text{C}) = 1.981 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$$

Amb aquestes dades i aïllant la temperatura del sòlid a la sortida del assecador de l'equació XX, donen com a resultat una temperatura de:

$$T_{\text{Sortida Carbaryl del assecador}} = 66.1955^{\circ}\text{C}$$

### 11.8.3. Temps d'assecatge en l'assecador de túnel

Per a trobar el temps d'assecatge necessari, es requereix d'una suposició. No es coneix la humitat crítica del carbaril, d'aquesta forma no es poden diferenciar els dos períodes d'assecament coneguts, es a dir, el de velocitat d'assecatge constant i el del període de decreixement d'aquesta. Aleshores s'ha optat a suposar que estem en el període d'assecament constant tota l'estona, es a dir, es suposa que es te sempre una pel·lícula de toluè envoltant el sòlid. Sinó no es podria calcular el temps d'assecatge d'aquest. S'usarà la següent expressió:

$$R_c = -\frac{L_S}{A} \cdot \frac{dX}{dt} \quad \text{on} \quad \left\{ \begin{array}{l} R_c = \frac{h}{\lambda_w} (T - T_w) m \cdot l \\ \frac{L_S}{A} \end{array} \right. \rightarrow \frac{h}{\lambda_w} (T - T_w) m \cdot l = -\frac{L_S}{A} \cdot \frac{dX}{dt} \rightarrow$$

$$\rightarrow \int_0^t dt = -\frac{L_S \cdot \lambda_w}{A \cdot h \cdot (T - T_w) m \cdot l} \int_{X_1}^{X_2} dX \rightarrow \int_0^t dt = +\frac{L_S \cdot \lambda_w}{A \cdot h \cdot (T - T_w) m \cdot l} \int_{X_2}^{X_1} dX$$

**Equació 11.8.2.3.2**

Per tal de resoldre l'equació (11.8.2.3), es procedirà al càlcul detallat de cadascuna de les seves variables:

Es coneix la temperatura de saturació del nitrogen (temperatura humida) i la humitat humida o de saturació, aquestes son les de sortida del gas del assecador. Es mostren en la taula 11.8.2.3.2.

Un cop coneguda la temperatura i la humitat humida del nitrogen es calcula el calor latent de vaporització a la temperatura humida o de saturació, el valor d'aquest paràmetre es mostra a continuació:

**Taula 11.8.2.3.2. Calor latent de vaporització a la temperatura de saturació del nitrogen.**

T=25.6°C	btu/lb	Kcal/kg	KJ/Kg	J/kg
<b>Calor latent de vaporització</b>	185	102,847096	429,90086	429948,232

Per calcular el cabal volumètric del nitrogen, primer s'ha d'estimar el seu volum específic a la humitat i temperatura d'entrada, es a dir, als 75°C. Aquest paràmetre es pot trobar amb la carta psicomètrica del sistema toluè-nitrogen però es una de les mes inexactes ja que s'ha d'interpol·lar gràficament. De forma que el seu càlcul es farà per mitja de la següent expressió:

$$v = \left( \frac{\mathcal{H}_2}{PM_{vapH_2O}} + \frac{1}{PM_{N_2}} \right) \cdot \frac{22.4 \cdot T_{G2}}{273} \rightarrow \text{On: } \begin{cases} PM_{N_2}: \text{pes molecular del } N_2 \\ PM_{vapor \text{ aigua}} \\ \mathcal{H}_2: \text{humitat d'entrada assecador} \\ T_{G2}: \text{temperatura entrada assecador} \end{cases}$$

**Equació 11.8.2.3.3**

Sent els valors de cadascun dels paràmetres els mostrats en la següent taula:

**Taula 11.8.2.3.3. Paràmetres per a la determinació del seu volum específic.**

<b>H<sub>2</sub></b>	0,02	Kg Toluè/ Kg N2 sec
<b>PM vapor d'aigua</b>	18	Kg/Kmol
<b>PM N<sub>2</sub></b>	29	Kg/Kmol
<b>T<sub>G2</sub></b>	348	°K

Finalment el volum específic del nitrogen es de :

$$v = 1.01634 \frac{m^3}{Kg \ N_2 \ sec}$$

Amb el volum específic i el cabal màssic de nitrogen total calculat en el apartat de balanç de matèria en el assecador es cerca el cabal volumètric de nitrogen:

$$G \left[ \frac{m^3}{h} \right] = v \left[ \frac{m^3}{Kg N_2 sec} \right] \cdot G \left[ \frac{kg}{h} \right] = 4207.27 \frac{m^3}{h} = 1.1686 \frac{m^3}{s}$$

Un cop es té el cabal volumètric del nitrogen, per a calcular el Reynolds i després el coeficient de transmissió de calor per convecció es requereix el càlcul del cabal de nitrogen per unitat d'àrea. Per al seu càlcul d'usar la següent expressió:

$$G \left[ \frac{Kg}{m^2 \cdot s} \right] = \rho_{especifica} \cdot velocitat \text{ circulació } N_2$$

On:

G: es el flux màssic de nitrogen per unitat d'àrea (kg/m<sup>2</sup>·s).

La velocitat de circulació del nitrogen s'ha suposat usant els valors típics de circulació en assecadors tipus túnel proporcionats per el llibre "Perry's", aquesta es de 1.4 m/s.

La densitat especifica del nitrogen es calcula per mitja de la següent expressió:

$$\rho_{especifica} = \frac{1 + \mathcal{H}_2}{v} = 1.0035993 \frac{Kg}{m^3} \quad \text{Equació 11.8.2.3.4}$$

On:

$\mathcal{H}_2$ : Es la humitat d'entrada al assecador (Kg Toluè/Kg N<sub>2</sub> sec).

v: Volum específic del nitrogen calculat anteriorment (m<sup>3</sup>/Kg N<sub>2</sub> sec).

Finalment els valors del flux màssic de nitrogen per unitat d'àrea es mostren en la taula 11.8.2.3.4:

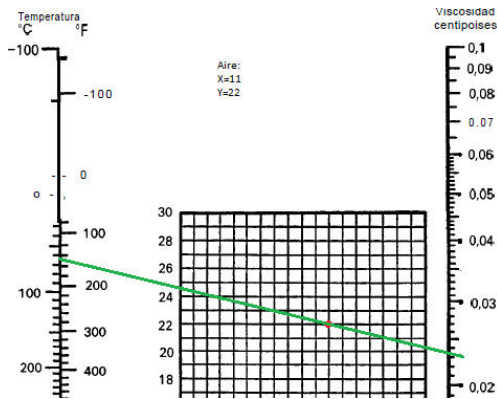
**Taula 11.8.2.3.4. Flux màssic per unitat d'àrea del nitrogen.**

	kg/m <sup>2</sup> s	kg/m <sup>2</sup> h
<b>G</b>	1,40503902	5058,140474

Tot seguit es procedeix a calcular el coeficient de transmissió de calor per convecció, però per a conèixer la correlació a usar, es requereix trobar el Re segons la següent expressió:

$$Re = \frac{G_{TOT} \cdot D_P}{\mu}$$

Es coneix que el cabal volumètric total es de  $1.1686 \text{ m}^3/\text{s}$ , el diàmetre mig de partícula del sòlid es de 30 micres, aquest valor es troba en el document "Aspects of carbaril uses on man". Per tant, l'únic paràmetre a cercar es el de la viscositat del nitrogen a la temperatura de sortida del assecador. Per a realitzar el seu càlcul, s'usarà l'apèndix 9 del Mc. Cabe:



Taula 11.8.2.3.5. Viscositat del nitrogen a 75°C.

$T_{G2} = 75^{\circ}\text{C}$	cP	(kg/m·s)	(kg/m·h)
$\mu$	0.0235	0.0000235	0.0846

Figura 11.8.2.3.1.

Finalment s'han trobat tots els paràmetres necessaris per a dur a terme el càlcul de Reynolds i així conèixer la correlació per al càlcul del coeficient de transmissió de calor per convecció:

$$Re = \frac{G_{TOT} \cdot D_p}{\mu} = \begin{cases} G_{TOT} = 5058.14 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}} \\ D_p = 30 \cdot 10^{-6} \text{ m} \rightarrow Re = 1.793 \\ \mu = 0.0846 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{h}} \end{cases}$$

Veiem que per a un  $Re < 350$  s'usa la següent correlació proporcionada pel "Perry's":

$$h_c = 0.214 \cdot \frac{G_{TOT}^{0.59}}{D_p^{0.41}} = \begin{cases} G_{TOT} = 5058.14 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}} \rightarrow \text{Obtenint} \\ D_p = 30 \cdot 10^{-6} \text{ m} \end{cases}$$

#### Equació 11.8.2.3.4

Taula 11.8.2.3.6. Coeficient individual de transferència de calor per convecció del nitrogen.

	$\text{W/m}^2\cdot\text{K}$	$\text{J/m}^2\cdot\text{h}\cdot\text{K}$
$h_c$	2831.6362	10193890.6

Seguint amb la recerca dels paràmetres necessaris per al càlcul del temps d'assecament a velocitat constant, es procedeix a cercar el valor de l'àrea de pas del nitrogen:

$$A = \frac{Q \text{ volumetric } N_2}{\text{Velocitat } N_2} = \frac{1.1686 \frac{m^3}{s}}{1.4 \frac{m}{s}} = 0.83477 m^2$$

Finalment es calcula la diferència de temperatures mitjana logarítmica:

$$(T - T_w)_{m.l} = \frac{(T_1 - T_w) - (T_2 - T_w)}{\ln \left( \frac{T_1 - T_w}{T_2 - T_w} \right)} = 45.9579 \text{ } ^\circ\text{C} \quad \textbf{Equació 11.8.2.3.5}$$

On:

$T_1$ : es la temperatura de sortida del nitrogen del assecador que coincideix amb la temperatura humida (o de saturació), es de 25.6°C.

$T_2$ : correspon a la temperatura de entrada del nitrogen gas en el assecador, es a dir una temperatura de 75°C.

Finalment es procedeix a cercar el temps d'assecament a velocitat constant per mitja de l'expressió XX mostrada al inici del apartat. Resolent l'integral de l'equació queda:

$$\int_0^t dt = + \frac{\rho_{\text{llit}} \cdot \lambda_w}{a \cdot h \cdot (T - T_w)_{m.l}} \int_{X_2}^{X_1} dX \rightarrow t_c = \frac{L_s \cdot \lambda_w}{A \cdot h \cdot (T - T_w)_{m.l}} \cdot (X_1 - X_2)$$

#### **Equació 11.8.2.3.6**

On:

$L_s$ : es la quantitat de sòlid a assecar (1633.75 Kg).

$A$ : es l'àrea de pas del gas portador ( $m^2$ ).

$h$ : Es el coeficient de transmissió de calor per convecció ( $J/m^2 \cdot h \cdot ^\circ K$ ).

$\lambda_w$ : es el calor latent de vaporització a la temperatura humida (o de saturació) que correspon amb la temperatura de sortida del gas de la assecador, es mostra en la taula XX (J/Kg).

$(T - T_w)_{m.l}$ : correspon a la diferència de temperatures mitjana logarítmica en °C.

$X_1$ : es la humitat en base seca del sòlid a la sortida (Kg Toluè/Kg material sec).

$X_1$ : es la humitat en base seca del sòlid a l'entrada (Kg Toluè/Kg material sec).

Resolent l'equació 11.8.2.3.6 ens dona un temps d'assecamment de:

**Taula 11.8.2.3.7. Temps d'assecatge del carbaril humit en hores i minuts.**

	<b>h</b>	<b>min</b>
<b>Temps assecatge (Rc)</b>	0,546119346	32,76716075

El temps d'assecatge obtingut es de 32.76 minuts, si es comprova amb els assecadors de túnel proporcionats pel llibre "Perry's" es comprova com els temps d'assecatge van des dels 16 min fins als 120 minuts, sent el valor obtingut acceptable per a finalitzar el disseny del assecador de túnel del sòlid carbaril.

## 11.8.4. Dimensionament del assecador de túnel

### 11.8.4.1. Assecador:

Per tal de dimensionar les longituds del assecador de túnel, es suposarà que aquest presenta una estructura rectangular amb una cinta transportadora per el seu interior. S'ha de tindre en compte que l'àrea de pas de la cambra ha de permetre la circulació del gas a la velocitat desitjada.

Primer de tot es calcularà el volum de sòlid total que es te que assecar segons:

$$V = \frac{Q_{volumetric}}{t_{asecamment}} = \frac{2178.346 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{m^3}{1200 Kg}}{0.54611 h} = 0.9914 m^3$$

El Perry's proporciona els preus d'assecadors de túnel per metre quadrat de longitud, on les bases de la forma geomètrica de rectangle del equip son de 3 i 2.4m. En el cas dissenyat, s'usa una amplada d'equip de 2.4m, d'aquesta manera usant la geometria d'un rectangle es troba la altura del quadrat necessària per tal de que sigui igual a l'àrea necessària per a la circulació del nitrogen gas:

$$Altura = \frac{Area de pas}{Base} = \frac{0.834477m^2}{2.4 m} = 0.3478 m = 0.35 m$$

### 11.8.4.2. Cinta transportadora

A continuació es determinaran les dimensions de la cinta transportadora de sòlid. Es coneix que la base del equip es de 2.4 m, per tant, es fixarà l'amplada de la cinta al mateix valor, 2.4m.

Segons la taula del "Perry's" amb exemples de assecadors de túnel industrials prefabricats, l'espessor del sòlid per la superfície de la cinta va des dels 0.03 m als 0.16m, d'aquesta forma seleccionem una espessor del sòlid sobre la cinta de 0.03 m. Amb aquests valors es determina la longitud de la cinta transportadora, i per tant, la longitud final del equip:

$$L = \frac{V_{total\ solid}}{Base\ de\ la\ cinta \cdot Espessor\ del\ solid} = 13.7689m = 14\ metres$$

Finalment es calcula la velocitat de la cinta transportadora per tal de mantindre el Carbaril en l'assecador el temps suficient d'assecatge (32.72 min):

$$Velocitat\ cinta = \frac{Longitud\ cinta}{temps\ assecatge}$$

Taula 11.8.4.2. Velocitat a la qual la cinta transportarà el sòlid per a tindre el temps d'assecatge necessari.

	m/h	m/min
<b>velocitat cinta</b>	23,80432061	0,396738677

### 11.8.5. Disseny mecànic del assecador de túnel

A continuació s'indica quin ha de ser el gruix del equip i el seu pes. L'assecador treballa a pressió atmosfèrica i a una temperatura màxima de 75°C. Es construirà amb el material AISI-304L. El càlcul del gruix del equip es de 4 mm.

Per a conèixer el pes de l'equip s'ha utilitzat el procediment anteriorment descrits en altres equips, de forma que:

Taula 11.8.5.1. Pesos del assecador de túnel buit, ple d'aigua i en operació.

Pes de l'equip		
<b>Total pes buit</b>	1553,81	kg
<b>Pes amb H<sub>2</sub>O</b>	7651,27	kg
<b>Pes amb mescla</b>	7670,764318	kg



## 11.9. Refredador de túnel

### 11.9.1. Disseny del refredador de túnel

#### 11.9.1.1. Dades dels corrents i balanç d'energia:

Al refredador entra un corrent de 1633.75 Kg/h de carbaril sòlid sec que prové del assecador amb un baix contingut d'humitat 5.01 Kg/h de toluè.

Aquest corrent es troba a 66.195 °C i cal refredar-lo fins a una temperatura acceptable per al seu emmagatzemament, aquesta temperatura correspon a 25°C.

Es considera que en la refrigeració no es té guany ni pèrdua d'humitat per ningun dels dos components, es a dir, el carbaril no es deshumidifica i el nitrogen no absorbeix toluè.

Per refredar el carbaril sec i calent s'usa el corrent de nitrogen no recirculat de sortida del assecador, el qual ha estat refredat en el condensador per tal d'extreure el toluè absorbit en el nitrogen gas. El corrent de nitrogen de sortida del condensador té una temperatura de 10°C i s'usarà per al refredament del sòlid de sortida del assecador per tal de no gastar nitrogen constantment.

#### Cabal d'entrada de nitrogen:

El cabal de sortida de sòlid del assecador i que entra en el refredador es:

Taula 11.9.1.1 Cabal de sortida del assecador i entrada del refredador.

	Toluè	Naftol	Carbaril	TOTAL
<b>Cabal màssic (kg/h)</b>	5,017724884	42,8136612	1633,758449	1681,58984
<b>Composició</b>	0,002983917	0,025460228	0,971555854	1

El 1-naphthol estava dissolt en toluè, per tant, un cop el toluè ha estat absorbit pel nitrogen també ho ha estat el 1-naphthol de forma que no en queda en el corrent d'entrada del refredador.

Es coneix que la temperatura de sortida del nitrogen del condensador es de 10°C, en canvi amb la temperatura de sortida del nitrogen s'han fet iteracions en ella per tal d'adequar el flux de calor i que aquest refredi el sòlid (carbaril) fins a una temperatura acceptable

d'emmagatzematge de 25°C. Al final de les iteracions la temperatura de sortida del nitrogen per a proporcionar un flux de calor suficient com per a permetre el refredament del sòlid fins a la temperatura de 25°C es de 40°C. Aquesta dada s'ha proporcionat en el apartat de disseny del assecador i escalfador, ja que ambdós equips pertanyen al mateix sistema, i el nitrogen calent que ha servit per a refredar el sòlid es el que s'introdueix sense humitat en el corrent d'entrada al escalfador del assecador.

Així doncs, amb el balanç d'energia, s'estima el calor que captarà el nitrogen fred i amb aquesta dada, com que el sistema es considera adiabàtic, es trobarà la temperatura de sortida del sòlid del refredador:

$$Q = m_{N_2} \cdot Cp_{N_2} \cdot (T_{sortida_{TG,2}} - T_{entrada_{TG,1}}) = 133939.81 \frac{KJ}{h^{\circ}C} = 37.2055 KW$$

### **Equació 11.9.1.1**

On:

$m_{N_2}$ : cabal màssic de nitrogen de sortida del assecador no recirculat ( $G_3$ ), es de 3679.665 Kg  $N_2$  sec /h.

$Cp_{N_2}$ : es el calor específic del nitrogen a la temperatura de 10°C, es de 1.04 KJ/Kg°C.

$T_{sortida}$ : es la temperatura de sortida del nitrogen, al final de les iteracions per a obtenir una temperatura de sortida del sòlid de 25°C, fa que aquesta variable prengui un valor de 40°C.

$T_{entrada}$ : correspon a la temperatura de sortida del nitrogen del condensador del toluè, es de 10°C.

A continuació s'usarà el calor alliberat pel sòlid juntament amb el calor a bescanviar amb el nitrogen aconseguit en l'expressió XX mostrada anteriorment per tal de poder conèixer la temperatura del sòlid a la sortida:

$$Q = m_{Carbaryl} \cdot Cp_{Carbaryl} \cdot (T_2 - T_1) + m_{Tolue} \cdot Cp_{Tolue} \cdot (T_2 - T_1)$$

### **Equació 11.9.1.2**

On:

$m_{Carbaryl}$ : cabal màssic de carbaril de sortida del assecador 1633.75 Kg/h.

$C_{p_{\text{Carbaryl}}}$ : es el calor específic del carbaril a la temperatura de 66.195°C, es de 1.981 KJ/Kg°C.

$m_{\text{Toluè}}$ : cabal màssic de carbaril de sortida del assecador 5.01Kg/h.

$C_{p_{\text{Toluè}}}$ : es el calor específic del carbaril a la temperatura de 66.195°C, es de 1.803 KJ/Kg°C.

$T_1$ : Es la temperatura d'entrada del sòlid i del toluè, es a dir, 66.196°C.

$T_2$ : Es la temperatura del sòlid i del toluè a la sortida, la d'interès.

Substituint i resolent el sistema, la temperatura de sortida del sòlid del assecador es de:

$$T_2 = 24.883 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Es menor que els 25°C desitjats, per tant es considera correcte les temperatures de sortida del nitrogen (40°C) i d'entrada del nitrogen (10°C) com per refredar el sòlid d'interès.

#### Càlcul del cabal volumètric i temps de refredament.

Per calcular el cabal volumètric del nitrogen, primer s'ha d'estimar el seu volum específic a la humitat i temperatura d'entrada, es a dir, als 75°C. Aquest paràmetre es pot trobar amb la carta psicomètrica del sistema toluè-nitrogen però es una de les mes inexactes ja que s'ha d'interpol·lar gràficament. De forma que el seu càlcul es farà per mitja de la següent expressió:

$$v = \left( \frac{\mathcal{H}_2}{PM_{\text{vapH}_2\text{O}}} + \frac{1}{PM_{\text{N}_2}} \right) \cdot \frac{22.4 \cdot G_2}{273} \rightarrow \text{On: } \begin{cases} PM_{\text{N}_2}: \text{pes molecular del N}_2 \\ PM_{\text{vapor aigua}} \\ \mathcal{H}_2: \text{humitat d'entrada assecador} \\ T_{G_2}: \text{temperatura entrada assecador} \end{cases}$$

Sent els valors de cadascun dels paràmetres els mostrats en la següent taula:

$\mathcal{H}_2$	0.005	Kg Toluè/ Kg N2 sec
PM vap aigua	18	Kg/Kmol
PM N <sub>2</sub>	29	Kg/Kmol
T <sub>G2</sub>	249.5	°K

Finalment el volum específic del nitrogen es de :

$$v = 1.4123 \frac{m^3}{Kg \text{ N}_2 \text{ sec}}$$

Amb el volum específic i el cabal màssic de nitrogen total calculat en el apartat de balanç de matèria en el assecador es cerca el cabal volumètric de nitrogen:

$$G_3 \left[ \frac{m^3}{h} \right] = v \left[ \frac{m^3}{Kg N_2 sec} \right] \cdot G_3 \left[ \frac{kg}{h} \right] = 3679.655 \frac{m^3}{h} = 0.72735 \frac{m^3}{s}$$

### Equació 11.9.1.3

Un cop es té el cabal volumètric del nitrogen, per a calcular el Reynolds i després el coeficient de transmissió de calor per convecció es requereix el càlcul del cabal de nitrogen per unitat d'àrea. Per al seu càlcul d'usar la següent expressió:

$$G \left[ \frac{Kg}{m^2 \cdot s} \right] = \rho_{especifica} \cdot velocitat \text{ circulació } N_2$$

On:

G: es el flux màssic de nitrogen per unitat d'àrea (kg/m<sup>2</sup>·s).

La velocitat de circulació del nitrogen s'ha suposat usant els valors típics de circulació en assecadors tipus túnel proporcionats per el llibre "Perry's", aquesta es de 1 m/s.

La densitat específica del nitrogen es calcula per mitja de la següent expressió:

$$\rho_{especifica} = \frac{1 + \mathcal{H}_2}{v} = 1.4123 \frac{Kg}{m^3}$$

### Equació 11.9.1.4

On:

$\mathcal{H}_2$ : Es la humitat d'entrada al assecador (Kg Toluè/Kg N<sub>2</sub> sec).

v: Volum específic del nitrogen calculat anteriorment (m<sup>3</sup>/Kg N<sub>2</sub> sec)

Finalment els valors del flux màssic de nitrogen per unitat d'àrea es mostren en la taula 11.9.1.3:

Taula 11.9.1.3. Flux màssic per unitat d'àrea de nitrogen.

	kg/m <sup>2</sup> s	kg/m <sup>2</sup> h
<b>G</b>	1.4123	5084.242

Com que el refredador i l'assegador funcionen alhora tant pel sòlid com pel nitrogen usat, es suposarà que el temps de refredament del carbaril fins a la temperatura de 25 °C es el mateix que el temps d'assecatge del sòlid. D'aquesta manera es tindrà un procés continu del sòlid entre el assecador i refredador, de forma que mentre un s'assequi l'altre refredarà el sòlid. Per tant:

$$t_{\text{refredament}} = t_{\text{assecatge}} = 32.767 \text{ minuts}$$

### 11.9.1.2. Dimensionament del refredador de túnel

#### **Refredador**

Per tal de trobar les dimensions del refredador de túnel del carbaril, es comença amb el càlcul de l'àrea de pas del nitrogen en aquest equip:

$$A = \frac{Q_{\text{volumetric } N_2}}{\text{Velocitat } N_2} = \frac{0.72735 \frac{m^3}{s}}{1 \frac{m}{s}} = 0.72735 m^2$$

Per tal de dimensionar les longituds del refredador de túnel, es suposarà que aquest presenta una estructura rectangular amb una cinta transportadora per el seu interior. S'ha de tindre en compte que l'àrea de pas de la cambra ha de permetre la circulació del gas a la velocitat desitjada.

Primer de tot es calcularà el volum de sòlid total que es te que assecar segons:

$$V = \frac{Q_{\text{volumetric}}}{t_{\text{asecament}}} = \frac{1638.76 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{m^3}{1200 Kg}}{0.54611 h} = 0.7653 m^3$$

El Perry's proporciona els preus d'assecadors de túnel (usats en el refredador) per metre quadrat de longitud, on les bases de la forma geomètrica de rectangle del equip son de 3 i 2.4m. En el cas dissenyat, s'usa una amplada d'equip de 2.4m, d'aquesta manera usant l'equació XX de la geometria d'un rectangle es troba la altura del quadrat necessària per tal de que sigui igual a l'àrea necessària per a la circulació del nitrogen gas:

$$\text{Altura} = \frac{\text{Area de pas}}{\text{Base}} = \frac{0.7653 m^2}{2.4 m} = 0.3031 m = 0.31 m$$

**Cinta transportadora.**

A continuació es determinaran les dimensions de la cinta transportadora de sòlid. Es coneix que la base del equip es de 2.4 m, per tant, es fixarà l'amplada de la cinta al mateix valor, 2.4m.

Segons la taula del "Perry's" amb exemples de assecadors de túnel industrials prefabricats, l'espessor del sòlid per la superfície de la cinta va des dels 0.03 m als 0.16m, d'aquesta forma seleccionem una espessor del sòlid sobre la cinta de 0.03 m. Amb aquests valors es determina la longitud de la cinta transportadora, i per tant, la longitud final del equip:

$$L = \frac{V_{total\ solid}}{Base\ de\ la\ cinta \cdot Espessor\ del\ solid} = 10.629\ m = 11\ metres$$

Finalment es calcula la velocitat de la cinta transportadora per tal de mantindre el Carbaril en el refredador el temps suficient per refredar, que s'ha suposat que es el mateix que el d'assecament (32.72 min):

$$Velocitat\ cinta = \frac{Longitud\ cinta}{temps\ asecatge}$$

**Taula 11.9.1.2.1. Velocitat de la cinta transportadora per a mantindre el sòlid el temps de refredament necessari.**

	m/h	m/min
<b>velocitat cinta</b>	18.31101585	0.305183598

**11.9.2.Disseny mecànic del refredador de túnel.**

A continuació s'indica quin ha de ser el gruix del equip i el seu pes. El refredador treballa a pressió atmosfèrica i a una temperatura màxima de 40°C. Es construirà amb el material AISI-304L. El càlcul del gruix del equip es de 4 mm.

Per a conèixer el pes de l'equip s'ha utilitzat el procediment anteriorment descrits en altres equips, de forma que:

**Taula 11.9.1.2.1. Pesos del refredador del carbaril**

<b>Pes de l'equip</b>		
<b>Total pes buit</b>	767,93	kg
<b>Pes amb H<sub>2</sub>O</b>	5651,27	kg
<b>Pes amb mescla</b>	5670,764318	kg

## **11.10. Serveis de planta**

### **11.10.1. Requeriments d'oli tèrmic**

En la planta es requereixen fluid tèrmics a tres temperatures diferents, una de -10 a 0°C, una altre de 30 a 40°C i finalment la de 320 a 300 °C. Per tant, es requeriran com a mínim dos tipus d'olis tèrmics. Principalment els olis tèrmics s'escullen per la seva viscositat i la seva capacitat calorífica. En la planta dissenyada s'usaran com a olis tèrmics el Therminoil 62 per al oli calent i el Therminoil VLT per les temperatures mitja i baixa de la planta.

Per tal de conèixer la quantitat d'oli tèrmic que es necessita i dels dipòsits d'expansió necessaris com per a permetre l'expansió i compressió del oli tèrmic al sofrir les variacions de temperatura. Els dipòsits d'expansió son necessaris ja que el circuit del oli tèrmic es un circuit tancat.

Per a conèixer la quantitat d'oli tèrmic necessari, s'usarà el volum dels equips que els utilitzin. La major part d'aquests equips es corresponen a bescanviadors de carcassa i tubs, Kettle-Reboilers i els dipòsits i tancs que requereixin un sistema de bescanvi de calor. A continuació es mostren en les taules els volums d'oli tèrmic necessaris juntament amb el dipòsit d'expansió per a cadascun dels tres sistemes de refrigeració:

Taula 11.10.1.1. Quantitat total dels olis tèrmics necessaris en la planta de producció de carbaril.

Therminoyl 62		Therminoyl VLT Torre		Therminoyl VLT Chiller	
Equips	Volum (m <sup>3</sup> )	Equips	Volum (m <sup>3</sup> )	Equips	Volum (m <sup>3</sup> )
E-200	0,02124	C-201A	0,28838	C-202	0,1436
E-201	0,03019	C-201A	0,28838	C-203	0,2859
E-401	0,00961	C-204A	0,40731	C-205A	0,3984
K-201	0,03148	C-204B	0,40731	C-205B	0,3984
K-202A	0,07345	C-302A	1,54159	C-206	0,1601
K-202B	0,07345	C-302B	1,54159	C-207	0,0234
K-203	0,00895	C-402	0,21919	C-301	0,1431
K-301	0,01741	R-401A	3,74313	C-401	0,0306
K-302A	0,00829	R-401B	3,74313	C-502	0,2403
K-302B	0,00829			C-501	1,51
K-401	0,01776			D-401A	1,689
R-301A	0,06785			D-401B	1,689
R-301B	0,06785				
R-301C	0,06785				
R-201A	2,7416				
R-201B	2,7416				
TM-801					
<b>TOTAL</b>	<b>5,986</b>		<b>12,18</b>		<b>6,712</b>

Amb el volum total de cadascun dels olis, si s'usen les densitats de cadascun d'ells entre les temperatures de sortida del procés i entrada en ell es pot trobar l'augment del volum al escalfar-se o a la disminució en el cas de refredar-se. A continuació en la taula XX es mostren les densitats dels dos tipus d'olis a les tres temperatures requerides en la planta:

Taula 11.10.1.2. Densitat dels diferents olis a les seves temperatures d'operació.

Densitats (Kg/m <sup>3</sup> )					
Therminoyl 62		Therminoyl VLT Torre		Therminoyl VLT Chiller	
320°C	300°C	40°C	30°C	0°C	-10°C
758	778	733	743	771	762

- Therminoyl 62: Per tant l'expansió del oli calent de la planta requerirà del següent dipòsit d'expansió:

$$\text{Expansionament Therminoyl 62} = 0.1539\text{m}^3$$



Aleshores coneixent el volum i fixant una altura elevada (d'aquesta forma no vessarà l'oli en pujades i baixades brusques del seu nivell). Fixant una alçada de 0.5m les dimensions finals del dipòsit d'expansió son:

**Taula 11.10.1.3. Dimensions del dipòsit d'expansió del Therminoyl 62.**

<b>Dipòsit expansió Therminoyl 62</b>	
<b>H (m)</b>	1
<b>V (m)</b>	0,1539
<b>D (m)</b>	0,4426

- Therminoyl VLT de torre: Per tant l'expansió del oli de torre de la planta requerirà del següent dipòsit d'expansió:

$$\text{Expansionament Therminoyl VLT de torre} = 0.1667 \text{ m}^3$$

Aleshores coneixent el volum i fixant una altura elevada (d'aquesta forma no vessarà l'oli en pujades i baixades brusques del seu nivell). Fixant una alçada de 0.5m les dimensions finals del dipòsit d'expansió son:

**Taula 11.10.1.4. Dimensions del dipòsit d'expansió del Therminoyl VLT de Torre de Refrigeració.**

<b>Dipòsit expansió Therminoyl VLT de Torre</b>	
<b>H (m)</b>	1
<b>V (m)</b>	0,1167
<b>D (m)</b>	0,459

- Therminoyl VLT de chiller: Per tant l'expansió del oli de chiller de la planta requerirà del següent dipòsit d'expansió:

$$\text{Expansionament Therminoyl VLT de chiller} = 0.0785 \text{ m}^3$$

Aleshores coneixent el volum i fixant una altura elevada (d'aquesta forma no vessarà l'oli en pujades i baixades brusques del seu nivell). Fixant una alçada de 0.5m les dimensions finals del dipòsit d'expansió son:

Taula 11.10.1.5. Dimensions del dipòsit d'expansió del Therminoyl VLT del equip de fred.

Dipòsit expansió Therminoyl VLT de Torre	
H (m)	1
V (m)	0,0785
D (m)	0.315

### 11.10.2. Caldera d'oli tèrmic

Per abastir la demanda de oli tèrmic d'alta temperatura (Therminoyl 62) en els diferents equips de la planta de síntesis de carbaril, es requereix una caldera d'oli tèrmic. La caldera a usar forma part d'un dels productes de l'empresa "Babcock Wanson", aquesta es una caldera vertical que escalfa un fluid tèrmic com es el cas.

La principal característica d'aquesta caldera es el seu elevat rendiment tèrmic i que compleix amb la normativa europea respecte les emissions a l'atmosfera. A continuació en la figura 11.10.2.1 es mostra l'esquema de la caldera en qüestió:

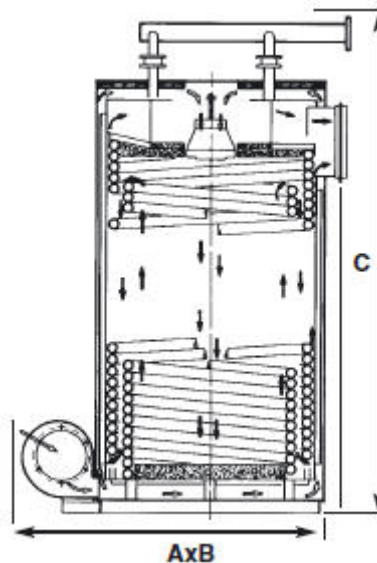


Figura 11.10.2.1. Esquema de la caldera de Babcock Wanson seleccionada

Aquest es el tipus de caldera "TPC", a continuació per mitja de l'equació 11.10.2.1 es determinarà la potencia requerida per a poder abastir a tota la planta:

$$Q = m_t \cdot C_{P_o} \cdot (T_{sortida} - T_{entrada}) \quad \text{Equació 11.10.2.1}$$

On:

Q: ens dona la potència necessària en la planta per a poder mantindre el cabal d'oli tèrmic requerit a la temperatura d'operació (320°C) (KW).

Mt: es el cabal màssic d'oli tèrmic requerit en la planta de carbaril (Kg/s).

Cp: Correspon a la capacitat calorífica del Therminoyl 62 (1.98 KJ/KgK).

Ts: correspon a la temperatura de sortida del oli de la caldera (320°C).

To: es la temperatura d'entrada del oli en la caldera després d'haver circulat per procés (300°C).

Primer de tot es procedirà al càlcul del cabal màssic d'oli tèrmic en tota la planta:

**Taula 11.10.2.1. Cabal màssic total de Therminoyl 62 de la planta de producció de carbaril.**

<b>Equips</b>	<b>Cabal màssic(Kg/s)</b>
<b>E-200</b>	2,87
<b>E-201</b>	1,98
<b>E-401</b>	3,09
<b>K-201</b>	6,61
<b>K-202A</b>	15,41
<b>K-202B</b>	15,41
<b>K-203</b>	1,23
<b>K-301</b>	5,62
<b>K-302A</b>	2,664
<b>K-302B</b>	2,664
<b>K-401</b>	2,65
<b>R-301A</b>	3,29
<b>R-301B</b>	3,29
<b>R-301C</b>	3,29
<b>R-201A</b>	13.43
<b>R-201B</b>	13.43
<b>TM-801</b>	2,38
<b>TOTAL</b>	105.908

Coneixent el cabal màssic i les temperatures d'entrada i de sortida del oli tèrmic de la caldera, juntament amb el calor específic del fluid tèrmic a calentar, s'aplica l'equació 11.10.2.1 per a trobar la potencia requerida per la planta:

$$Q = 5422.49 \text{ KW}$$

Observant les característiques de la sèrie de calderes "TPC", es determina que la que s'usarà es la "TPC 5000UB":

Taula 11.10.2.2. Dades del fabricant del model de caldera "TPC 5000UB".

Potencia (KW)	Pes buit(Kg)	Cabal circulant (m <sup>3</sup> /h)	ΔT oli (°C)	Amplada (m)	Longitud (m)	Altura (m)	Rendiment tèrmic (%)
5814	14000	200	50	2.48	3.6	5.9	87

A continuació coneixent la potencia tèrmica capaç de proporcionar-nos la caldera TPC 5000UB i la que requereix l'oli tèrmic calent de la planta en qüestió, es comprova que aquesta es capaç de satisfer les necessitats de la planta.

Com a combustible s'usarà gas natural, les necessitats d'aquest seran:

$$Q_{Gas} = \frac{\text{Potencia}}{PCI \cdot \text{Rendiment tèrmic}} \quad \text{Equació 11.10.2.2}$$

On:

PCI: es el poder calorífic inferior del gas natural, correspon a 41800 KJ/m<sup>3</sup>.

Rendiment tèrmic: Es propi de cada caldera, el seu valor esta representat en la taula anterior.

$$Q_{Gas} = \frac{5814 \text{ KW}}{41800 \cdot 0.87} = 575.55 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

La caldera al tindre mes capacitat de potencia tèrmica que la que es requereix, es pot calcular a quin tant per cent treballarà la caldera per a garantitzarnos la potencia tèrmica requerida a la planta:

$$\frac{5422.49 \text{ KW}}{5814 \text{ KW}} = 93.26\% \quad \text{Equació 11.10.2.2}$$

### 11.10.3. Equip de fred “Chiller”

Per abastir la demanda de oli tèrmic de baixa temperatura (Therminoyl VLT) en els diferents equips de la planta de síntesis de carbaril, es requereix un equip de fred. El chiller a usar forma part d'un dels productes de l'empresa “YORK”, aquest es un equip de fred que usa el refrigerant HFC-134a i refreda en un rang de -20 a 25°C.

La principal característica d'aquest equip es el seu estalvi en refrigerant (30%), fa poc soroll i refreda eficaçment. A continuació en la figura 11.10.3.1 es mostra l'esquema de la caldera en qüestió:



Figura 11.11.3.1. Esquema del equip de fred seleccionat de l'empresa YORK.

Aquest es el tipus de caldera “VVWA”, a continuació per mitja de l'equació 11.10.3.1 es determinarà la potencia requerida per a poder abastir a tota la planta:

$$Q = m_t \cdot C_{P_o} \cdot (T_{sortida} - T_{entrada}) \quad \text{Equació 11. 10. 3. 1}$$

On:

Q: ens dona la potencia necessària en la planta per a poder mantindre el cabal d'oli tèrmic requerit a la temperatura d'operació (-10°C) (KW).

Mt: es el cabal màssic d'oli tèrmic requerit en la planta de carbaril (Kg/s).

Cp: Correspon a la capacitat calorífica del Therminoyl VLT (1.84 KJ/KgK).

Ts: correspon a la temperatura de sortida del oli de la caldera (-10°C).

To: es la temperatura d'entrada del oli en la caldera després d'haver circulat per procés (0°C).

Primer de tot es procedirà al càlcul del cabal màssic d'oli tèrmic en tota la planta:

**Taula 11.10.3.1. Cabal màssic total de Therminoyl VLT de torre de la planta de producció de carbaril.**

Equips	Cabal màssic (Kg/s)
C-202	4,529
C-203	10,588
C-205A	1,6083
C-205B	1,6083
C-206	5,416
C-207	0,23
C-301	6,367
C-401	20,182
C-502	2,134
C-501	32,774
D-401A	8,59
D-401B	8,59

Coneixent el cabal màssic i les temperatures d'entrada i de sortida del oli tèrmic del chiller, juntament amb el calor específic del fluid tèrmic a refredar, s'aplica l'equació 11.10.3.1 per a trobar la potència requerida per la planta:

$$Q = 1888.15 \text{ KW}$$

Usant les característiques del chiller "YVWA", es comprova que es requereix comprar-ne dos per a poder tindre la potència calorífica suficient com per a mantindre el servei de la planta:

**Taula 11.11.3.2. Dades tècniques del equip de fred model YVWA.**

Capacitat (TR)	Potència (KW)
300	1055

#### 11.10.4. Torre de refrigeració

A la planta de producció de carbaril, s'usa un oli a temperatura intermitja, aquest es el Therminoyl VLT. S'usa per a refredar equips amb temperatures superiors a 30-40°C i calentar-ne les que tinguin temperatures inferiors fins als 30-40°C. La torre de refrigeració d'oli tèrmic a usar forma part d'un dels productes de l'empresa "INDUMEC".

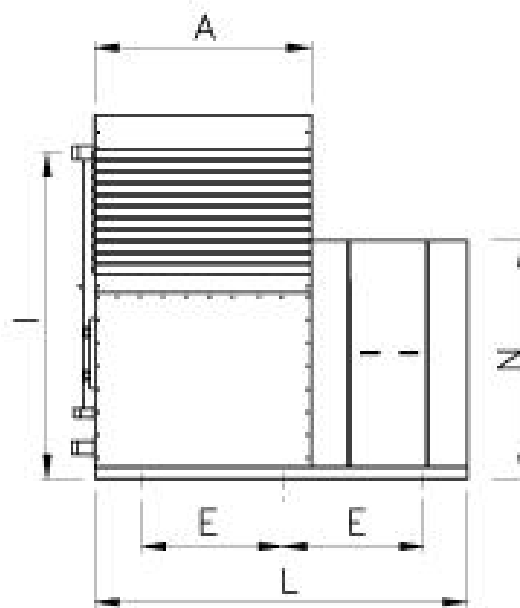


Figura 11.10.4.1. Esquema de la torre de refrigeració de l'empresa INDUMEC.

continuació per mitja de l'equació XX es determinarà la potència requerida per a poder abastir a tota la planta:

$$Q = m_t \cdot C_{p_o} \cdot (T_{sortida} - T_{entrada}) \quad \text{Equació 11.10.4.1}$$

On:

Q: ens dona la potència necessària en la planta per a poder mantindre el cabal d'oli tèrmic requerit a la temperatura d'operació (30°C) (KW).

Mt: es el cabal màssic d'oli tèrmic requerit en la planta de carbaril (Kg/s).

Cp: Correspon a la capacitat calorífica del Therminoyl VLT (1.98 KJ/KgK).

Ts: correspon a la temperatura de sortida del oli de la caldera (30°C).

To: es la temperatura d'entrada del oli en la caldera després d'haver circulat per procés (40°C).

Primer de tot es procedirà al càlcul del cabal màssic d'oli tèrmic en tota la planta:

**Taula 11.10.4.1. Cabal màssic total de Therminoil VLT de chiller de la planta de producció de carbaril.**

Equips	Cabal oli (kg/s)
C-201A	2,81
C-201A	2,81
C-204A	19,92
C-204B	19,92
C-302A	20,18
C-302B	20,18
C-402	3,91
R-401A	14,1
R-401B	14,1

Coneixent el cabal màssic i les temperatures d'entrada i de sortida del oli tèrmic del chiller, juntament amb el calor específic del fluid tèrmic a refredar, s'aplica l'equació XX per a trobar la potencia requerida per la planta:

$$Q = 2335.014 \text{ KW}$$

Com es pot observar en l'equació anterior, es necessiten dissipar 2335 KW. S'ha trobat el model TC-450 que ens proporciona 2545 KW. Per tant, amb una sola torre de refrigeració d'oli tèrmic som capaços de garantir el servei.

**Taula 11.10.4.1. Dades tècniques del model TC-450.**

Tipus	Motor ventilador (KW)	Pes buit (Kg)	Pes ple (Kg)
TC-450	6.4	3870	8370

A continuació es determinarà el cabal d'aigua necessari per a poder refredar l'oli tèrmic en el rang de temperatures (entrada sortida) de 40-30°C:

$$m_t = \frac{Q}{C_p \cdot (T_{\text{sortida,aigua}} - T_{\text{entrada,aigua}})} \quad \text{Equació 11.11.4.2}$$

On:

Q: es el calor a bescanviar amb el oli tèrmic (KW).



Cp: es la capacitat calorífica del aigua (4.18 KJ/KgK).

T<sub>sortida aigua</sub>: es correspon a la temperatura sortida del aigua un cop ha refredat el oli tèrmic (33.5°C).

T<sub>entrada aigua</sub>: es correspon a la temperatura sortida del aigua un cop ha refredat el oli tèrmic (28°C).

Resolent l'equació mostrada s'obté un cabal d'aigua de refrigeració de:

**Taula 11.10.4.2. Cabal d'aigua necessària per a la refrigeració de la torre.**

	Kg/s	Kg/h
<b>Aigua Torre</b>	101,566	365639,426

### 11.10.5. Descalcificadora

Es requereix del us d'un descalcificador per a mantindre l'aigua de la planta el mes pura i clarificada possible sinó apareixerien incrustacions i corrosions en les tuberies per on hi circula. En la planta de producció de carbaril s'evita l'ús d'aigua en el sistema de refrigeració, però es requereix la seva presència alhora de fer les dissolucions pel rentat dels reactors i per a refredar l'oli tèrmic de la torre de refrigeració, d'aquesta forma la demanda d'aigua de la planta serà de:

**Taula 11.10.5.1. Quantitat d'aigua a descalcificar en la planta.**

	Cabal màssic (Kg/h)	Cabal volumètric (m <sup>3</sup> /h)
<b>Aigua de torre de refrigeració</b>	365639,42	365,63942
<b>Rentat dels reactors R-401</b>	83,33	0,08333
<b>TOTAL</b>	365722,75	365,72275

Per tant s'haurà de seleccionar un equip capaç de descalcificar 0.365 tn/h d'aigua. El fonament de funcionament d'aquests equips es el qual per mitja de la circulació del aigua d'aportació de la planta a traves d'una resina catiònica que reté els ions de calci i magnesi. La regeneració de reina un cop s'esgota es fa automàticament per l'equip amb clorur sòdic.

La descalcificador industrial seleccionada forma part de l'empresa "AQUATECNIC", s'escull de la sèrie Diafragmes -Dúplex sent el model "1H2976" mostrat a continuació:



Figura 11.10.5.1. Esquema de la descalcificadora de l'empresa AQUATECNIC

Aquest equip presenta les següents característiques:

Taula 11.10.5.2. Dades tècniques de la descalcificadora model 1H2976.

Capacitat reina	Poder d'interacció	Diàmetre entrada	Cabal (m <sup>3</sup> /h)	Preu (€)
1500	9000	4"	125	43238

A continuació es calcula el nombre de descalcificadors requerits per a satisfer el servei d'aigua neta en la planta:

$$n^{\circ} \text{ descalcificadors} = \frac{365.72 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{125 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} = 2.92$$

Per tant es compraran 6 equips per a poder descalcificar el aigua de torre i la del rentat de la reina del reactor de la zona 400.

## 11.10.6. Serveis elèctrics

### 11.10.6.1. Il·luminació de la planta

En la planta es requereix d'un sistema elèctric per a mantinde-la en funcionament, a mes s'ha de tindre una visió adequada dins de la planta. L'il·luminatiu es pot justificar a causa de l'automatització industrial que implica haver de tindre una bona visió. Els requeriment d'il·luminació en una planta industrial venen donat per:

- Nivell de la llum , uniformitat i la temperatura de color.

- Efecte de la fallada de la làmpada
- Rendiment de color de la làmpada
- Il·luminació d'emergència i controls

En la planta de síntesis del carbaril s'usaran dos tipus de làmpades, els fluorescents per les oficines i els magatzems en general i llums incandescents per les zones de pàrquing, carrega i descarrega i en les zones on hi ha poc moviment.

- Làmpades incandescents: Contenen un filament que es calent pel pas de la corrent elèctrica a través d'ell. El filament està tancat en un recipient de vidre que té una base adequada per a poder connectar la làmpada en el receptacle elèctric. Els tamanys i formes dels recipients es mostren a continuació:



Figura 11.10.6.1.1. Tipus de làmpades incandescents amb la seva corresponent nomenclatura.

- Làmpades fluorescents: Consta d'un tub de vidre amb l'interior cobert amb pols de fòsfor, que s'il·lumina quan s'excita amb llum ultravioleta. Els elèctrodes del filament es monten en juntes connectades a la base. El tub s'omple amb un gas inert (Argó) i una gota de mercuri operant a pressions baixes.

Els punts claus per a tindre una bona il·luminació són:

- Llum suficient: Tindre els nivells de llum adequats segons la naturalesa de la feina visual.
- Il·luminació uniforme: Una il·luminació general amb un alt grau d'uniformitat.
- Bona il·luminació vertical: S'usen làmpades de sostre.
- Fonts de llum ben apuntalades: S'usen pantalles amb reixetes per evitar el desllumbrament.
- S'ha de garantir el major rendiment al menor cost.

Pel disseny de l'instal·lació lumínica es determinarà primerament el nivell requerit d'il·luminació (lux) que es seleccionen de la taula mostrada a continuació:

Tipo de Recinto	Iluminancia	Tipo de recinto	Iluminancia
Auditoriums: Asambleas Exposiciones	150 300 -500	Supermercados: Góndolas Pasillos Estanterías refrigeradas Cajas	1000 500 1500 750
Bancos: General Zonas Trabajo Cajas, registros, claves	500 700 1200 -1500	Galerías de Arte: General Sobre pinturas Sobre esculturas	300 500 -700 1000 -1500
Bodegas y Almacenes Con poca actividad	50 -100	Garajes y Estacionamientos: Zonas de reparaciones Zonas de Tráfico activo Pistas y rampas	1000 200 100
Activos: Embalaje basto Embalaje medio Embalaje fino	100- 500 200 -300 500 - 700	Escuelas: Lecturas de Impresos Lecturas textos lapiz Salas de dibujo Bancos de Trabajo	1000 -}2000 200 750 - 1000 1500 - 2000
Escuelas: Lecturas de Impresos Lecturas textos lapiz Salas de dibujo Bancos de Trabajo	300-400 700 1000 1000	Tiendas: Vitrinas, general Zonas de circulación Estanterías, servicio normal Auto-servicios	1000 -}2000 200 750 - 1000 1500 - 2000

Tipo De Recinto	Iluminancia Lux	Tipo de Recinto	Iluminancia Lux
Residencias: Cocinas y superficies de trabajo Vestibulo y halls Cuartos de estar Escaleras Comedores Dormitorios Cabeceeras de cama	700 100 150 100-200 150-300 100 300 -400	Hoteles: Cuartos de baño En el espejo Dormitorios, general Tocador Vestibulo Recepción	150 300 -500 100 300 - 500 300 500
Oficinas: Trabajo normal Uso de archivos Contabilidad Salas de dibujo Secretarías Espera Ascensores	400-500 600-1000 600-1000 1500 500 - 500 200 - 400 150 - 200	Hospitales: Habitaciones, general Salas consulta Mesas reconocimiento Salas Urgencia Salas Operaciones	100-200 200 1000 1000 25000
		Restaurantes: Comedores tipo Intimos Comedores de tipo general	100 200 100

Figura 11.10.6.1.2. Dades del LUX de diferents tipus de zones.

Posteriorment es selecciona el tipus d'il·luminació i el tipus de làmpada, d'aquest forma es troben la eficàcia d'il·luminació de cada tipus de làmpada (lumen/W) per a poder trobar la potencia de la zona. A continuació es mostra els valors aproximats de les làmpades usades (fluorescent i incandescent):

#### Luminous efficacy table

Light type	Typical luminous efficacy (lumens/watt)
Tungsten <a href="#">incandescent light bulb</a>	12.5-17.5 lm/W
Halogen lamp	16-24 lm/W
Fluorescent lamp	45-75 lm/W
LED lamp	30-90 lm/W
<a href="#">Metal halide lamp</a>	75-100 lm/W
<a href="#">High pressure</a> sodium vapor lamp	85-150 lm/W
Low pressure sodium vapor lamp	100-200 lm/W
Mercury vapor lamp	35-65 lm/W

Figura 11.10.6.1.3. Eficàcia lumínica dels diferents tipus de làmpades.

Finalment es fan us de les següents equacions per a trobar per mitja de l'equació 11.10.6.1 els lúmens i amb l'equació 11.10.6.2 la potencia de cadascuna de les zones de la planta:

$$Lumen = 0.0929030 \cdot E[lux] \cdot A[m^2] \quad \text{Equació 11.10.6.1}$$

$$P(W) = \frac{Lumen}{\eta \left( \frac{lumen}{W} \right)} \quad \text{Equació 11.10.6.2}$$

En la taula mostrada a continuació es detallen les àrees presents a la planta amb la seva àrea pertinent i els resultats d'aplicar les equacions anteriors per a conèixer la potència lumínica de cadascuna de les zones de la planta de producció de carbaril:

**Taula 11.10.6.1.1. Representació del requeriment de potència elèctrica de cadascuna de les zones de la planta, juntament amb els tipus de làmpades, els lux i lúmens i l'àrea de cada una.**

Àrea	Descripció	Àrea (m <sup>2</sup> )	lux	lumen	Tipus làmpada	Lumen/W	P(W)	
100	Emmagatzematge matèries primes	2115	500	98244,9225	LED	50	1,964	
200	Reacció producció MCC	894,221	500	41537,8975	LED	50	0,831	
300	Reacció producció MIC	1008	500	46823,112	LED	50	0,936	
400	Reacció producció carbaril	445,057	500	20673,5745	LED	50	0,413	
500	Downstream	465,26	500	21612,0249	LED	50	0,432	
600	Medi ambient	424,8	1000	39465,1944	Fluorescent	45	0,877	
700	Emmagatzematge producte	492,68	500	22885,725	LED	50	0,457	
800	Emmagatzematge de sòlids	473,25	500	21983,1724	LED	50	0,439	
900	Serveis	975	700	63406,2975	LED	50	1,268	
1000	I+D	212,4	1500	29598,8958	Fluorescent	45	0,657	
1100	Piscina contra incendis	226,194	100	2101,416	Incandescent	12,5	0,565	
1200	Oficines	1750	1500	243870,375	Fluorescent	45	5,419	
Altres	Pàrquing	2520	200	46823,112	Incandescent	12,5	3,745	
Altres	Carrega/descarrega	1530	500	71070,795	Incandescent	12,5	5,685	
<b>TOTAL</b>								<b>23,693</b>

### 11.10.6.2. Requeriments elèctrics dels equips

Un cop conegut el gest lumínic de les diferents zones de la planta, s'han de tindre en compte la demanda elèctrica dels equips de cadascuna de les zones. Els equips que requereixen electricitat son principalment les bombes i compressors, els agitadors, els equips de fred i la torre de refrigeració. A continuació es mostra en la taula 11.10.6.2.1 la potencia requerida en cadascuna de les àrees pels instruments mencionats:

**Taula 11.10.6.2.1. Requeriments elèctrics de cadascuna de les àrees dels instruments.**

Àrees	100	200	300	400	500	800	900	TOTAL
<b>Bombes/Compressors (KW)</b>	68,672	8,10354	1,134	12,058	0,576	0,1658	-	90,71
<b>Agitadors (KW)</b>	-	-	16	3,05	-	-	-	3,05
<b>Hullers (KW)</b>	-	-	-	-	-	-	1285,892	1285,89
<b>Torre refrigeració (KW)</b>	-	-	-	-	-	-	64	64

Tal i com es comprova sumant la potencia total de cadascun dels equips es determina que la potencia necessària per a mantindre els equips en funcionament es de 1459.65 KW.

Finalment ajuntant la potencia lumínica necessària i els requeriments elèctrics dels equips dona que la planta necessita per a funcionar 1482.95 KW. A continuació es calcula el KVA per a poder seleccionar el millor grup electrogen:

$$P(KVA) = \frac{1482.95KW}{\cos\alpha} = \frac{1482.95KW}{0.8} = 2118.499 KVA \quad \text{Equació 11. 10. 6. 2. 1}$$

Per tant, s'haurà de seleccionar un o mes grups electrògens per a proporcionar la demanda elèctrica total de la planta.

## 11.11. Disseny de bombes, compressors i bombes de buit

### 11.11.1. Bombes

Una bomba és un equip d'impulsió de fluids que transforma l'energia amb la que és accionada en energia del fluid incompressible que mou. El fluid en qüestió sol ésser un líquid, és a dir, un fluid incompressible. Al incrementar l'energia del fluid també s'augmenta la pressió, la velocitat o l'alçada del fluid. Aquests paràmetres es troben relacionats segons el principi de Bernoulli.

Per tal de dimensionar les bombes que s'utilitzen per impulsar els fluids d'una planta és necessari realitzar un balanç d'energia mecànica del fluid que hi circula, per tal d'avaluar les possibles pèrdues energètiques que es pateix durant la circulació d'aquest. Al ser l'energia mecànica una magnitud no conservable, l'energia es pot perdre irreversiblement, al igual que també se'n pot generar de nova mitjançant, en aquest cas, equips d'impulsió.

Com ja s'ha comentat, les bombes s'utilitzen generalment per impulsar fluid incompressibles. Aquests fluids es caracteritzen pel fet que les seves propietats físiques, com són la densitat i la viscositat, no varien significativament amb canvis de condicions d'operació. Així doncs, per aquest cas concret el balanç d'energia mecànica per circulació en conducció cilíndrica s'expressa de la següent forma:

$$\frac{\Delta P}{\rho} + g\Delta z + \Delta \left( \frac{\langle v \rangle^2}{2\alpha} \right) = \widehat{W} - e_v$$

On;

$\Delta P$  és l'increment de pressió entre l'entrada i la sortida, Pa.

$\rho$  és la densitat del fluid, kg/m<sup>3</sup>.

$g$  és l'acceleració de la gravetat, m/s<sup>2</sup>.

$\Delta z$  és la diferència d'alçada entre l'entrada i la sortida, m.

$v$  és la velocitat del fluid, m/s.

$\alpha$  és el factor de correcció de la velocitat. En aquest cas, al treballar amb règims turbulents, aquest factor pren el valor de 1.

$\widehat{W}$  és el treball subministrat o produït pel sistema, J/kg.

$e_v$  són les pèrdues d'energia mecànica per fricció, m<sup>2</sup>/s<sup>2</sup>.

Per tal de poder aplicar aquest balanç s'ha de decidir en quin interval es realitza l'estudi del balanç d'energia mecànica, és a dir, quin és el punt inicial i quin el punt final d'aquest interval.

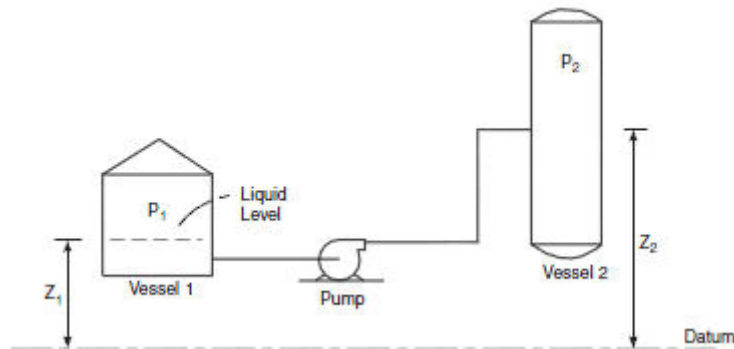


Figura 11.11.1. Esquema de la zona a estudiar.

A partir del balanç de matèria i la implantació del procés es coneix el valor de l'increment de pressió i d'alçada i la densitat i la velocitat del fluid que circula. Així doncs, les úniques incògnites que es tenen en el balanç d'energia mecànica són la potència a subministrar i les pèrdues d'energia mecànica. La potència a subministrar és el paràmetre que ajudarà a escollir la bomba que és necessari adquirir. Per tant, cal calcular les pèrdues d'energia mecànica ( $ev$ ) que s'obtenen en el tram estudiat.

#### 11.11.1.1. Càlcul de les pèrdues de càrrega per fricció

Les pèrdues d'energia mecànica en la conducció es produeixen a conseqüència de la fricció del fluid amb la canonada. Aquestes pèrdues es poden dividir en dos sectors:

- Pèrdues relacionades amb la fricció que pateix el fluid contra la canonada. Aquestes s'anomenen pèrdues en trams rectes.

Per tal d'avaluar aquestes pèrdues es pren la consideració que el diàmetre de la canonada per on circula el fluid roman constant al llarg d'aquesta. S'utilitza la següent fórmula per tal de calcular les pèrdues:

$$ev_{trams\ rectes} = 2f \langle v \rangle^2 \frac{L}{D}$$

On;

F és el factor de fanning.

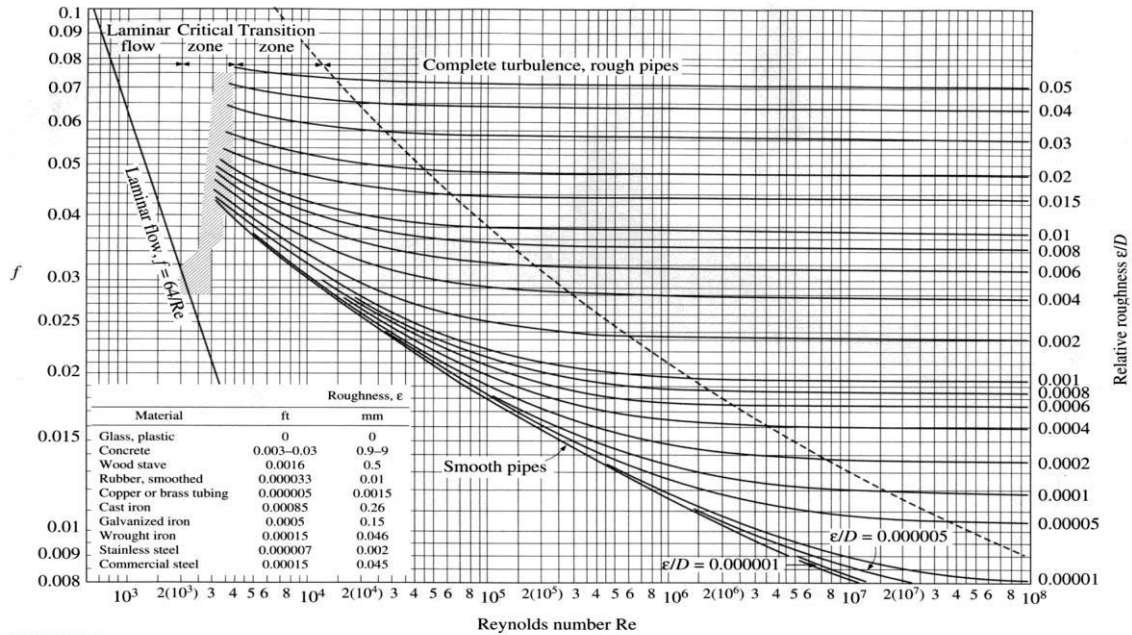
V és la velocitat del fluid que circula per la canonada, m/s.



L és la longitud del tram que s'avalua, m.

D és el diàmetre nominal de la canonada, m.

Existeixen diferents mètodes per tal de calcular el factor de fanning. En aquest cas es tria el mètode gràfic de Moody. A continuació es mostra aquest gràfic.



**FIGURE A-27**  
The Moody chart for the friction factor for fully developed flow in circular tubes.

Figura 11.11.2. Gràfic de Moody.

Per tal de poder emprar el gràfic de Moody per calcular el factor de fanning cal calcular el número de Reynolds i disposar de la relació e/D, on e és la rugositat del material escollit i D és el diàmetre de la canonada. Per calcular el número de Reynolds s'utilitza la següent expressió:

$$Re = \frac{\rho v D}{\mu}$$

On;

$\rho$  és la densitat del fluid, kg/m<sup>3</sup>.

v és la velocitat del fluid que circula per la canonada, m/s.

D és el diàmetre de la canonada, m.

$\mu$  és la viscositat del fluid que circula per la canonada, kg/ms.

Un cop calculat el Reynolds, es llegeix en el gràfic de Moody el factor de fanning.

- Pèrdues per turbulència i fricció per canvis en la geometria del sistema

Aquestes pèrdues estan referides als accidents que es troben al llarg de la canonada. S'anomenen accidents als accessoris que es troben instal·lats en el entramat de canonades. Per tal de calcular aquestes pèrdues s'associa un valor constant a cada tipus d'accident, anomenat valor de "k". Aquest valor es troba tabulat i estandarditzat.

Taula 11.11.1. Valors de K per cada accident.

Accident	K
Vàlvula esfèrica (oberta)	10
Vàlvula en angle recte (oberta)	5
Vàlvula de seguretat (oberta)	2.5
Vàlvula de retenció (oberta)	2
Vàlvula de comporta (oberta)	0.2
Vàlvula de comporta (oberta 3/4)	1.15
Vàlvula de comporta (oberta 1/2)	5.6
Vàlvula de comporta (oberta 1/4)	24
Vàlvula de diafragma (oberta)	2.3
Vàlvula de diafragma (oberta 3/4)	2.6
Vàlvula de diafragma (oberta 1/2)	4.3
Vàlvula de diafragma (oberta 1/4)	21
Vàlvula de papallona (totalment oberta)	
T amb sortida lateral	1.8
T amb bifurcació tancada	0.4
T amb divisió de cabal	1
Colze a 90° de radi curt	0.9
Colze a 90° de radi normal	0.75
Colze a 90° de radi gran	0.6
Colze a 45° de radi curt	0.45
Colze a 45° de radi normal	0.4
Colze a 45° de radi gran	0.35
Entrada encanonada	0.78
Entrada cants vius	0.5
Entrada arrodonida	0.04
Sortida encanonada	1
Sortida cants vius	1
Sortida arrodonida	1

Un cop es coneix el valor de la k de cada accident, es calculen les pèrdues de càrrega per fricció en accidents amb la següent expressió:

$$e_{vaccidents} = \sum k \frac{v^2}{2}$$

On;

K és la constant per cada accident.

V és la velocitat del fluid que circula per la canonada, m/s.

Un cop s'han calculat les pèrdues de càrrega tant en trams rectes com les causades per accidents, per tal de conèixer el valor total d'aquestes pèrdues s'han de sumar els dos valors obtinguts, de la següent manera:

$$e_v = e_v \text{ trams rectes} + e_v \text{ accidents}$$

Arribats a aquest punt, ja es coneixen tots els termes necessaris per calcular la potència necessària de la bomba a instal·lar. Aquest valor es troba aïllant el terme de la potència del balanç d'energia mecànica.

El valor que s'obté del balanç correspon al valor teòric de la potència, però cal tenir en compte que l'eficàcia d'aquesta bomba no és mai del 100%, i per tant, si aquest factor no es té en compte aquesta bomba no serà capaç d'impulsar el fluid la distància requerida. Així doncs, és necessari calcular la potència real que necessitarà la bomba per tal de compensar totes les pèrdues que patirà durant el transport del fluid. Per tant, és necessari conèixer el valor del rendiment de la bomba per tal de calcular aquest valor. Aquest càlcul es realitza amb la següent expressió:

$$W_{real} = \frac{W}{\eta} Q$$

On;

W és la potència teòrica requerida de la bomba, W.

Q és el cabal màssic del fluid que travessa la canonada, kg/s.

$\eta$  és el rendiment de la bomba.

### 11.11.1.2. Càlcul del NPSH disponible

Per tal de caracteritzar totalment el bon comportament de la bomba en el procés es calcula, a més a més de la potencia requerida de la bomba, el NPSH disponible al sistema.

El NPSH (Net Positive Suction Head) és un paràmetre que indica si la bomba tindrà un bon comportament en el sistema. Representa l'energia expressada en metres que pot perdre el fluid fins arribar a l'entrada de la bomba sense vaporitzar-se. Si s'arribés a aquest punt, l'entrada de vapor a la bomba provocaria la cavitació i per tant el mal funcionament de l'equip. Es distingeixen dos valors diferents de NPSH:

- NPSH requerit per la bomba: és el paràmetre que fa referencia a l'energia que perdrà el fluid a l'interior de la bomba. És aportat pel fabricant.
- NPSH disponible: paràmetre que indica l'energia que disposa el fluid en la boca de succió de la bomba.

Un cop definits els dos tipus de NPSH, s'ha de comprovar que el NPSH disponible ha de ser, al menys, un 10% major que el NPSH requerit per la bomba, ja que sinó es produirà la vaporització del fluid i per tant provocarà la cavitació de la bomba. Per tal de que aquesta situació es compleixi, cal adoptar les següents previsions:

-Situat les bombes a prop del punt inicial de la conducció per minimitzar les pèrdues de càrrega.

-Adquirir equips amb un NPSH requerit baix.

Per tal de calcular el NPSH disponible s'utilitza la següent expressió:

$$NPSH_{disponible} = h_a - \frac{P_{vap}}{\rho g}$$

On;

$h_a$  és la càrrega d'aspiració, m.

$g$  és el valor de la gravetat,  $m/s^2$ .

$\rho$  és el valor de la densitat,  $kg/m^3$ .

$P_{vap}$  és la pressió de vaporització, Pa.

Si s'analitza la expressió per calcular el NPSH disponible, es veu que cal calcular la càrrega d'aspiració. Per calcular aquesta càrrega, s'utilitza la següent expressió:

$$h_a = \frac{1}{g} \left( \frac{P_1}{\rho} + \frac{\langle v \rangle^2}{2} - e_{v,a} \right) + (z_1 - z_3)$$

On:

$h_a$  es la càrrega de aspiració, m.

$g$  es la força de la gravetat,  $m/s^2$ .

$\rho$  és la densitat del fluid que circula,  $kg/m^3$ .

$v$  és la velocitat del fluid que circula,  $m/s$ .

$e_{v,a}$  són les pèrdues de càrrega en el tram d'aspiració, m.

$z_1$  és l'alçada del inici de la conducció, m.

$z_3$  és l'alçada de la boca de succió, m.