



Universitat Autònoma de Barcelona

GRAU EN ENGINYERIA QUÍMICA

# PLANTA DE PRODUCCIÓ D'1-NAFTOL

## VOLUM X



# CHEMICAL GRAIS

Georgina Bernabeu

Ruben Galdeano

Sergio López

Ivette Sallés

Alba Santmartí

<b>NOTA INTRODUCTIVA:</b>	<b>3</b>
<b>10.1 DISSENY DE TANCS D'EMMAGATZEMATGE I CUBETES</b>	<b>9</b>
10.1.1 CARACTERÍSTIQUES I CLASSIFICACIÓ DELS PRODUCTES	9
10.1.2 CAPACITAT I DIMENSIONS DELS TANCS	10
10.1.3 CAPACITAT DE LA CUBETA	14
<b>10.2 DISSENY DELS REACTORS</b>	<b>15</b>
10.2.1 DISSENY MECÀNIC	15
10.2.2 CÀLCUL DEL BESCOCANVI DE CALOR	15
10.2.3 CABAL DE NITROGEN	21
<b>10.3 AGITADORS</b>	<b>22</b>
<b>10.4 DISSENY DIFUSOR</b>	<b>25</b>
<b>10.5 COLUMNES DE DESTIL·LACIÓ</b>	<b>27</b>
10.5.1 CÀLCUL DE L'EFICÀCIA GLOBAL DE LA COLUMNA	27
10.5.2 CÀLCUL DEL DIÀMETRE DE LA COLUMNA	28
10.5.3 DISSENY DETALLAT DELS PLATS PERFORATS	31
10.5.4 DISSENY MECÀNIC	31
<b>10.6 DISSENY DE DECANTADOR</b>	<b>33</b>
<b>10.7 BESCOCANVIADORS DE CALOR</b>	<b>35</b>
10.7.1 PROCÉS DE DISSENY	35
10.7.2 BESCOCANVIADORS AMB CANVI DE FASE	43
<b>10.8 MANUAL DE CÀLCUL CANONADES:</b>	<b>46</b>
<b>10.9 BOMBES</b>	<b>48</b>
<b>10.10 TANCS PULMÓ I MIXERS</b>	<b>56</b>
10.10.1 CAPACITAT I DIMENSIONS DEL TANC	56
10.10.2 DISSENY MECÀNIC	58
<b>10.11 SERVEIS</b>	<b>60</b>
10.11.1. TORRES DE REFRIGERACIÓ	60
10.11.2 CÀLCUL DEL VAPOR D'AIGUA	61
10.11.3 CÀLCUL DEL CABAL D'OLI TÈRMIC	62
10.11.4 CÀLCUL DE GAS NATURAL	63

**NOTA INTRODUCTIVA:**

El disseny mecànic dels equips a pressió es calcularà segons el codi ASME (American Society of Mechanical Engineers), secció VIII, divisió 1.

Així doncs es resumirà en aquesta nota introductiva el manual de càlcul per al disseny mecànic dels aparells que treballen a pressió.

Paràmetres utilitzats:

**1. Pressió (P):**

Per al càlcul de la pressió de disseny que s'utilitzarà se sumarà la pressió d'operació de l'equip i la pressió hidrostàtica que exerceixi el líquid que aquest contingui. A aquest resultat se li afegirà un 15% per motius de seguretat bé se li sumaran 0.5 bars, i s'agafarà el valor més alt d'entre els dos càlculs.

$$P_{disseny} = P_{op} + \Delta P + (P_{op} + \Delta P) \cdot 0.15 \quad \text{equació 10.1.1}$$

$$P_{disseny} = P_{op} + \Delta P + 0.5 \quad \text{equació 10.1.2}$$

on la pressió hidrostàtica es calcula amb l'equació 11.2

$$\Delta P = \rho \cdot g \cdot h \quad \text{equació 10.2}$$

**2. Límit elàstic (S)**

El límit elàstic varia en funció del material de construcció i de la temperatura d'operació de l'equip. La major part de la planta està dissenyada amb acer inoxidable 304, 304L o 316.

En la taula 11.1 es pot veure diferents valors de S segons la temperatura i el tipus de material

Material	Tensile strength (N/mm <sup>2</sup> )	Design stress at temperature °C (N/mm <sup>2</sup> )									
		0 to 50	100	150	200	250	300	350	400	450	500
Carbon steel (semi-killed or silicon killed)	360	135	125	115	105	95	85	80	70		
Carbon-manganese steel (semi-killed or silicon killed)	460	180	170	150	140	130	115	105	100		
Carbon-molybdenum steel, 0.5 per cent Mo	450	180	170	145	140	130	120	110	110		
Low alloy steel (Ni, Cr, Mo, V)	550	240	240	240	240	240	235	230	220	190	170
Stainless steel 18Cr/8Ni unstabilised (304)	510	165	145	130	115	110	105	100	100	95	90
Stainless steel 18Cr/8Ni Ti stabilised (321)	540	165	150	140	135	130	130	125	120	120	115
Stainless steel 18Cr/8Ni Mo 2½ per cent (316)	520	175	150	135	120	115	110	105	105	100	95

Taula 10.1. Valors dels límits elàstics segons el tipus de material i la temperatura

### 3. Factor de soldadura (E)

La soldadura és el mitjà que es fa servir per a realitzar la unió entre xapes. Com que representa una discontinuïtat i que pot presentar defectes, es considera que aquesta zona està debilitada.

Així doncs, en el càlcul dels recipients s'introdueix una reducció del límit elàstic multiplicant aquest per un coeficient anomenat factor de soldadura (E). Aquest valor és  $E=0.85$ , considerant que el radiografiat realitzat és parcial.

### 4. Sobreessor de corrosió (C1)

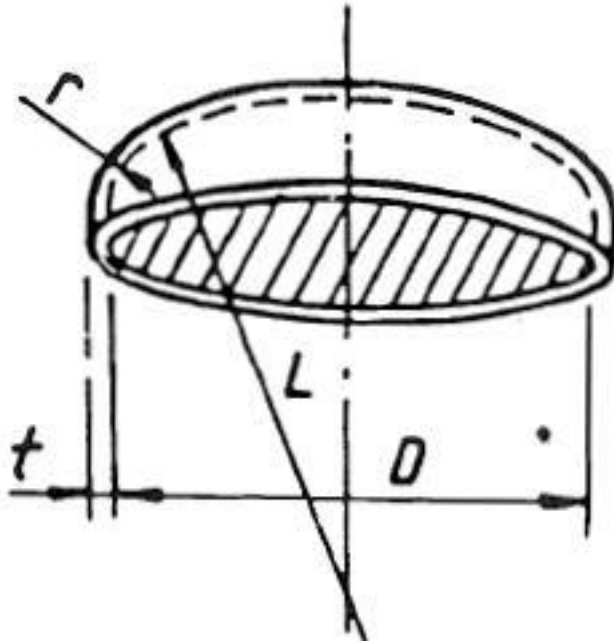
Es determina un marge o sobreessor de corrosió per compensar la corrosió que pateixen els equips. Aquest valor oscil·la entre 1 i 6 mm, que és igual al màxim espessor corroït durant 10 anys.

### 5. Tolerància de fabricació (C2)

En les parts de l'equip que el material pateix una deformació, com ara els fons toricsfèrics, es perd part de l'espessor, per tant s'afegeix un 10% de l'espessor inicial obtingut.

## 6. Factor M

El factor M és aquell que mostra la relació entre els radis que conformen un fons toriesfèric: r i L. En tots els equips s'utilitza una relació  $L=10 \cdot r$ , per tant el valor de M és igual a 1.54



## 7. Velocitat del vent

Tots els equips instal·lats a l'exterior estan sotmesos a l'acció del vent. Això afectarà més en el cas dels equips que estiguin a una gran alçada. En el cas dels tancs d'emmagatzematge estaran a l'exterior però es considera que l'acció del vent és menyspreable i no es té en compte en el disseny.

Així doncs, segons el codi ASME, es calcula l'espessor de paret d'un cos cilíndric i de fons toriesfèric amb les fórmules 11.3.1 i 11.3.2 respectivament.

$$\text{espessor paret} = \frac{P_{dis} \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E - 1.2P} + C1 \quad \text{equació 10.3.1}$$

$$\text{espessor fons} = \frac{P_{dis} \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0.2P} + C1 + C2 \quad \text{equació 10.3.2}$$

Tot i això quan els equips treballen al buit s'utilitzen unes altres fórmules i uns altres coeficients per al càlcul dels espessors dels equips que estan sotmesos a una pressió externa ( $P_a$ )

$$P_a = \frac{4B}{3 \cdot \left(\frac{D_e}{t}\right)}$$

equació 10.4

on la pressió màxima de treball ( $P_a$ ) ha de ser major que la pressió externa de disseny ( $P$ ). Ambdues estan expressades en psig.

De: diàmetre exterior

t: espessor de paret

A, B: factors que varien en funció del tipus de material, de la temperatura i de la geometria de l'equip i que s'han determinat gràficament amb les figures 11.2 i 11.3

Se suposa un espessor  $t$  i es calcula  $P_a$ . Si  $P_a$  és major que  $P$ , el càlcul és correcte, però si és menor cal suposar un nou valor per a  $t$ .

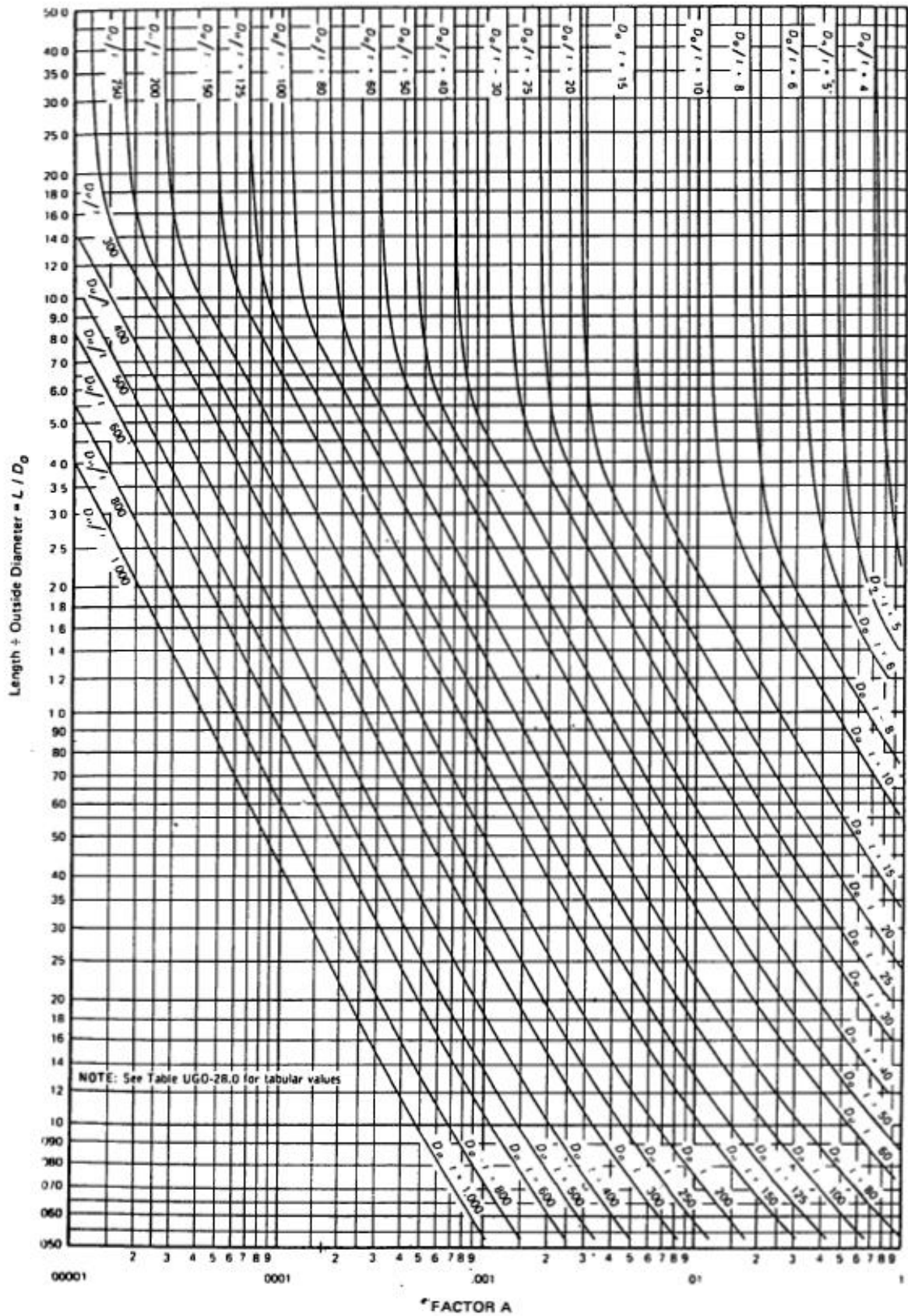


Fig. 5-UGO-28.0 Geometric Chart for Cylindrical Vessels Under External or Compressive Loading (For all Materials)

Figura 10.2. Gràfica per al càlcul del factor A



APPENDIX 5—MANDATORY

Figs. 5-UHA-28.2-5-UHA-28.3

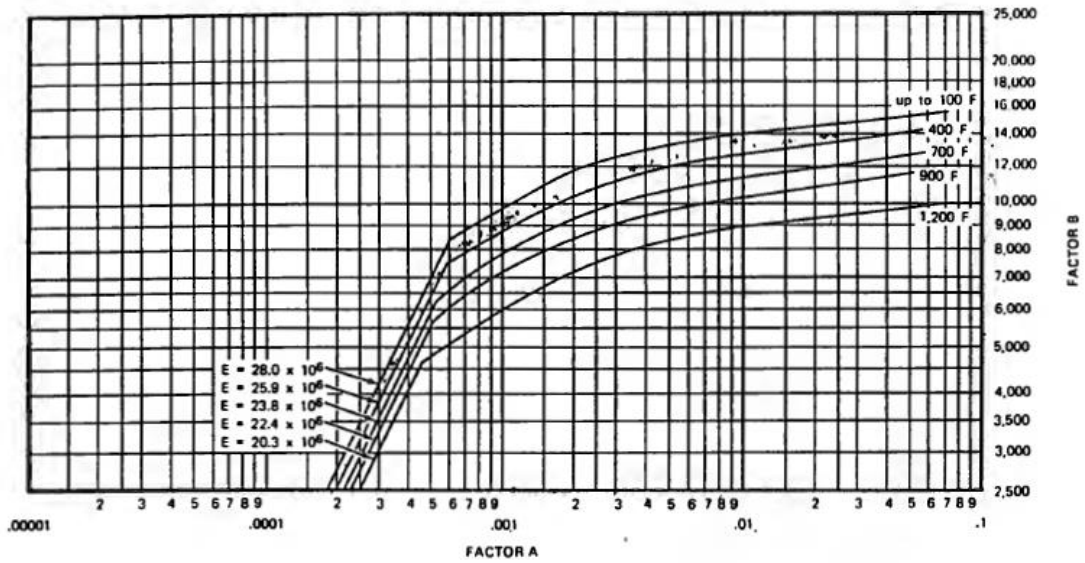


FIG. 5-UHA-28.2 CHART FOR DETERMINING SHELL THICKNESS OF CYLINDRICAL AND SPHERICAL VESSELS UNDER EXTERNAL PRESSURE WHEN CONSTRUCTED OF AUSTENITIC STEEL [18Cr-8Ni-Mo, TYPE 316; 18Cr-8Ni-Ti, TYPE 321; 18Cr-8Ni-Cb, TYPE 347; 25Cr-12Ni, TYPE 309 (THROUGH 1100°F ONLY); 25Cr-20Ni, TYPE 310; AND 17Cr, TYPE 430B STAINLESS STEEL (THROUGH 700°F ONLY)] [NOTE (8)]

Figura 10.3 Gràfica per al càlcul del factor B

En cas que no es pugui calcular el factor B perquè el valor d'A està a l'esquerra de la corba de temperatura, el valor Pa es calcula de la manera següent:

$$P_a = \frac{2AE}{3\left(\frac{D_e}{t}\right)} \quad \text{equació 11.5}$$

Per al càlcul dels fons dels equips s'utilitza la fórmula 11.6

$$P_a = \frac{B}{D_e/t} \quad \text{equació 11.6}$$



## **10.1 DISSENY DE TANCS D'EMMAGATZEMATGE I CUBETES**

### **10.1.1 Característiques i classificació dels productes**

Els productes susceptibles a ser emmagatzemats en tancs d'emmagatzematge són àcid nítric amb un 70% en massa i àcid sulfúric en un 98% com a matèries primeres de la nostra planta.

Per a dissenyar els tancs d'emmagatzematge cal tenir en compte les característiques dels diferents productes.

#### **a. Àcid nítric**

- Extremadament corrosiu i que pot causar cremades greus
- Es descompon fàcilment generant NOx.
- Reacciona amb àlcalis, òxids i substàncies bàsiques
- És un oxidant fort.
- És tòxic.

#### **b. Àcid sulfúric**

- Extremadament corrosiu i que pot causar cremades greus
- Reacciona amb àlcalis, òxids i substàncies bàsiques
- Emmagatzemar lluny de focus de calor i/o dels raigs del sol.
- Procurar que no pugui contaminar-se amb aigua, ja que reacciona violentament.

### **10.1.2. Disseny de tancs d'emmagatzematge d'àcid nítric i d'àcid sulfúric**

- Consideracions de disseny
  - o Normativa APQ 006
  - o Codi ASME, secció VIII, divisió 1
  - o Tanc d'emmagatzematge cilíndric vertical
  - o Fons inferior i superior toriesfèric

Per a l'emmagatzematge d'àcid nítric i d'àcid sulfúric es dissenya un parc de tancs seguint la normativa APQ-006, que determina l'emmagatzematge de productes químics corrosius.

Ambdós àcids pertanyen a la classe de l'APQ-006a, que són els més corrosius i que provoquen necrosis perceptible en el teixit cutani en el lloc d'aplicació per un període de temps màxim de 3 minuts.

### **10.1.2 Capacitat i dimensions dels tancs**

Es dissenyen els tancs d'àcid nítric i d'àcid sulfúric per albergar la producció de 14 dies, ja que el subministrament d'aquestes matèries primeres arriba per camions cisterna. A més es té en compte un sobredimensionament d'un 20% per evitar el buidat complet dels tancs.

#### **Capacitat àcid nítric**

Cada dia es gasten a la planta 30116.25 kg d'àcid nítric, per tant caldrà emmagatzemar:

$$30116.25 \frac{kg}{dia} \cdot 14 \text{ dies} \cdot \frac{1L}{1.413kg} \cdot \frac{1m^3}{1000 L} = 298.39 m^3$$

$$V_{total} = 298.39 m^3 \cdot 1.2 = 358.07 m^3$$

S'escull posar 4 tancs, per tant cada tanc tindrà un volum de:

$$V_{tanc} = \frac{358.07 m^3}{4 \text{ tancs}} = 89.52 \approx 90 m^3$$

S'escull que cada tanc tingui un diàmetre interior de 3.5 metres, per tant l'alçada del tanc serà:

$$H_{tanc} = \frac{V_{tanc}}{\pi \cdot r^2} = \frac{90m^3}{\pi \cdot \left(\frac{3.5}{2}\right)^2} = 9.3 \text{ metres}$$

On h correspon a l'alçada del cap (m) i és  $h \rightarrow \text{tg}(\alpha) = \frac{H_{tanc}}{D/2}$

I es pren un valor de  $\alpha=10^\circ$

#### **Capacitat àcid sulfúric**

Cada dia es gasten a la planta 26220.55 kg d'àcid sulfúric, per tant caldrà emmagatzemar:

$$26220.55 \frac{kg}{dia} \cdot 14 \text{ dies} \cdot \frac{1m^3}{2200kg} = 166.86 m^3$$

$$V_{total} = 166.86 m^3 \cdot 1.2 = 200.23 m^3$$

S'escull posar 2 tancs, per tant cada tanc tindrà un volum de:

$$V_{tanc} = \frac{200.23 m^3}{2 \text{ tancs}} = 100.11 \approx 100 m^3$$

S'escull que cada tanc tingui un diàmetre interior de 3.5 metres, per tant l'alçada del tanc serà:

$$H_{tanc} = \frac{V_{tanc}}{\pi \cdot r^2} = \frac{100m^3}{\pi \cdot \left(\frac{3.5}{2}\right)^2} = 10.41 \text{ metres}$$

On h correspon a l'alçada del cap (m) i és  $h \rightarrow \text{tg}(\alpha) = \frac{h}{D/2}$

I es pren un valor de  $\alpha=10^\circ$ .

#### - Disseny mecànic

##### o Material de construcció

Els materials utilitzats més comuns en la construcció de recipients són: acers al carboni, acers de baix aliatge i acers inoxidables.

Degut a les necessitats mecàniques de la planta i a l'alta corrosivitat de les matèries primeres s'ha decidit utilitzar acer inoxidable del tipus AISI 304L, el qual aguanta millor l'emmagatzematge de compostos corrosius que no pas el 304.

##### o Pressió de disseny

Els tancs d'àcid sulfúric i d'àcid nítric es dissenyen a pressió atmosfèrica i s'afegeix la pressió hidrostàtica exercida pel líquid.

Per conèixer la pressió hidrostàtica, s'ha de contemplar el percentatge de líquid contingut en el tanc, la densitat d'aquest, junt amb tots els altres paràmetres necessaris per al càlcul d'espessors.

Amb totes aquestes dades es calcula la pressió de disseny a partir de les fórmules 10.1 i 10.2 de la nota introductiva.

- **Temperatura de disseny**

Com que ambdós àcids tenen un punt d'ebullició elevat, la temperatura d'operació dels tancs serà a temperatura ambient, per tant no caldrà refrigerar els tancs.

- **Espessor de carcassa i fons**

El càlcul dels espessors es fa segons el mètode detallat en la nota introductiva.

En aquest cas s'utilitzen els paràmetres de la taula 10.1

Paràmetre	Àc. Nítric	Àc. Sulfúric
T(°C)	25	25
S(psi)	15700	15700
E	0.85	0.85
Hcil (m)	9.30	10.41
plíquid (kg/m3)	1420	2200
Phidro (bar)	1.29	2.24
Pop (bar)	1.01	1.01
D (m)	3.5	3.5
r (m)	0.35	0.35
C1 (mm)	1	1
C2 (mm)	0.6	1.03
L/r	10	10
t (mm)	7	12
M	1.54	1.54

Taula 10.1 Característiques mecàniques dels tanc d'àcid nítric i sulfúric

- **Pes de l'equip**

El pes de l'equip buit resulta de la suma del pes dels fons toriesfèrics i el pes de la carcassa de l'equip. Aquestes dades s'aconsegueixen amb l'espessor de cadascuna de les parts anomenades i amb la densitat de l'acer, que és de 8000 kg/m<sup>3</sup>.

El pes de la carcassa i dels fons es calculen amb les equacions següents:

$$Pes\ carcassa = \pi \cdot H_{cil} \cdot \left( \left( \frac{D_{ext}^2}{2} \right) - \left( \frac{D_{int}^2}{2} \right) \right) \cdot \rho_{acer}$$

$$Pes\ fons = ((0.0809 \cdot D_{ext}^3) - (0.0809 \cdot D_{int}^3)) \cdot \rho_{acer}$$

$$Pes\ equip = Pes\ carcassa + 2 \cdot Pes\ fons$$

El pes de l'equip en operació s'obté sumant el valor obtingut com a pes de l'equip buit, el pes del fluid que ocuparà el recipient en qüestió, en aquest cas àcid sulfúric o nítric que es calcula a partir de l'equació 10.2 de a nota introductiva.

$$Pes \text{ en operació} = Pes \text{ equip} + Pes \text{ líquid}$$

### Resum del disseny

DISSENY MECÀNIC	Àcid nítric		Àcid sulfúric	
	Valor	Aproximació	Valor	Aproximació
Material	AISI 304L		AISI 304L	
Pressió de disseny (bar)	2.79	2.8	3.74	3.75
Temperatura de disseny (°C)	25		25	

DIMENSIONS				
Diàmetre intern (m)	3.5		3.5	
Diàmetre extern (m)	3.51		3.51	
Altura carcassa (m)	9.3		10.4	
Altura fons (m)	0.309	0.31	0.309	0.31
Altura total (m)	9.92		11.02	
Capacitat tanc (m3)	90		100	

ESPESSORS				
Espessor carcassa (mm)	6.32	7	8.13	9
Espessor fons (mm)	6.58	7	11.35	12

PESOS				
Pes carcassa (kg)	5729.1		8238.0	
Pes fons (kg)	673.7		1148.3	
Equip buit (kg)	7076.6		10534.7	
Equip en operació (kg)	134191.4		234882.2	

#### - Disseny parc de tancs

Els recipients de superfície per a l'emmagatzematge de líquids hauran de trobar-se a l'interior d'una cubeta de retenció. Un grup de recipients dins d'una mateixa cubeta només podran contenir líquids de la mateixa classe o subclasse pel que han estat dissenyats.

En totes les cubetes els recipients no poden estar col·locats en més de dues files: és precís que cada fila de recipients tingui adjacent una via d'accés que permeti la lliure intervenció dels mitjans mòbils antiincendis.

La distància en projecció horitzontal entre la paret del recipient i el marge interior inferior de la cubeta serà com a mínim d'1 metre. La distància entre els recipients es calcularà segons el seu diàmetre.

### **10.1.3 Capacitat de la cubeta**

La normativa APQ 006 estableix que:

*Capacidad del cubeto.—La capacidad útil del cubeto será, como mínimo, igual a la capacidad del recipiente mayor. Cuando un cubeto contiene un solo recipiente, su capacidad se mide considerando que tal recipiente no existe, es decir, será el volumen del líquido que pueda quedar retenido dentro del cubeto, incluyendo el del recipiente hasta el nivel del líquido en el cubeto.*

*Quando el cubeto contiene dos o más recipientes, su capacidad se mide considerando que no existe el recipiente mayor, pero sí los demás, es decir, descontando del volumen total del cubeto vacío el volumen de la parte de cada recipiente que quedaría sumergido bajo el nivel del líquido, excepto el del mayor.*

Per tant les característiques del disseny del parc de tancs seran les següents:

Vtanc major (m3)	100
10% Vglobal (m3)	56
Distància paret-tanc (m)	1.5
Distància tanc-tanc (m)	2

### **Dimensions de la cubeta**

Amplada (m)	12
Llargada (m)	19.5
Àrea total (m2)	234
Àrea útil (m2)	176.27
Hcubeta (m)	0.567
Hcubeta sobredim (m)	0.681
Vútil cubeta (m3)	120

## **10.2 DISSENY DELS REACTORS**

### **10.2.1 Disseny mecànic**

El disseny mecànic dels reactors es farà segons el mètode descrit en la nota introductiva per tal de calcular la pressió total i el gruix de les parets laterals i de fons.

#### **10.2.2 Disseny del bescanvi de calor (mitja canya)**

En els tres tipus de reactors que hi ha a la planta consten d'un sistema de refrigeració ja que es tracten re reaccions exotèrmiques on es genera calor i cal dissipar-la. A més, en el cas del reactor de nitració, un cop s'hagi acabat la reacció caldrà transferir calor a través de la circulació de vapor per la mitja canya per tant d'evaporar impureses del reactor abans d'efectuar la descarrega del seu contingut.

### **10.2.2 Càlcul del bescanvi de calor**

#### **Aproximació del valor del coeficient global de transferència (U)**

Com que es coneix el tipus de fluid que circula a l'interior de reactor i el tipus de fluid que circula per la mitja canya es pot estimar un valor aproximat d'U. Per a la seva estimació s'han buscat valors bibliogràfics a la pàgina web <http://www.engineeringpage.com/technology/thermal/transfer.html>

#### **Càlcul de l'àrea necessària (A)**

Coneixent el cabal de calor que cal dissipar en cada cas (q) a partir de l'equació 10.2.1

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad \text{equació 10.2.1}$$

$$\text{On } \Delta T_{ml} = \frac{(T_{entr.refrig.} - T_{reactor}) - (T_{sort.refrig.} - T_{reactor})}{\ln\left(\frac{T_{entr.refrig.} - T_{reactor}}{T_{sort.refrig.} - T_{reactor}}\right)} \quad \text{equació 10.2.2}$$

Com que l'àrea necessària per als reactors de l'àrea 200 té un valor més alt per al refredament, el dimensionat de la mitja canya es farà segons les dades calculades per a la refrigeració.

#### **Càlcul del cabal de refrigerant (m)**

El càlcul es realitza a partir de l'equació 10.2.3



$$q = m \cdot Cp \cdot \Delta T$$

equació 10.2.3

### Càlcul del cabal de vapor (m)

Com que el reactor de nitració té dues condicions d'operació totalment oposades l'una de l'altra en una d'elles ha de fer circular vapor per la mitja canya enlloc d'aigua de refrigeració, per tant cal fer el càlcul del cabal de vapor necessari.

En aquest cas l'equació no té en compte el calor sensible, sinó el calor latent. Es calcula amb l'expressió 10.2.4

$$q = m \cdot \lambda$$

equació 10.2.4

on  $\lambda$  és el calor latent de vaporització de l'aigua.

### Àrea del tub ( $A_{mc}$ )

L'àrea correspon a la del semicercle, així doncs es calcularà amb l'equació 10.2.5

En tots els casos s'ha escollit un radi de la mitja canya ( $r_{mc}$ ) =66 mm

$$A_{mc} = \frac{\pi \cdot r_{mc}^2}{2}$$

equació 10.2.5

### Distància entre els tubs ( $\theta_L$ ) i número de voltes (n)

La distància entre els tubs serà el doble del gruix de paret de la mitja canya. A partir de la taula 10.2.1 es relaciona el gruix de la paret del tub amb el seu diàmetre.

**A.5-1 Dimensiones de tubería estándar de acero**

Tamaño nominal de la tubería (pulg. )	Diámetro externo		Cédula	Espesor de la pared		Diámetro interno		Área de corte transversal interno	
	pulg.	mm		pulg.	mm	pulg.	mm	pie <sup>2</sup>	m <sup>2</sup> × 10 <sup>4</sup>
1/8	0.405	10.29	40	0.068	1.73	0.269	6.83	0.00040	0.3664
			80	0.095	2.41	0.215	5.46	0.00025	0.2341
1/4	0.540	13.72	40	0.088	2.24	0.364	9.25	0.00072	0.6720
			80	0.119	3.02	0.302	7.67	0.00050	0.4620
3/8	0.675	17.15	40	0.091	2.31	0.493	12.52	0.00133	1.231
			80	0.126	3.20	0.423	10.74	0.00098	0.9059
1/2	0.840	21.34	40	0.109	2.77	0.622	15.80	0.00211	1.961
			80	0.147	3.73	0.546	13.87	0.00163	1.511
T	1.050	26.67	40	0.113	2.87	0.824	20.93	0.00371	3.441
			80	0.154	3.91	0.742	18.85	0.00300	2.791
1	1.315	33.40	40	0.133	3.38	1.049	26.64	0.00600	5.574
			80	0.179	4.45	0.957	24.31	0.00499	4.641
1 1/4	1.660	42.16	40	0.140	3.56	1.380	35.05	0.01040	9.648
			80	0.191	4.85	1.278	32.46	0.00891	8.275
1 1/2	1.900	48.26	40	0.145	3.68	1.610	40.89	0.01414	13.13
			80	0.200	5.08	1.500	38.10	0.01225	11.40
2	2.375	60.33	40	0.154	3.91	2.067	52.50	0.02330	21.65
			80	0.218	5.54	1.939	49.25	0.02050	19.05
2 1/2	2.875	73.03	40	0.203	5.16	2.469	62.71	0.03322	30.89
			80	0.276	7.01	2.323	59.00	0.02942	27.30
3	3.500	88.90	40	0.216	5.49	3.068	77.92	0.05130	47.69
				0.300	7.62	2.900	73.66	0.04587	42.61
3 1/2	4.000	101.6	40	0.226	5.74	3.548	90.12	0.06870	63.79
			80	0.318	8.08	3.364	85.45	0.06170	57.35
4	4.500	114.3	40	0.237	6.02	4.026	102.3	0.08840	82.19
			80	0.337	8.56	3.826	97.18	0.07986	74.17
5	5.563	141.3	40	0.258	6.55	5.047	128.2	0.1390	129.1
			80	0.375	9.53	4.813	122.3	0.1263	117.5
6	6.625	168.3	40	0.280	7.11	6.065	154.1	0.2006	186.5
			80	0.432	10.97	5.761	146.3	0.1810	168.1
8	8.625	219.1	40	0.322	8.18	7.981	202.7	0.3474	322.7
			80	0.500	12.70	7.625	193.7	0.3171	294.7

Taula 10.2.1 Paràmetres i mides de canonades comercials

Com que s'ha triat per a totes les mitges canyes una canonada amb un diàmetre interior de 13.2 cm li correspon un espessor de paret d'uns 7 mm aproximadament.

Per tant la distància entre els tubs serà:

$$\theta_L = 2 \cdot g_{\text{guix}_{\text{tub}}} = 0.014 \text{ m}$$

equació 10.2.6

Per tant l'amplada d'una volta es calcula a partir de 10.2.7

$$\text{amplada volta } (D_{mc}) = \theta_L + d_{int} \quad \text{equació 10.2.7}$$

El número de voltes (n) de la mitja canya (10.2.8)

$$n = \frac{A_{necessària}}{D_{tub} \cdot \pi \cdot D_{reactor}} \quad \text{equació 10.2.8}$$

### **Alçada de la mitja canya ( $H_{mc}$ )**

El valor de l'alçada de la mitja canya (10.2.9) sempre ha de ser inferior a l'alçada del líquid en el reactor per tal de tenir un bon bescanvi de calor.

$$H_{mc} = (D_{mc} + \theta_L) \cdot n \quad \text{equació 10.2.9}$$

DISSENY MECÀNIC	R-201 (reacció)		R-201 (evaporació)		R-301		R-401	
	Valor	Aproximació	Valor	Aproximació	Valor	Aproximació	Valor	Aproximació
Material	AISI 304L		AISI 304L		AISI 316		Zirconi	
Pressió d'operació (bar)	1.01		0.03		100		13	
Temperatura d'operació (°C)	60		80		180		190	
Pressió de disseny (bar)	1.82	1.85	-1.03		120		14	
Temperatura de disseny (°C)	110		120		230		240	

DIMENSIONS								
Diàmetre intern (m)	1.89		1.89	1.9	1.54		3.3	
Diàmetre extern (m)	1.9		1.91		1.634		3.324	
Altura carcassa (m)	3.83	3.85	3.83	3.85	6.16		6.7	
Altura fons superior (m)	0.305	0.3	0.305	0.3	0.305	0.3	0.305	0.3
Altura fons superior (m)	0.305	0.3	0.305	0.3	0.305	0.3	0.305	0.3
Altura total (m)	4.44	4.45	4.44	4.45	6.77	6.76	7.31	7.3
Capacitat (m3)	11.1		11.1		11.5		58.8	

GRUIXOS								
Espessor paret (mm)	9.89	10	9.89	10	93.58	94	23.97	24
Espessor fons (mm)	9.48	10	9.48	10	126.65	127	33.94	34

PESOS							
Pes paret (kg)	1830.12		1830.12		21687		10921
Pes fons superior (kg)	282.7		282.7		1605		2342
Pes fons inferior (kg)	282.7		282.7		1605		2342
Pes equip buit (kg)	2395.5		2395.5		24897		15605
Pes equip en operació (kg)	13490.8		13490.8		29330		37752

MITJA CANYA								
U(W/m <sup>2</sup> °C)	450		900		450		400	
Q (kJ/h)	750240		1547220		5458037		1296377	
A bescanvi necessaria (m <sup>2</sup> )	17.58		17.58		23.24		20.92	
Tipus fluid mitja canya	Aigua		Vapor		Aigua		Aigua	
cabal fluid mitja canya (kg/h)	25646.6		684.6		130888.2		31088.2	
nº voltes mitja canya	22.09	23	22.09	23	36.87	37	15.1	15
Alçada mitja canya (m)	3.23		3.23		5.38		2.42	

### **10.2.3 Cabal de nitrogen**

Els reactors de l'àrea 200 tindran una atmosfera inertitzant (sense oxigen) com a mesura de seguretat per tal d'evitar possibles explosions i/o incendis ja que es treballa amb compostos altament inflamables.

#### **Càlcul del cabal de nitrogen per inertitzar el reactor abans de la reacció.**

Com a mesura de seguretat eliminarem l'aire a l'interior del reactor afegint-hi nitrogen en el seu lloc. Inicialment mentre es carrega el naftalè es purgarà l'aire de l'interior del reactor. El cabal s'ha calculat de la següent manera:

$$Q_{N_2} = \frac{3 \cdot V_{reactor}}{\tau} = 0.74 \text{ m}^3/\text{min}$$

On  $\tau$  s'igualava al temps que es tarda en carregar el naftalè.

També s'utilitzarà el mateix quan es vulgui fer la descàrrega per a trencar el buit.

#### **Càlcul del cabal de nitrogen per inertitzar el reactor abans de la reacció.**

Mentre té lloc la reacció cal assegurar que l'atmosfera dins el reactor continua sent inert i que no hi ha entrat oxigen, per tant caldrà introduir nitrogen dins el reactor, tot i que ara el cabal serà molt més petit que quan s'inertitzava durant la càrrega del reactiu limitant.

S'ha estimat que es vol renovar el volum del reactor que no està ocupat pels líquids cada hora, així doncs el cabal tindrà el següent valor:

$$V_{lliure} = V_{reactor} - V_{reactius}$$

$$Q_{N_2} = \frac{V_{lliure}}{\text{temps}} = 0.031 \text{ m}^3/\text{min}$$

### 10.3 AGITADORS

Per al disseny de tots els agitadors s'ha decidit treballar amb agitadors de turbina ja que les viscositats de les mescles amb les que es treballa al llarg del procés són baixes. Amb agitadors d'aquest tipus s'aconsegueix una bona turbulència i d'aquesta manera una bona homogeneïtzació de la barreja.

Per al dimensionat d'aquests aparells s'han fet servir una sèrie de correlacions que seran comunes per a tot el procés:

$$- \frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$$

$$- \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$$

$$- \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

$$- \frac{E}{D_a} = 1$$

$$- \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

Aquestes relacions es corresponen amb la figura que es mostra a continuació:

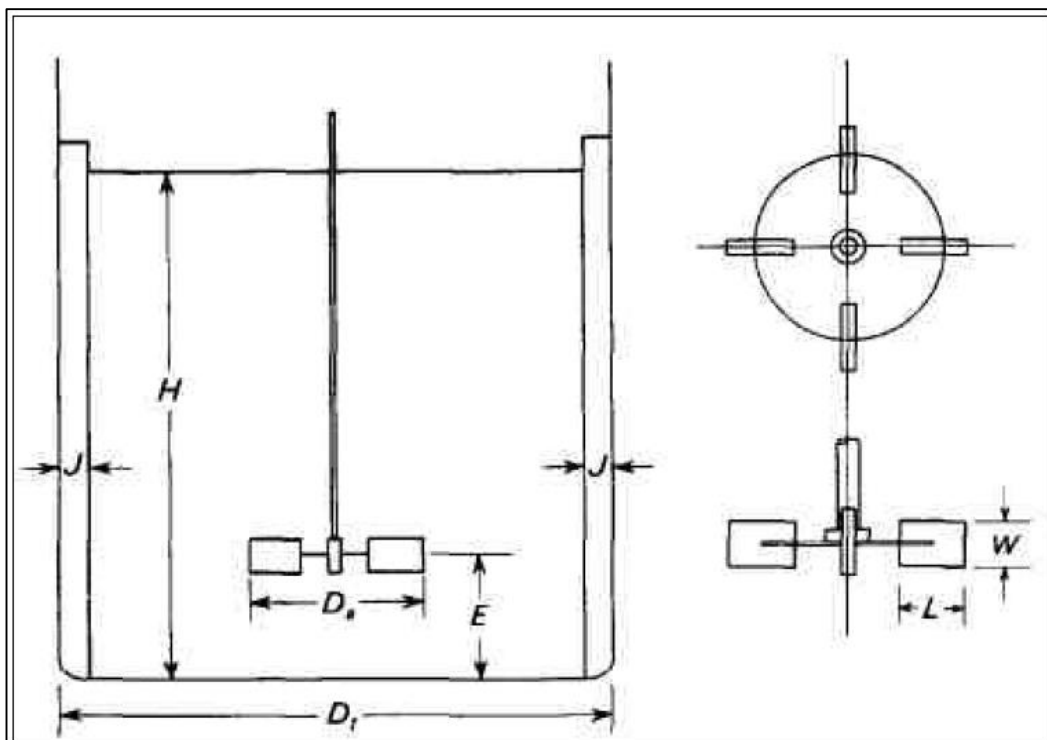


Figura 10.3 .1 Relacions de les mides del reactor i l'agitador



A continuació, coneixent el diàmetre del tanc, es troben els paràmetres d'aquestes correlacions.

Finalment, per al càlcul del número de potència i de la potència d'agitació cal conèixer el valor del número de Reynolds.

$$Re = \frac{N \cdot D^2 \cdot \rho}{\mu}$$

On  $N$  fa referència a la velocitat i ve expressat en revolucions per segon. Es pot prendre un valor  $N=3$ .

Un cop conegut el Reynolds, per mitjà de la gràfica següent es determina el número de potència. Com ja s'ha esmentat anteriorment, per al procés s'han considerat agitadors de turbina per a tots els equips tenint en compte les propietats de les mescles corresponents.

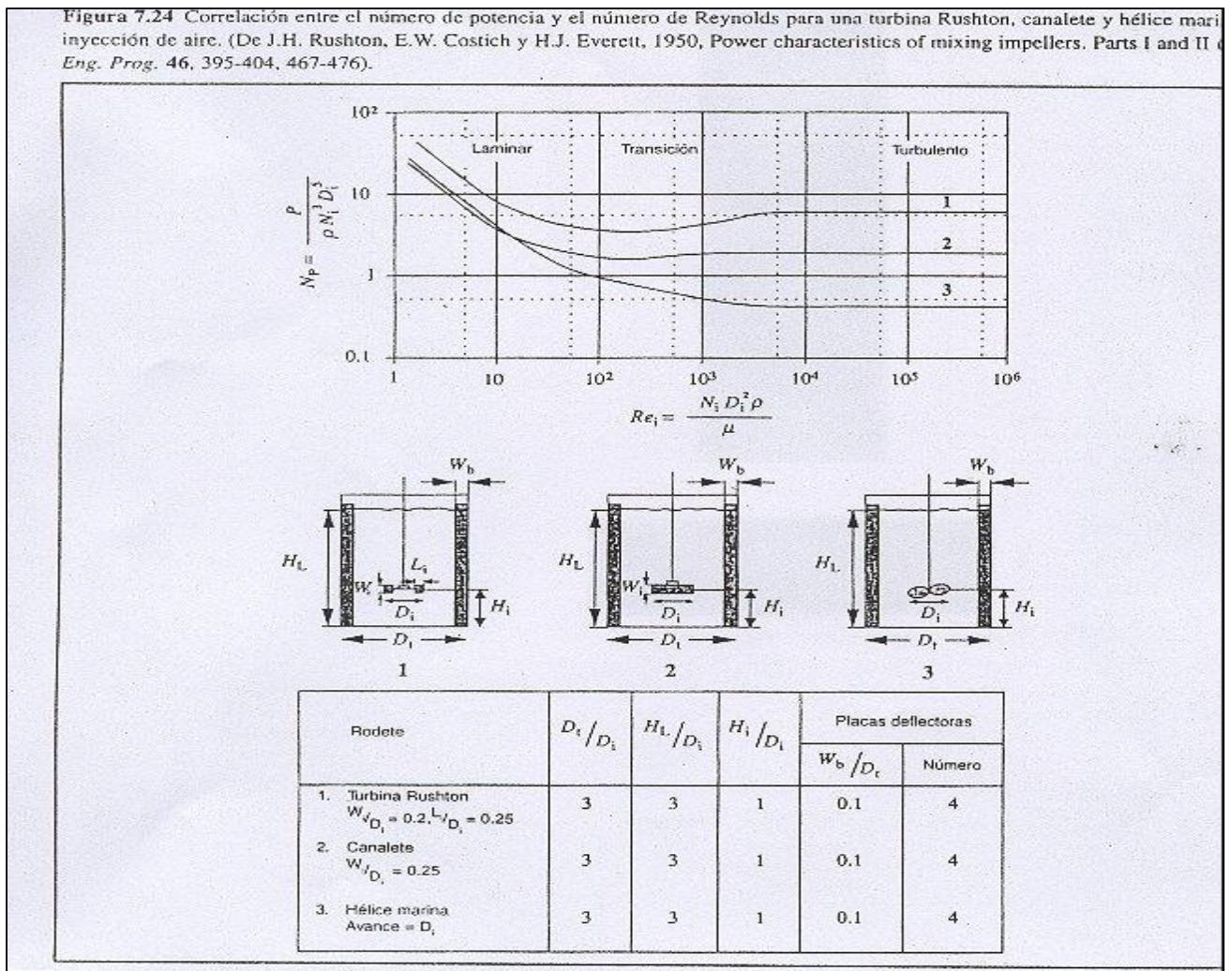


Figura 10.3 .2. Figura que relaciona el nombre de Reynolds amb la velocitat de l'agitador

Un cop conegut el valor del número de potència ja es pot procedir al càlcul de la potència de l'agitador mitjançant la següent equació:

$$P = N_p \cdot N^3 \cdot D^5 \cdot \rho$$

En cas de que l'agitador tingui per objectiu agitar un equip que paral·lelament disposa d'una entrada d'aire, caldrà calcular el número d'agitació i la potència d'agitació per mitjà de les següents equacions:

$$Na = \frac{Q_g}{N \cdot D^3}$$

On:

- $Q_g$ : Cabal d'aire [ $\text{m}^3/\text{s}$ ]
- $N$ : velocitat d'agitació [rps]
- $D$ : diàmetre de l'agitador [m]

Un cop conegut el número d'agitació, amb el següent gràfic es busca quina relació entre la potència real i la calcula existeix.

Un cop conegut el valor de l'eix que li correspon es troba el valor de la potència real ja que es coneix el valor calculat anteriorment

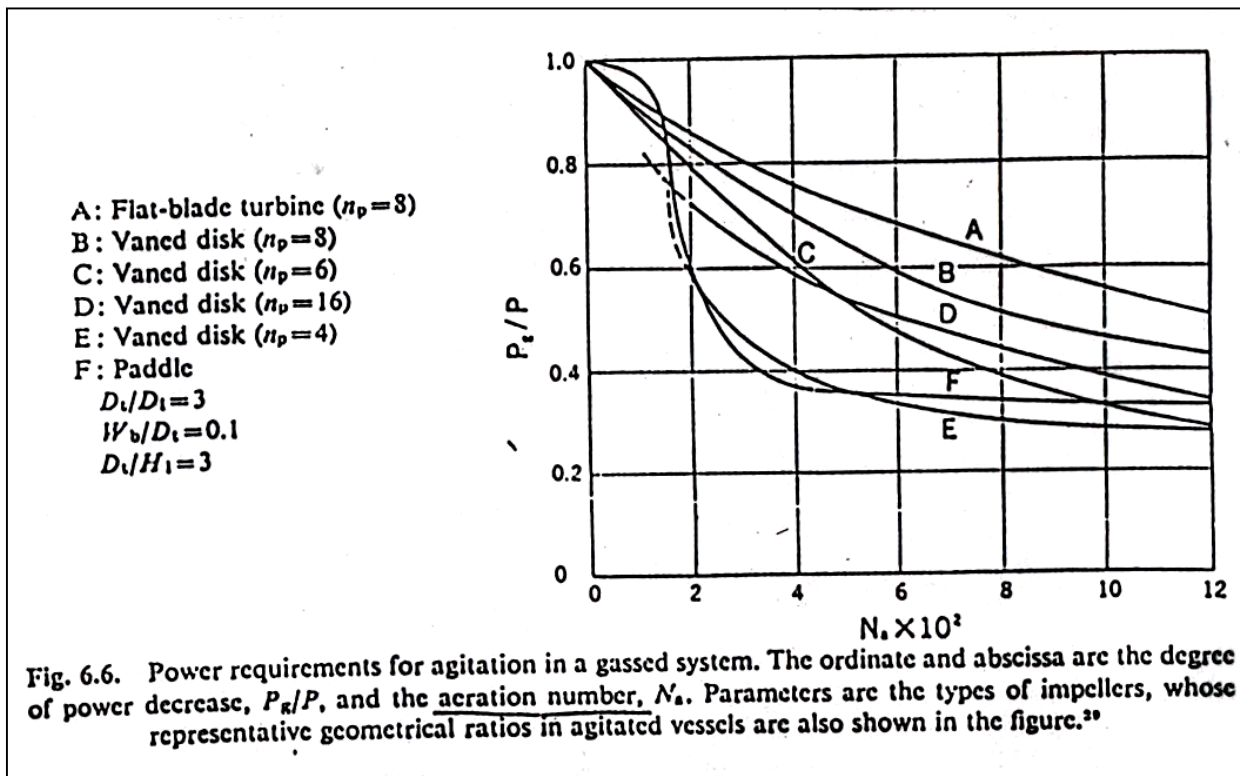


Figura 10.3 .3 Gràfica que relaciona la potència requerida per sistemes amb aereació.

## **10.4 DISSENY DIFUSOR**

### **Diàmetre de les bombolles (dp):**

L'equació que s'ha emprat per al càlcul del diàmetre de les bombolles ha estat la següent:

$$dp = 0,007 \cdot Re^{-0,05} = 3,76E - 03 \text{ m}$$

On:

$$Re = \frac{4 \cdot w_0}{\pi \cdot d_0 \cdot \mu_G} = 2,5E + 05$$

On:

- $w_0$ : cabal màssic de l'orifici (58,35 kg/h)
- $d_0$ : diàmetre de l'orifici (4 mm)
- $\mu_G$ : viscositat del lí
- $\rho_L$ : densitat del líquid (0.00124 kg/m·s)

### **Velocitat terminal (Vt)**

Un cop coneguts aquests paràmetres es determina la velocitat terminal del gas (Vt). Es sap que per a bombolles amb un diàmetre comprès entre 1,3 i 6 mm la velocitat terminal es calcula mitjançant la següent equació:

$$Vt = \sqrt{\frac{2 \cdot \sigma}{dp \cdot \rho_L} + \frac{g \cdot dp}{2}} = 0,137 \text{ m/s}$$

On:

- $\sigma$ : tensió superficial del gas (0,00053 N/m)
- $dp$ : diàmetre de la partícula (3,76E-03 m)
- $\rho_L$ : densitat del líquid (690 kg/m<sup>3</sup>)
- $g$ : gravetat (9,8 m/s<sup>2</sup>)

### **Nombre de forats (n)**

A continuació el que es fa és procedir amb el càlcul del nombre de forats del difusor.

Es coneix la dada de que els reactors que tenen bombolleig, el seu flux de gas puja amb una velocitat típica que es troba entre 0,03 i 0,2 m/s. Sabent això s'escull un valor mitjà dins d'aquest interval per als càlculs:

$$n = \frac{Q}{A_{forat} \cdot v_{típica}} = 4345$$

On:

- $v_{típica}$ : velocitat típica dins l'interval (0,1 m/s)
- Q: cabal de gas (0.003 m<sup>3</sup>/s)

$$A_{forat} = \frac{\pi \cdot d_0^2}{4} = 7,07E - 06 \text{ m}^2$$

Es compleix que el diàmetre del forat és major al de la bombolla.

### Separació entre forats (Sf)

Per últim es calcula la separació entre forats, també conegut com a *pitch*. Per al càlcul d'aquest paràmetre s'ha fet servir la següent equació:

$$S_f = 1,25 \cdot d_0 = 0,005 \text{ m}$$

## 10.5 COLUMNES DE DESTIL·LACIÓ

La nostra planta compta amb 4 columnes de destil·lació diferents, l'objectiu de les quals és la separació de dos o més compostos químics segons la seva diferència de volatilitat.

Tal com s'ha explicat a la secció 1 de la memòria (especificacions del projecte) s'ha escollit en cada cas fer una columna de plats o de rebliment segons el cabal i les condicions d'operació de cada columna. A continuació es descriu com a exemple el disseny d'una de les columnes de la planta (**C-201**) que servirà de model per al disseny de la resta de columnes de la planta.

	Corrent		
	Aliment	Caps	Cues
<b>Cabal (kg/h)</b>	1805	1671	134
<b>1-NN (%)</b>	95,7	99	50
<b>2-NN (%)</b>	4,3	1	50

Taula 10.5.1 Cabals de la columna C-201

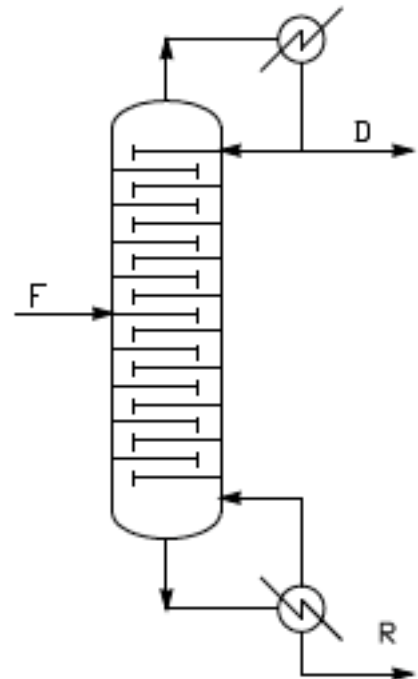


Figura 10.5.1 Esquema d'una columna de destil·lació

### 10.5.1 Càlcul de l'eficàcia global de la columna

Per a calcular l'eficàcia global de la columna s'ha utilitzat la correlació d'O'Connell. Per utilitzar aquesta correlació cal conèixer la volatilitat relativa dels components clau i la viscositat del líquid a la composició de l'aliment.

$$\alpha=1.37; \mu=0.54 \text{ cP}$$

$$E_0 = 0.52782 - 0.27511 \cdot \log_{10}(\alpha \cdot \mu) + 0.044923 \cdot (\log_{10}(\alpha \cdot \mu))^2 = 0.57$$

Utilitzant el simulador HYSYS obtenim que la columna té 20 etapes d'equilibri, però el nombre d'etapes reals és major ja que l'eficàcia és inferior al 100%.

$$N_{reals} = \frac{N_{ideals}}{E_0} = 36 \text{ etapes reals}$$

També cal determinar per on entrarà l'aliment a la columna:

$$N_{aliment_{real}} = \frac{N_{aliment_{ideal}} \cdot N_{reals}}{N_{ideals}} = \frac{11 \cdot 36}{20} = 19.8$$

Per tant l'aliment entrarà a l'etapa número 20.

### 10.5.2 Càlcul del diàmetre de la columna

A partir de les propietats físiques del líquid i del gas, la velocitat d'inundació, la velocitat d'operació del vapor i la secció de la columna es pot determinar el diàmetre de la columna de destil·lació.

Propietats físiques i condicions al plat de l'aliment	
Pressió (Kpa)	15
PM vapor (g/mol)	173,17
PM líquid (g/mol)	173,17
Temperatura (°C)	207
$\rho$ líquid (kg/m <sup>3</sup> )	731
$\rho$ vapor (kg/m <sup>3</sup> )	2,8
Tensió superficial (dyn/cm)	16,67
cabal líquid (kg/h)	5400
cabal vapor (kg/h)	7300
relació de reflux	3,1

A partir de les dades anteriors es pot calcular la velocitat d'inundació de la columna.

$$F_{lv} = \frac{W_L}{W_V} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} = \frac{5400}{7300} \sqrt{\frac{2.8}{731}} = 0.0458$$

Per a trobar el factor de capacitat ( $C_{sb}$ ) s'utilitza la correlació de Kessler i Wankat i l'espai entre plats.

$$\log_{10}(C_{sb}) = -0.94506 - 0.70234 \log_{10}(F_{lv}) - 0.22618 (\log_{10}(F_{lv}))^2$$

$$C_{sb} = 0.389$$

A partir del valor de  $C_{sb}$  es calcula el factor de capacitat corregit ( $K$ ).

$$K = C_{sb} \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0.2} = 0.375$$

Per tant un cop conegut el valor de  $K$ , es calcula la velocitat d'inundació:

$$u_f = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} = 6.05 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \rightarrow 1.84 \text{ m/s}$$

El percentatge d'inundació al qual es vol treballar és del 65%, ja que segons Jones i Mellborm és un valor adequat en la majoria dels casos. Per tant la velocitat d'operació serà:

$$u_{op} = 0.65 \cdot u_f = 1.38 \text{ m/s}$$

Coneixent la velocitat d'operació i la fracció d'àrea disponible per al vapor ( $\eta$ ), es calcula el diàmetre de la columna. Se suposa que la fracció d'àrea disponible és d'un 90%

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot W_V}{\pi \cdot \eta \cdot u_{op} \cdot 3600}} = 1.818 \text{ m}$$

Mitjançant el simulador HYSYS també es fa el dimensionat de la columna i es comparen els resultats obtinguts.



Performance	
<b>Results</b>	
Trayed	
Table	
Plot	
Section Results	
<input checked="" type="radio"/> Trayed <input type="radio"/> Packed <a href="#">Export Pressures</a>	
Tray Results	
	Section_1
<b>Internals</b>	Sieve
Number of Flow Paths	1
Jet Flooding Method	Glitsch
<b>Column Geometry</b>	
Section Diameter [m]	1,829
X-Sectional Area [m2]	2,627
Hole Area [m2]	0,2498
Active Area [m2]	2,479
DC Area [m2]	7,405e-002
Tray Spacing [m]	0,6096
Section Height [m]	21,95
<b>Hydraulic Results</b>	
Max Flooding [%]	64,92
Max DC Backup [%]	20,86
Max DP/Tray [kPa]	0,420
Section DeltaP [kPa]	13,45
Max Weir Load [m3/h-m]	15,12
<b>Tray Details</b>	
Total Weir Length [mm]	907,9
Weir Height [mm]	50,80
DC Clearance [mm]	38,10
Side Weir Length [m]	0,9079

Es pot comprovar que el diàmetre calculat pel mètode aproximat i pel HYSYS es pràcticament el mateix. També podem extreure altres dades com ara la caracterització dels forats dels plats i l'alçada de la columna.

<b>Diàmetre aproximat (m)</b>	1,818
<b>Diàmetre HYSYS(m)</b>	1,829
<b>Alçada (m)</b>	21,95

Així doncs sabent l'alçada i el diàmetre de la columna ja es pot passar a fer-ne el disseny mecànic. Tot i això cal esmentar que segons la normativa no està permès superar els 15 metres d'alçada en la construcció de la planta, fet que ens obligarà a partir la columna en dues parts.

### 10.5.3 Disseny detallat dels plats perforats

Sabent el diàmetre intern de la columna se'n calcula la seva àrea total de la columna, l'àrea neta, l'àrea del downcomer i l'àrea activa:

$$A_C = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 = 2.60 \text{ m}^2$$

$$A_n = A_C \cdot \eta = 2.60 \cdot 0.90 = 2.34 \text{ m}^2$$

$$A_d = A_C \cdot (1 - \eta) = 0.26 \text{ m}^2$$

$$A_a = A_C \cdot (1 - 2 \cdot (1 - \eta)) = 2.08 \text{ m}^2$$

A partir de l'àrea activa i la fracció d'àrea que ocupen els forats ( $\beta$ ) es pot calcular l'àrea dels forats i el seu nombre. El valor de  $\beta$  oscil·la entre 0.07 i 0.16. S'ha suposat un valor de 0.1.

$$A_h = \beta \cdot A_a = 0.21 \text{ m}^2$$

La velocitat del vapor a través dels forats es calcula de tal manera:

$$v_0 = \frac{W_V}{3600 \cdot \rho_V \cdot A_h} = 34.84 \text{ m/s}$$

S'escull un diàmetre dels forats de 5 mm i un pitch triangular. El pitch ha de ser entre 2.5-5 vegades el diàmetre dels forats.

$$pitch = 3 \cdot 5\text{mm} = 15 \text{ mm}$$

Per tant el nombre de forats serà:

$$n^{\circ} \text{ forats} = \frac{A_h}{A_{1\text{forat}}} = 10586 \text{ forats}$$

### 10.5.4 Disseny mecànic

Pel que fa al disseny mecànic s'ha seguit el mètode indicat en la nota introductiva del manual de càlcul i s'ha obtingut una columna amb les següents característiques:

DISSENY MECÀNIC	Valor	Aproximació
Material	AISI 304	
Pressió de disseny (bar)	-1,013	-1,5
Temperatura de disseny (°C)	279	280

<b>DIMENSIONS</b>		
Diàmetre intern (m)	1,80	
Diàmetre extern (m)	1,81	
Altura carcassa (m)	10,975	
Altura fons superior (m)	0,305	
Altura fons inferior (m)	0,305	
Altura total (m)	11,585	11,6
Capacitat (m <sup>3</sup> )	30,05	

<b>GRUIXOS</b>		
Espessor paret (mm)	11,16	12
Espessor fons (mm)	8,09	9

<b>PESOS</b>		
Pes paret (kg)	5861,30	
Pes fons superior (kg)	203,76	
Pes fons inferior (kg)	203,76	
Pes equip buit	6268,81	
Pes equip en operació (kg)	18287,61	

## **10.6 DISSENY DE DECANTADOR**

### **Característiques i contingut**

La seva funció consisteix en la separació de les fases que surten de la reacció d'hidròlisi. El seu disseny està condicionat respecte als components que es troben en el seu interior:

L'aminonaftalè i el naftol, productes combustibles i inflamables, faran que el disseny del decantador estigui condicionat per la normativa APQ 001. Per altra banda, en la fase aquosa hi trobem àcid sulfúric, substància altament corrosiva i amb gran tendència de reacció amb productes bàsics, per tant el disseny també estarà condicionat a la normativa APQ 006.

### **Càlcul dimensions del Decantador i disseny funcional**

Es realitza un disseny de decantador del tipus horitzontal, s'escull un volum d'operació igual a 1 càrrega del reactor R-401 i hi afegirem un 30% de volum addicional com a sobredimensió.

- Càlcul del volum fase aquosa i sòlida per càrrega: 6237.87 L
- Càlcul del volum fase orgànica: 9678.65 L

Obtenim un volum total de 15.917 m<sup>3</sup>, i afegint-li el 30%, obtenim un volum de 20.69 m<sup>3</sup>.

A partir del volum calculat, escollim un diàmetre i una altura (longitud horitzontal) de decantador que arribi al volum obtingut. Escollint 1.8 m de diàmetre i 8 m de longitud, obtenim un volum de decantador de 20.36 m<sup>3</sup>.

### **Disseny Mecànic**

A causa de la presència d'àcid sulfúric dins del decantador, el metall escollit per la seva fabricació es el Hastelloy C.

Pel que fa als termes de disseny mecànic, espessors i pressions de disseny s'ha seguit la nota introductiva del manual de càlcul.

**Resum del disseny**

<b>DISSENY MECÀNIC</b>	<b>Valor</b>	<b>Aproximació</b>
Material	Hastelloy C	
Pressió de disseny (bar)	2.62	
Temperatura de disseny (°C)	240	

<b>DIMENSIONS</b>		
Diàmetre intern (m)	1,80	
Diàmetre extern (m)	1,81	
Altura (m)	8	
Capacitat (m3)	20.15	

<b>GRUIXOS</b>		
Espessor paret (mm)	11,16	12
Espessor fons (mm)	8,09	9

<b>PESOS</b>		
Pes equip buit	5849.74	
Pes equip en operació (kg)	27995.58	

## **10.7 BESCOANVIADORS DE CALOR**

### **Tipus de bescanviadors**

A l'hora de dissenyar els bescanviadors de calor en el nostre procés per a la producció de 1-naftol cal tenir en compte si el fluid que hi circula canvia de fase o no.

En ambdós casos s'han dissenyat bescanviadors de carcassa i tubs seguint el mètode de Kern però en els condensadors i els evaporadors on hi ha un canvi de fase cal fer una sèrie de modificacions en el disseny.

### **Decisió dels fluids que circulen per carcassa i per tubs**

Com que molts dels bescanviadors que hi ha en el procés un dels fluids té un canvi de fase, es decideix que aquest circuli per carcassa per qüestions pràctiques de circulació ja que és més fàcil la circulació d'una mescla vapor-líquid per carcassa que per tubs.

En els bescanviadors en que no hi ha canvi de fase, el criteri és el següent:

Fluid que circula per tubs:

- Fluid més corrosiu (si hi ha una fuga quedarà retingut en la carcassa)
- Fluid més brut (els tubs són més fàcils de netejar que la carcassa)
- Fluid que estigui a més alta temperatura (així la part externa del bescanviador no tindrà una temperatura tan elevada)

Fluid que circula per carcassa:

- Fluid més viscos
- Fluid amb un cabal més baix

### **10.7.1 Procés de disseny**

Es mostrarà el disseny de tres intercanviadors de carcassa i tubs. El primer no tindrà canvi de fase, i el segon i el tercer tindran canvi de fase (kettle reboiler i condensador)

L'intercanviador sense canvi de fase que serveix d'exemple és el E-301. Es tracta de l'intercanviador que refreda el corrent de 1-nitronaftalè a la sortida de la columna de destil·lació dels isòmers de nitronaftalè per poder-lo barrejar amb el corrent d'aigua-isopropanol.

A continuació s'observa una taula amb les característiques físiques i químiques de cadascun dels corrents que entren al bescanviador.

	CARCASSA: aigua de refrigeració			TUBS: fluid de procés		
	ENTRADA	SORTIDA	MITJA	ENTRADA	SORTIDA	MITJA
Fase	L	L		L	L	
Temperatura (°C)	30	40	35	188	75	131.5
Pressió (atm)	1	1	1	1	1	1
Cabal màssic (kg/h)	11852	11852	11852	1671	1671	1671
densitat (kg/m <sup>3</sup> )	1004	996	1000	722.4	804.9	763.7
viscositat (cP)	0.797	0.651	0.724	0.476	2.165	1.32
Cp (kJ/kg°C)	4.22	4.23	4.22	2.62	2.17	2.395
conductivitat (W/mK)	0.618	0.632	0.625	0.104	0.118	0.111

Les propietats dels dos fluids s'han obtingut amb el simulador HYSYS.

### Balanç tèrmic

$$q = M_S \cdot Cp_S(T_1 - T_2) = m_t \cdot Cp_t(t_2 - t_1)$$

on:

S: carcassa (Shell)

t: tubs

M, m: cabal màssic (kg/s)

Cp: capacitat calorífica (J/kg°C)

q: calor bescanviat (W)

Les incògnites que volem trobar són el calor i el cabal màssic d'aigua.

q = 137610 W

mt = 3,292 kg/s

### Càlcul DTML

#### 10.7.3.2.1 Decidir el tipus de circulació (paral·lel o contracorrent)

En aquest cas s'ha escollit a contracorrent.

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2 = 45$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1 = 148 \text{ } ^\circ\text{C}$$



$$DTML = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = 86.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

### Decisió del nombre de passos per carcassa (ns) i per tubs (nt)

En la primera iteració se suposa que ns i nt són 1. En la majoria de casos el nombre de passos per carcassa es manté igual a 1 ja que és el més comú, però en aquest cas, per tal de complir els paràmetres, s'han obtingut 2 passos per carcassa. Pel que fa al nombre de tubs s'incrementa o es disminueix en les següents iteracions perquè l'intercanviador compleixi tots els paràmetres. En aquest cas el nombre final de passos per tub és 4.

### Correcció DTML (DTML)c

La correcció es realitza amb el paràmetre F que està en funció del nombre de passos per carcassa i per tubs i de les temperatures d'entrada i sortida del bescanviador.

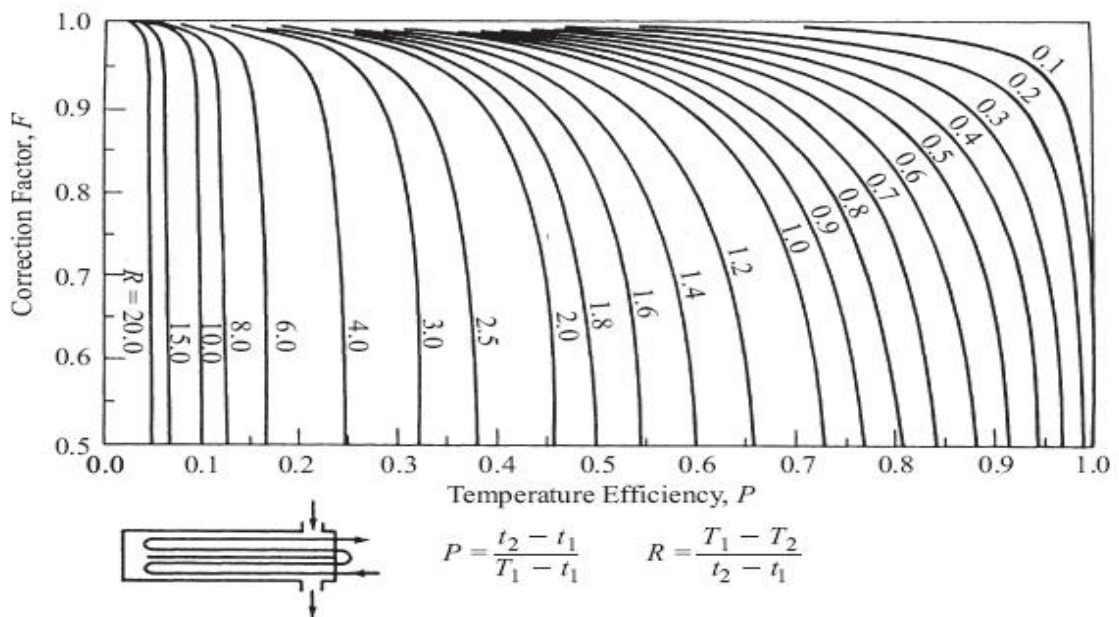


Figura 10.7.1 Relació entre el factor F i les temperatures d'un bescanviador de calor de 4 passos per tubs

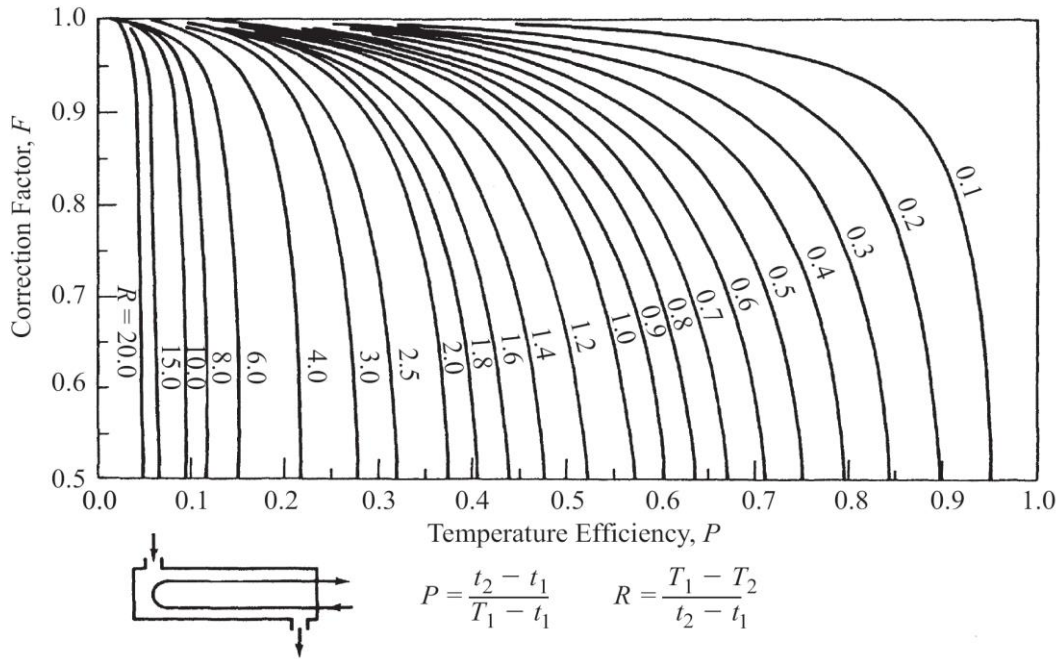


Figura 10.7.2 Relació entre el factor F i les temperatures d'un bescanviador de calor de 2 passos per tubs

$$(DTML)_c = DTML \cdot F$$

Si  $F > 0.85$ , corregir la DTML

Si  $F < 0.85$ , s'augmenta el nombre de passos per carcassa.

En els casos en que s'obté un sol pas per tubs i per carcassa no cal realitzar cap correcció, però aquest no es el nostre cas.

Per tal de trobar el paràmetre F s'utilitzen les gràfiques 10.7.1 i 10.7.2, que està en funció dels factors R i P.

Es troba que:

$$P = 0.715$$

$$R = 0.0885$$

$$F = 0.99$$

Per tant,  $(DTML)_c = 85.85^\circ\text{C}$

### Selecció del bescanviador

### Suposició del coeficient global inicial, U

Sabent el tipus de fluids de procés que circulen pels tubs i per la carcassa del nostre bescanviador, s'escull un valor típic bibliogràfic d'U dins del rang típic. Sabent que es com a

fluid calent un compost orgànic i com aigua com a fluid fred, el rang típic d'U es troba entre 250 i 750 W/m<sup>2</sup>°C. S'ha escollit inicialment un valor de 700 W/m<sup>2</sup>°C

### Càlcul de l'àrea total del bescanviador

$$A = \frac{q}{U \cdot (DTML)_c} = 2.295 \text{ m}^2$$

### Selecció de les característiques dels tubs

El diàmetre recomanat dels tubs està entre 16 i 50 mm. Pel que fa a aspectes econòmics és millor utilitzar canonades petites, però pel que fa a neteja i per moderar la velocitat del fluid és millor que siguin grans.

L'espessor dels tubs ve en funció de la pressió interna i del factor de corrosió. A partir del codi ASME s'ha calculat l'espessor necessari per a resistir la pressió.

En aquest cas el diàmetre intern és de 16 mm, l'espessor de 2 mm i per tant el diàmetre extern és de 20 mm.

La longitud típica dels tubs es troba entre 1.83 metres fins a 4.88 metres. En aquest cas s'ha escollit uns tubs de 1.55 metres de llargada, però s'han de restar 2.5 cm per banda per a realitzar la connexió amb el capçal.

La llargada dels tubs és una mica inferior a la típica però és l'única manera perquè la relació entre la longitud dels tubs i el diàmetre de carcassa es trobi dins del rang permès.

### Distribució dels tubs

El pitch és la distància entre el centre de dos tubs consecutius. Aquesta distribució pot ser triangular, quadrada o romboïdal. En aquest cas s'ha escollit la distribució triangular.

El pitch recomanat i que utilitzarem és de 1.25 vegades el diàmetre extern dels tubs. En aquest cas és de 25 mm.

### Càlcul del nombre de tubs, Nt

A partir dels valors del diàmetre extern dels tubs i de la seva longitud es pot calcular l'àrea de bescanvi d'un sol tub, At.

$$A_t = \pi \cdot D_E \cdot L = 0.094 \text{ m}^2$$

Amb l'àrea total de bescanvi necessària (A) i  $A_t$  es calcula el nombre de tubs  $N_t$ .

$$N_t = \frac{A_{total}}{A_t} = 24.35 \approx 25$$

### Càlcul del diàmetre de carcassa

Els diàmetres típics de carcassa oscil·len entre 150 i 1520 mm. Per calcular el diàmetre de carcassa s'ha de sumar el feix de tubs ( $D_b$ ), l'espai que ha d'existir entre el feix de tubs i la paret externa de carcassa que depèn del tipus de carcassa utilitzada. Aquest espai es pot calcular segons el tipus de carcassa mitjançant gràfiques. Els tipus de carcassa que es contemplen són els següents:

Fixed and U-tube	Tipus U/L/M/N
Outside packed head	Tipus P
Split-ring floating head	Tipus S/W
Pull-trough floating head	Tipus T

S'ha escollit el tipus T i es representa la gràfica 10.7. que servirà per a calcular el diàmetre de carcassa.

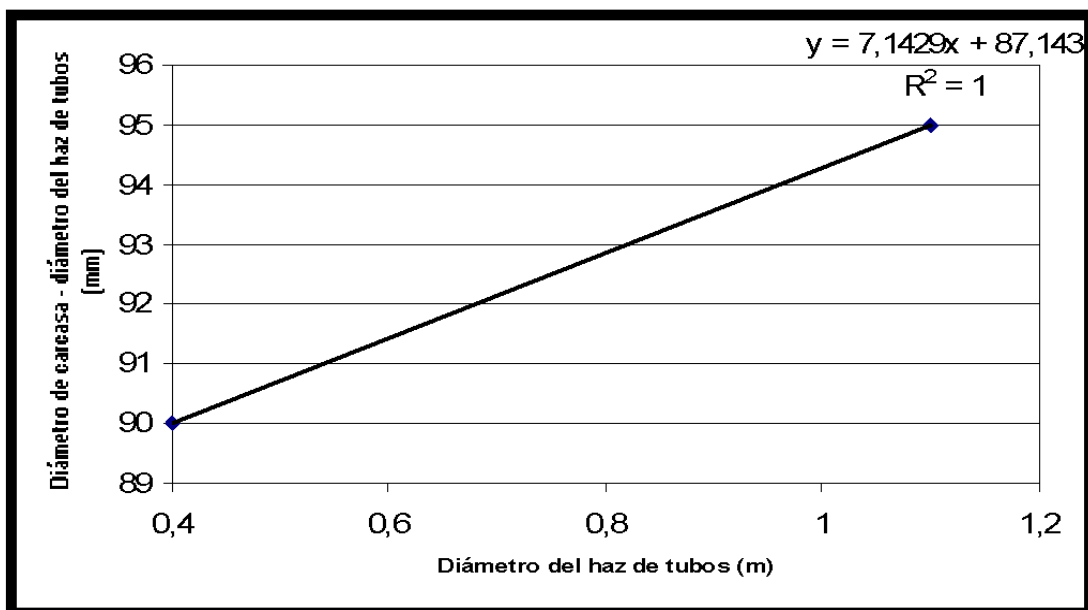


Figura 10.7.3 Càlcul del diàmetre de carcassa a partir del diàmetre de feix de tubs

Per obtenir el diàmetre de carcassa és necessari conèixer el diàmetre del feix de tubs ( $D_b$ ), el qual depèn del nombre de passos per tub, el nombre de tubs i el pitch. Es calcula de la següent manera:

$$D_b = D_E \frac{N_t^{1/n_1}}{K_1} = 176 \text{ mm}$$

on:

$N_t$ : nombre de tubs

$D_b$ : diàmetre del feix de tubs (mm)

$D_E$ : diàmetre extern dels tubs (mm)

$N_1$  i  $K_1$ : valors que estan en funció del pitch escollit i el nombre de passos per tub. Estan representants en la següent taula:

pitch triangular					
passos per tub	1	2	4	6	8
$K_1$	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
$n_1$	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675

Com que tenim un pitch triangular i 4 passos per tub s'utilitzen els valors de  $K_1= 0.175$  i  $n_1=2.285$

A partir de la gràfica 10.7.1 i amb els paràmetres anteriors s'obté que  $D_s=0.264$  m

### Comprovació de la relació L/Ds

La relació entre la longitud dels tubs i el diàmetre de carcassa ha d'estar entre 4 i 6.

- Si  $L/D_s$  està entre 4 i 6 es pot passar al següent punt.
- Si  $L/D_s$  és menor que 4 cal suposar un valor de L major i es torna al punt 4.5
- Si  $L/D_s$  és major que 6, se suposa un valor de L més petit i es torna al punt 4.5

En aquest cas, després de diferents iteracions, s'obté una relació  $L/D_s=5.69$

Com que està dins del rang permès, es pot continuar amb el punt 4.8.

**Selecció del nombre de passos per tub (npt) mitjançant velocitats típiques de circulació de tubs (vt).**

Per calcular la velocitat de pas del fluid per tubs primer s'ha de calcular l'àrea de pas d'un tub ( $A_{pas1tub}$ ) i el nombre de tubs per pas ( $N_{tp}$ ).

$$A_{pas1tub} = \frac{\pi}{4} D_I^2 = 0.201 \text{ mm}^2$$

$$N_{tp} = \frac{N_t}{n_{pt}} = 7$$

A partir d'aquestes dades ja es pot calcular la velocitat del fluid que circula per tubs,  $v_t$ :

$$v_t = \frac{m_t}{\rho_t A_{pas1tub} N_{tp}} = 1.64 \frac{m}{s}$$

Cal comprovar que el resultat sigui una velocitat típica de la bibliografia.

Si es tracta del fluid de procés que va per tubs, la velocitat típica de circulació està entre 1 i 2 m/s, amb un màxim de 4 m/s si es vol evitar l'embrutament.

Si es tracta d'aigua, la velocitat típica està entre 1.5 i 2.5 m/s.

En el nostre cas tenim fluid de procés circulant pels tubs i està dins del rang de velocitats de la bibliografia.

### Determinació del nombre de pantalles deflectores i la separació entre elles.

Hi ha dos paràmetres que determinen les característiques geomètriques de les pantalles deflectores:

1. L'altura lliure de la pantalla (Baffle cut) és l'espai que queda entre la pantalla i la carcassa, el lloc per on circularà el fluid de carcassa. S'expressa com un percentatge que oscil·la entre el 15 i el 45% del diàmetre de carcassa. Els valors de percentatge òptim estan compresos entre un 20 i un 25%. En el nostre cas s'ha escollit un 25%.
2. L'espaiat entre pantalles (IB), oscil·la entre 0.2 i 1 vegades el diàmetre de carcassa, on l'òptim està entre el 0.3 i el 0.5. En aquest cas s'escull un valor de 0.5 vegades el diàmetre de carcassa.

El nombre de pantalles deflectores es calcula com:

$$\left(\frac{L}{l_B}\right) - 1 = 10.37 \approx 11$$

### Correcció del valor d'U del bescanviador

L'àrea d'intercanvi necessària es pot haver modificat a causa d'arrodoniments en el nombre de tubs necessaris. Per aquest motiu es recalcula el valor d'aquesta àrea i també el valor d'U.

$$A = N_t \cdot \pi \cdot L \cdot D_E = 2.35 \text{ m}^2$$

$$U = \frac{q}{A \cdot (DTML)_c} = 681.9 \frac{W}{\text{m}^2}$$

Els nous valors de l'àrea i de U han variat menys d'un 15% per tant es donaran els resultats per bons.

### Càlcul de la velocitat del fluid de carcassa

#### Càlcul de l'àrea transversal de la carcassa AST

$$A_{ST} = \frac{l_B \cdot D_S (\text{pitch} - D_E)}{\text{pitch} \cdot n_{ps}} = 0.0035 \text{ m}^2$$

#### Càlcul del cabal màssic per unitat d'àrea (Gs) i de la velocitat del fluid de carcassa (vs)

$$G_{\square} = \frac{M_S}{A_{ST}} 946 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

$$v_s = \frac{M_S}{A_{ST} \cdot \rho_S} = 0.95 \text{ m/s}$$

Es torna a comprovar que la velocitat de circulació de carcassa estigui dins del rang típic bibliogràfic. En aquest cas el fluid que va per carcassa ha de circular a una velocitat entre 0.3 i 1 m/s, per tant el nostre resultat és vàlid.

### 10.7.2 Bescanviadors amb canvi de fase

El mètode de Kern està pensat per fluids que no canvien de fase, per tant quan un fluid que circula pateix un canvi de fase cal fer certs canvis en el disseny dels bescanviadors.

**Condensador total o parcial (CO-202)**

Es tenen en compte les següents consideracions:

- El fluid que condensa circula per carcassa
- En el balanç energètic s'ha d'afegir un nou terme referit al calor latent del fluid condensat.

En aquest cas es dissenya un condensador total de manera que només es tindrà en compte el terme de calor latent.

$$q = m \cdot \lambda = 2275000 \text{ KJ/h}$$

Tots els altres condensadors de la planta també són totals, així que en cap d'ells s'haurà de tenir en compte el calor sensible.

La resta de càlculs són els mateixos que en el cas dels bescanviadors sense canvi de fase, però s'ha de tenir en compte que quan es calcula la velocitat de fluid de procés, s'ha d'utilitzar la velocitat de la fase gas, ja que es tracta d'una corrent gasosa que entra per la carcassa i en trobar-se amb la paret dels tubs més freda, condensa en forma de gotes. Aquestes gotes es van depositant al fons de la carcassa i surten pel corrent de condensats.

La velocitat del gas és major i per això s'utilitza per saber si el fluid està dins del límit dels paràmetres de disseny.

**Evaporador o kettle reboiler (RE-201)**

Per a dissenyar un reboiler se segueix el mètode de Kern però amb alguns petits canvis:

- El fluid que canvia de fase circula per la carcassa
- S'introdueix el terme de calor latent del fluid evaporat en el balanç d'energia.

Per tant el calor generat es calcula de la forma següent:

$$q = m \cdot \lambda = 2779200 \text{ kJ/h}$$

Si a més el vapor sortís sobreescalfat s'hauria de sumar-hi una part de calor sensible, però com que no és el cas, només es tindrà en compte el calor latent.

Altres consideracions que es tenen en compte són:

- El càlcul del diàmetre de carcassa es fa seguint un altre criteri. El diàmetre de carcassa és 1.5 vegades més gran que el diàmetre del feix de tubs. Aquesta mesura s'aplica ja que el líquid s'està evaporant en la carcassa i per tant es requereix un espai major degut a la seva expansió.
- L'altura del líquid s'ha de trobar 300 mm per sobre de l'alçada del feix de tubs.



- La velocitat del vapor que es genera en el kettle reboiler té un valor màxim ja que no es pot sobrepassar el límit perquè sinó es produeix l'arrossegament del líquid. L'equació de la velocitat màxima és:

$$v_{max} = 0.2 \left( \frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5}$$

La velocitat del vapor es calcula com:

$$v_{vapor} = \frac{m_{vapor} / \rho_{vapor}}{h_{liquid} \cdot L}$$

Aquesta velocitat ha de ser menor que la velocitat calculada amb l'equació utilitzada per al càlcul de la velocitat màxima.

#### **Càlcul de l'espessor dels tubs i de la carcassa**

S'ha seguit el codi ASME per al càlcul dels diferents espessors.

## **10.8 MANUAL DE CàLCUL CANONADES:**

Per a poder dimensionar les canonades se n'ha calculat el diàmetre. Per a fer-ho s'ha emprat la següent fórmula:

$$D = \sqrt{\frac{Q}{\pi \cdot 0.25 \cdot vel}} \cdot 1000$$

On:

- Q: cabal volumètric expressat en m<sup>3</sup>/s
- Vel: velocitat del fluid
- D: diàmetre expressat en mm

Per a la velocitat del fluid s'ha suposat una velocitat igual per a tots els cabals en estat líquid i una altra velocitat per a tots els cabals en estat gasós. Per al cas de fluids líquids s'ha considerat una velocitat entre 1-2 m/s, i per al cas dels gasos s'han pres valors entre 20-30 m/s.

Un cop conegut el diàmetre en mm, s'ha emprat la següent taula per poder trobar el diàmetre nominal de cada canonada en polzades.

**A.5-1 Dimensiones de tubería estándar de acero**

Tamaño nominal de la tubería (pulg. )	Diámetro externo		Cédula	Espesor de la pared		Diámetro interno		Área de corte transversal interno	
	pulg.	mm		pulg.	mm	pulg.	mm	pie <sup>2</sup>	m <sup>2</sup> × 10 <sup>4</sup>
1/8	0.405	10.29	40	0.068	1.73	<b>0.269</b>	6.83	0.00040	0.3664
			80	0.095	2.41	0.215	5.46	0.00025	0.234 1
1/4	0.540	13.72	40	0.088	2.24	0.364	9.25	0.00072	0.6720
			80	0.119	3.02	0.302	7.67	0.00050	0.4620
3/8	0.675	17.15	40	0.091	2.31	0.493	12.52	0.00133	1.231
			80	0.126	3.20	0.423	10.74	0.00098	0.9059
1/2	0.840	21.34	40	0.109	2.77	0.622	15.80	0.00211	1.961
			80	0.147	3.73	0.546	13.87	0.00163	1.511
3/4	1.050	26.67	40	0.113	2.87	0.824	20.93	0.00371	3.441
			80	0.154	3.91	0.742	18.85	0.00300	2.791
1	1.315	33.40	40	0.133	3.38	1.049	26.64	0.00600	5.574
			80	0.179	4.45	0.957	24.31	0.00499	4.641
1 1/4	1.660	42.16	40	0.140	3.56	1.380	35.05	0.01040	9.648
			80	0.191	4.85	1.278	32.46	0.00891	8.275
1 1/2	1.900	48.26	40	0.145	3.68	1.610	40.89	0.01414	13.13
			80	0.200	5.08	1.500	38.10	0.01225	11.40
2	2.375	60.33	40	0.154	3.91	2.067	52.50	0.02330	21.65
			80	0.218	5.54	1.939	49.25	0.02050	19.05
2 1/2	2.875	73.03	40	0.203	5.16	2.469	62.71	0.03322	30.89
			80	0.276	7.01	2.323	59.00	0.02942	27.30
3	3.500	88.90	40	0.216	5.49	3.068	77.92	0.05130	47.69
				0.300	7.62	2.900	73.66	0.04587	42.61
3 1/2	4.000	101.6	40	0.226	5.74	3.548	90.12	0.06870	63.79
			80	0.318	8.08	3.364	85.45	0.06170	57.35
4	4.500	114.3	40	0.237	6.02	4.026	102.3	0.08840	82.19
			80	0.337	8.56	3.826	97.18	0.07986	74.17
5	5.563	141.3	40	0.258	6.55	5.047	128.2	0.1390	129.1
			80	0.375	9.53	4.813	122.3	0.1263	117.5
6	6.625	168.3	40	0.280	7.11	6.065	154.1	0.2006	186.5
			80	0.432	10.97	5.761	146.3	0.1810	168.1
8	8.625	219.1	40	0.322	8.18	7.981	202.7	0.3474	322.7
			80	0.500	12.70	7.625	193.7	0.3171	294.7

## **10.9 BOMBES**

L'equació del balanç d'energia per un fluid està definit per l'equació de Bernouilli:

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \Delta e_k + \Delta e_p = w' - e_v \quad \text{equació 10.9.1}$$

On:

$\Delta P$  és la pèrdua de pressió [N/m<sup>2</sup>]

$\rho$  és la densitat del fluid que circula per la canonada [kg/m<sup>3</sup>]

$\Delta e_k$  és la pèrdua d'energia cinètica [m<sup>2</sup>/s<sup>2</sup>]

$\Delta e_p$  és la pèrdua d'energia potencial [m<sup>2</sup>/s<sup>2</sup>]

$w'$  és l'energia mecànica aportada al fluid [J/kg]

$e_v$  són les pèrdues per fricció [J/kg]

Pel que fa al terme de l'energia cinètica es considerarà nul, ja que en el tram en que s'aplica l'equació 10.9.1 l'àrea de pas és constant i per tant la velocitat del fluid no varia.

$$\Delta e_k = \frac{1}{2 \cdot \alpha} \cdot \Delta v^2 \quad \text{equació 10.9.2}$$

on  $\alpha=1$  si el fluid circula en règim turbulent i  $\alpha=0.5$  si se circula en règim laminar.

El terme de l'energia potencial es té en compte en els casos en que s'ha d'impulsar el fluid a una certa alçada.

$$\Delta e_p = g(z_2 - z_1) \quad \text{equació 10.9.3}$$

on  $z_1$  és l'alçada inicial i  $z_2$  és l'alçada a la que s'ha d'impulsar el fluid [m]

El terme de pèrdues per fricció es divideix en dues parts: les pèrdues per fricció dels trams rectes i les pèrdues per fricció pels accessoris/accidents.

$$e_v = e_{v_{recte}} + e_{v_{accessoris}}$$

Pels trams rectes es calcula amb l'equació següent:

$$e_{v_{recte}} = 2f \cdot \frac{L}{D} \cdot v^2 \quad \text{equació 10.9.4}$$

On:

$f$  és el factor de Fanning

L és la longitud del tram recte [m]  
D és el diàmetre de la canonada [m]  
v és la velocitat del fluid [m/s]

El factor de Fanning varia en funció del número de Reynolds i de la rugositat de la canonada segons el material de construcció. Es calcularà amb l'equació de Roud que es pot aplicar quan el número de Reynolds varia entre  $4 \cdot 10^{-3}$  i  $10^8$ .

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 3.6 \cdot \log \frac{Re}{0.135 \cdot \left(Re \cdot \frac{\varepsilon}{D}\right) + 3.5} \quad \text{equació 10.9.5}$$

La rugositat relativa ( $\varepsilon/D$ ) es calcula a partir de la gràfica 10.9.1



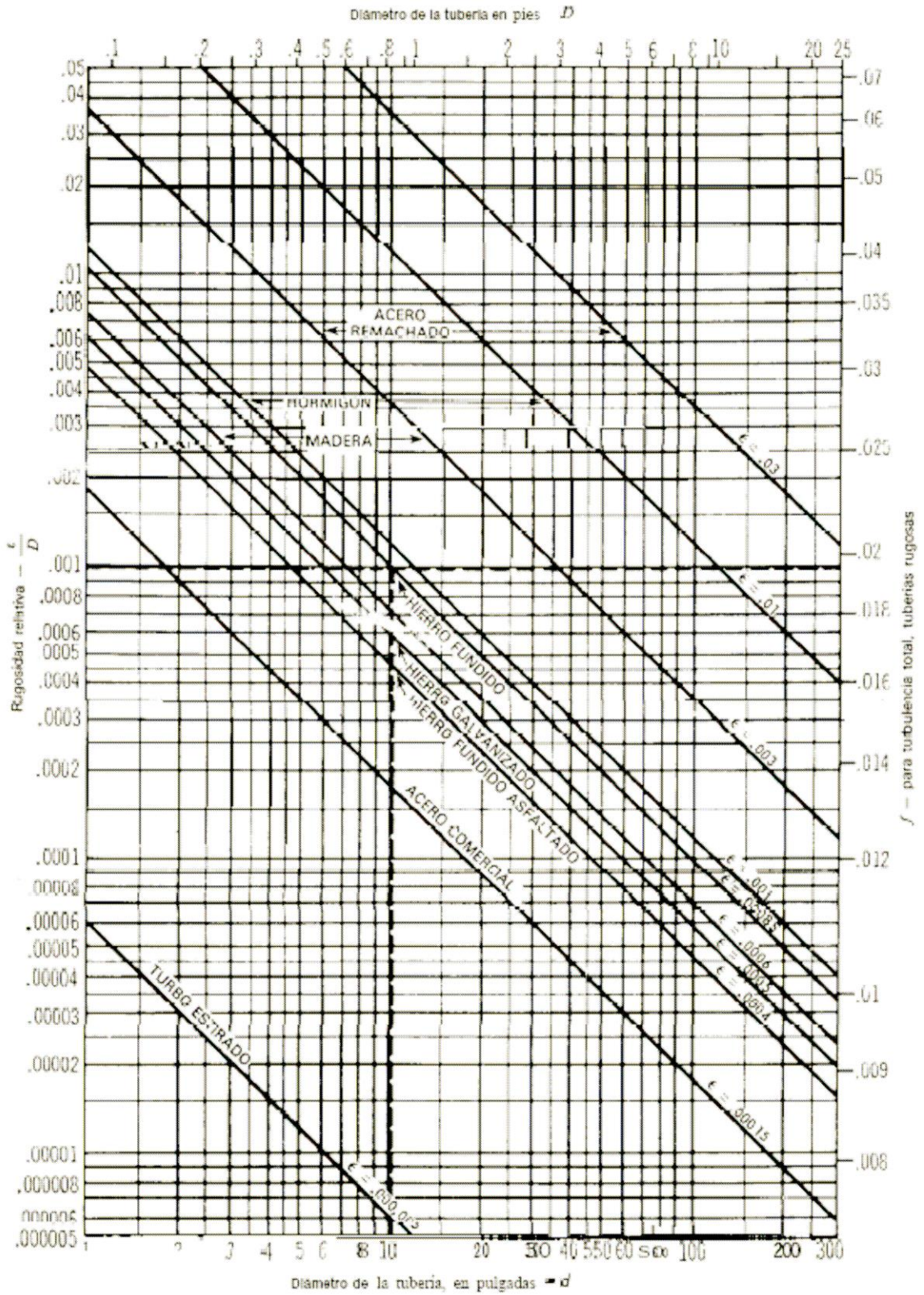


Figura 10.9.1 Càlcul de la rugositat segons el tipus de material i el diàmetre de la canonada

Pel que fa a les pèrdues per fricció a causa dels accessoris es calcula amb l'expressió 10.9.6

$$ev_{accessoris} = \frac{1}{2} K \cdot v^2 \quad \text{equació 10.9.6}$$

On K és el coeficient de pèrdues segons el tipus d'accessoris que es trobin en el tram que es vol calcular. Es poden veure els diferents valors de K segons el tipus d'accessori a la figura 10.9.2











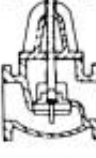
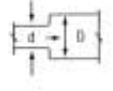



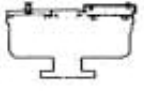
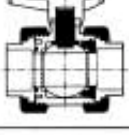


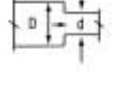
Fitting Type		K	Fitting Type	K
<b>Pipe Entry Losses</b>			<b>Gradual Enlargements</b>	
Square Inlet		0.50	Ratio d/D q = 10° typical	
Re-entrant Inlet		0.80	0.9	0.02
Slightly Rounded Inlet		0.25	0.7	0.13
Bellmouth Inlet		0.05	0.5	0.29
<b>Pipe Intermediate Losses</b>			0.3	0.42
Elbows R/D < 0.6		45° 0.35 90° 1.10	<b>Gradual Contractions</b>	
Long Radius Bends (R/D > 2)		11 1/4° 0.05 22 1/2° 0.10 45° 0.20 90° 0.50	Ratio d/D q = 10° typical	
<b>Tees</b>			0.9	0.03
(a) Flow in line		0.35	0.7	0.08
(b) Line to branch flow		1.00	0.5	0.12
<b>Sudden Enlargements</b>			0.3	0.14
Ratio	d/D		<b>Valves</b>	
0.9		0.04	Gate Valve (fully open)	
0.8		0.13	Reflux Valve	
0.7		0.26	Globe Valve	
0.6		0.41	Butterfly Valve (fully open)	
0.5		0.56	Angle Valve	
0.4		0.71	Foot Valve with strainer	
0.3		0.83	Air Valves	
0.2		0.92	Ball Valve	
<0.2		1.00	<b>Pipe Exit Losses</b>	
<b>Sudden Contractions</b>			Square Outlet	
Ratio	d/D		Rounded Outlet	
0.9		0.10		1.00
0.8		0.18		1.00
0.7		0.26		
0.6		0.32		
0.5		0.38		
0.4		0.42		
0.3		0.46		
0.2		0.48		
<0.2		0.50		

Figura 10.9.2 Valors de K segons el tipus d'accident

Un cop s'ha calculat tot allò que contribueix a les pèrdues de càrrega es pot calcular la potència de la bomba ( $w$ ).

$$W_{teorica} = m \cdot w' \quad \text{equació 10.9.7}$$

On:

$m$  és el cabal volumètric que circula per la canonada [ $m^3/s$ ]  
 $w_{teorica}$  és la potència teòrica de la bomba [W]

Per tal de saber la potència real que proporciona la bomba s'ha de tenir en compte el rendiment ( $\eta$ ) d'aquesta:

$$W_{real} = \frac{W_{teorica}}{\eta} \quad \text{equació 10.9.8}$$

A partir dels catàlegs comercials del fabricant ITUR, es mira el rodet, la potència, el rendiment i el NPSH de la bomba.

L'alçada que ha de subministrar la bomba ( $h_b$ ) es calcula amb la fórmula 10.9.9

$$h_b = z_2 - z_1 + \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + \frac{ev}{g} \quad \text{equació 10.9.9}$$

Segons l'alçada requerida i el cabal que ha de circular es llegeix la bomba que cal utilitzar a la taula següent. S'utilitzaran bombes centrífugues de la sèrie Normabloc N.



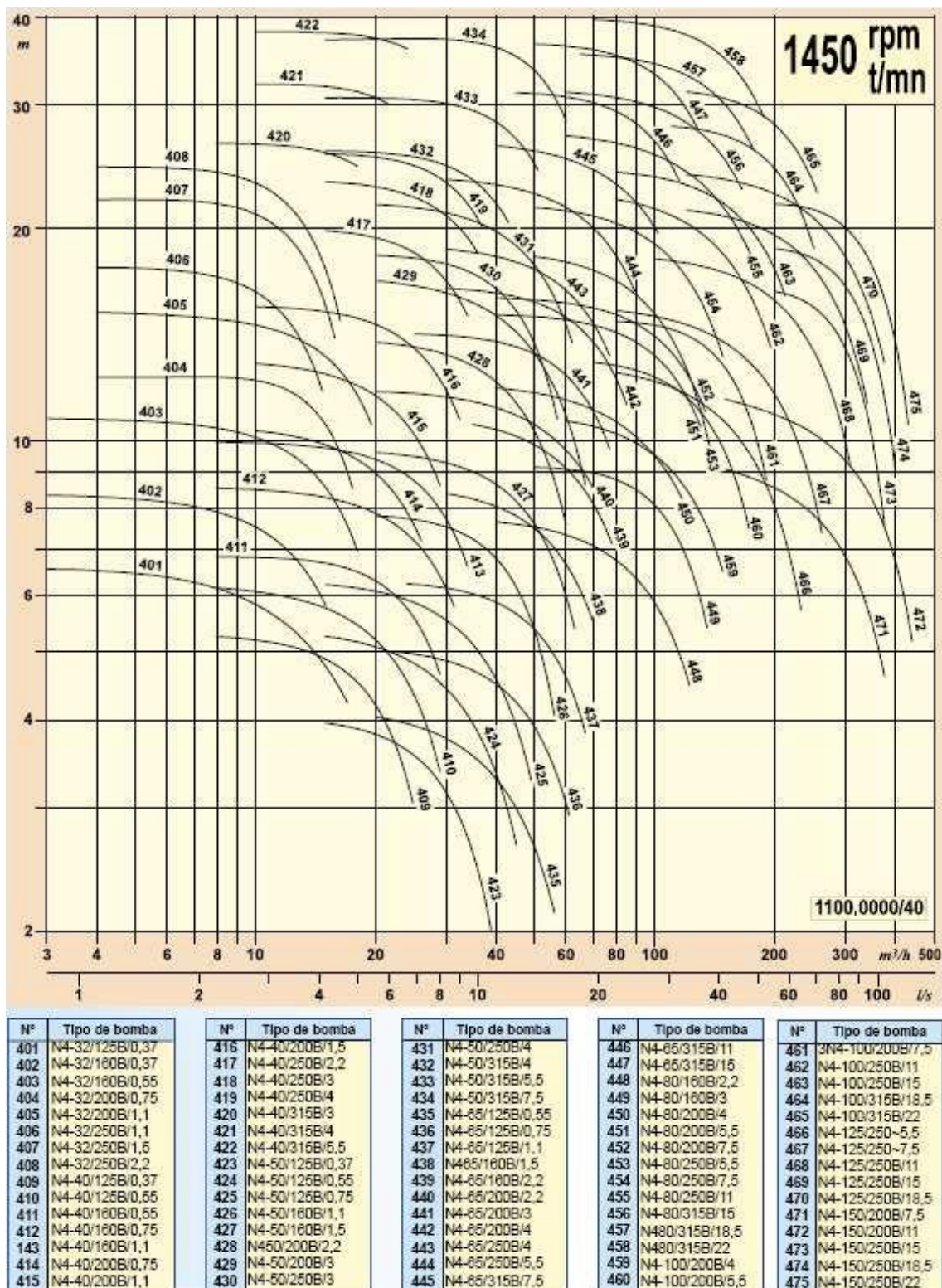
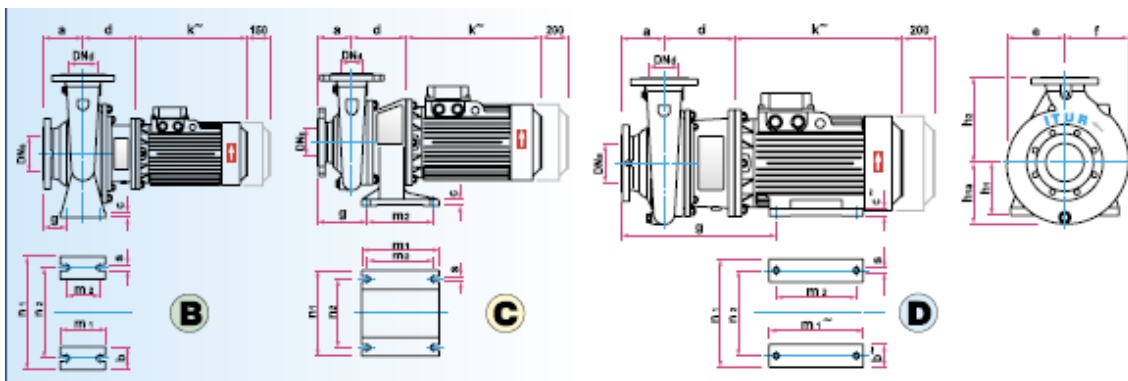


Figura 10.9.3 Corbes característiques de les bombes

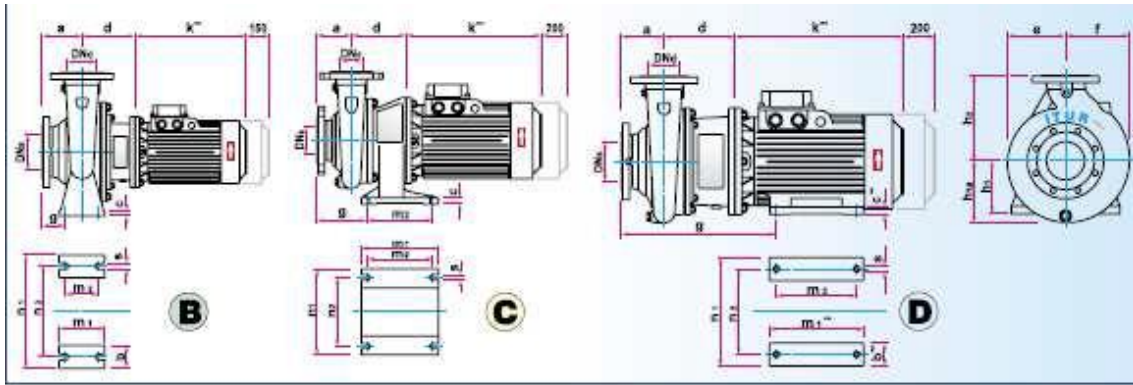


1.450 RPM

Denominación de la Electro-bomba	Potencia del Motor kW HP		Forma	Dimensiones en mm																	Peso en Kg	
				Bridas		Cotas de la Electro-bomba							Cotas de las Patas									
				DNd	DNf	a	c	d	e	f	g	h <sub>1</sub>	h <sub>1a</sub>	h <sub>2</sub>	k	b	m <sub>1</sub>	m <sub>2</sub>	n <sub>1</sub>	n <sub>2</sub>		s
N4-32/125B/0,37	0,37	0,50	B	32	50	80	10	159	100	110	45	112	106	140	208	50	100	70	190	140	14	32
N4-32/160B/0,37	0,37	0,50	B	32	50	80	10	159	110	116	45	132	113	160	208	50	100	70	240	190	14	35
N4-32/160B/0,55	0,55	0,75	B	32	50	80	10	159	110	116	45	132	113	160	228	50	100	70	240	190	14	37
N4-32/200B/0,75	0,37	1,00	B	32	50	80	12	159	126	132	45	160	132	180	228	50	100	70	240	190	14	32
N4-32/200B/1,1	1,10	1,50	B	32	50	80	12	159	126	132	45	160	132	180	265	50	100	70	240	190	14	46
N4-32/250B/1,1	1,10	1,50	B	32	50	100	12	159	157	161	53	180	166	225	265	65	125	95	320	250	14	61
N4-32/250B/1,5	1,50	2,00	B	32	50	100	12	159	157	161	53	180	166	225	265	65	125	95	320	250	14	63
N4-32/250B/2,2	2,20	3,00	C	32	50	100	12	159	157	161	145	185	166	225	295	-	225	192	250	200	16	72
N4-40/125B/0,37	0,37	0,50	B	40	65	80	10	159	105	118	45	112	112	140	208	50	100	70	210	160	14	31
N4-40/125B/0,55	0,55	0,75	B	40	65	80	10	159	105	118	45	112	112	140	228	50	100	70	210	160	14	32
N4-40/160B/0,55	0,55	0,75	B	40	65	80	10	159	116	130	45	132	124	160	228	50	100	70	240	190	14	20
N4-40/160B/0,75	0,75	1,00	B	40	65	80	10	159	116	130	45	132	124	160	228	50	100	70	240	190	14	42
N4-40/160B/1,1	1,10	1,50	B	40	65	80	10	159	116	130	45	132	124	160	265	50	100	70	240	190	14	40
N4-40/200B/0,75	0,75	1,00	B	40	65	100	12	159	133	139	65	160	135	180	228	50	100	70	265	212	14	46
N4-40/200B/1,1	1,10	1,50	B	40	65	100	12	159	133	139	65	160	135	180	265	50	100	70	265	212	14	50
N4-40/200B/1,5	1,50	2,00	B	40	65	100	12	159	133	139	65	160	135	180	265	50	100	70	250	212	14	52
N4-40/250B/2,2	2,20	3,00	C	40	65	100	12	159	161	169	145	185	167	225	295	-	225	192	250	200	16	74
N4-40/250B/3	3,00	4,00	C	40	65	100	18	159	161	169	145	185	167	225	295	-	225	192	250	200	16	77
N4-40/250B/4	4,00	5,50	C	40	65	100	18	159	161	169	145	185	167	225	315	-	225	192	350	200	16	84
N4-40/315B/3	3,00	4,00	C	40	65	125	19	178	192	198	223	250	167	250	295	-	300	230	350	300	16	111
N4-40/315B/4	4,00	5,50	C	40	65	125	19	178	192	198	223	250	167	250	315	-	300	230	250	300	16	119
N4-40/315B/5,5	5,50	7,50	D	40	65	125	12	233	192	198	447	132	167*	250	385	42	210	140	250	216	12	130
N4-50/125B/0,37	0,37	0,50	B	50	65	100	10	159	114	132	65	132	125	160	208	50	100	70	240	190	14	36
N4-50/125B/0,55	0,55	0,75	B	50	65	100	10	159	114	132	65	132	125	160	228	50	100	70	240	190	14	38
N4-50/125B/0,75	0,75	1,00	B	50	65	100	10	159	114	132	65	132	125	160	228	50	100	70	240	190	14	40
N4-50/160B/1,1	1,10	1,50	B	50	65	100	10	159	125	147	65	160	137	180	265	50	100	70	265	212	14	49
N4-50/160B/1,5	1,50	2,00	B	50	65	100	10	159	125	147	65	160	137	180	265	50	100	70	265	212	14	51
N4-50/200B/2,2	2,20	3,00	C	50	65	100	18	159	139	147	145	185	142	200	295	-	225	192	250	200	16	64
N4-50/200B/3	3,00	4,00	C	50	65	100	18	159	139	147	145	185	142	200	295	-	225	192	250	200	16	67
N4-50/250B/3	3,00	4,00	C	50	65	100	18	159	165	174	145	185	169	225	295	-	225	192	250	200	16	79
N4-50/250B/4	4,00	5,50	C	50	65	100	18	159	165	174	145	185	169	225	295	-	225	192	250	200	16	86
N4-50/315B/4	4,00	5,50	C	50	65	125	19	178	192	200	223	250	169	280	315	-	300	230	350	300	16	86
N4-50/315B/5,5	5,50	7,50	C	50	65	125	12	233	192	200	447	132	169*	280	385	42	210	140	250	216	12	133
N4-50/315B/7,5	7,50	10,00	D	50	65	125	12	233	192	200	447	132	169*	280	385	42	210	178	250	216	12	144

Figura 10.9.4 Dimensiones de les bombes





1.450 RPM

Denominación de la Electrobomba	Potencia del Motor kW HP		Forma	Dimensiones en mm															Peso an Kg			
				Bridas		Cotas de la Electrobomba						Cotas de las Patas										
				DNd	DNs	a	c	d	e	f	g	h <sub>1</sub>	h <sub>1a</sub>	h <sub>2</sub>	k	b	m <sub>1</sub>	m <sub>2</sub>		n <sub>1</sub>	n <sub>2</sub>	s
N4-65/125B/0,55	0,55	0,75	B	65	80	100	12	159	115	141	53	160	133	180	228	65	125	95	280	212	14	42
N4-65/125B/0,75	0,75	1,00	B	65	80	100	12	159	115	141	53	160	133	180	228	65	125	95	280	212	14	43
N4-65/125B/1,1	1,10	1,50	B	65	80	100	12	159	115	141	53	160	133	180	228	65	125	95	280	212	14	47
N4-65/160B/1,5	1,50	2,00	B	65	80	100	12	159	115	141	53	160	137	200	228	65	125	95	280	212	14	53
N4-65/160B/2,2	2,20	3,00	C	65	80	100	18	159	115	141	145	185	137	200	295	-	225	192	250	200	16	61
N4-65/200B/2,2	2,20	3,00	C	65	80	100	18	159	147	161	145	185	154	225	295	-	225	192	250	200	16	77
N4-65/200B/3	3,00	4,00	C	65	80	100	18	159	115	161	145	185	133	225	295	-	225	192	250	200	16	80
N4-65/200B/4	4,00	5,50	C	65	80	100	18	159	115	161	145	185	133	225	315	-	225	192	250	200	16	87
N4-65/250B/4	4,00	5,50	C	65	80	100	19	177	165	174	197	250	178	250	315	-	300	230	350	300	16	109
N4-65/250B/5,5	5,50	7,50	D	65	80	100	12	197	165	174	368	132	178	250	385	42	210	140	250	216	12	120
N4-65/315B/7,5	7,50	10,00	D	65	80	125	12	197	202	219	411	132	178	280	385	42	210	178	250	216	12	142
N4-65/315B/11	11,00	15,00	D	65	80	125	18	230	202	219	463	160	178	280	479	50	264	210	302	254	14	155
N4-65/315B/15	15,00	20,00	D	65	80	125	18	230	202	219	463	160	178	280	524	50	309	254	302	254	14	172
N4-80/160B/2,2	2,20	3,00	C	80	100	125	18	159	143	173	145	185	158	225	295	-	225	192	250	200	16	66
N4-80/160B/3,3	3,30	4,00	C	80	100	125	18	159	143	173	145	185	158	225	295	-	225	192	250	200	16	69
N4-80/200B/4	4,00	5,50	C	80	100	125	19	178	154	171	223	250	181	250	315	-	300	230	350	300	16	101
N4-80/200B/5,5	5,50	7,50	D	80	100	125	12	198	154	171	412	132	181	250	385	42	210	140	250	216	12	112
N4-80/200B/7,5	7,50	10,00	D	80	100	125	12	198	154	171	412	132	181	250	385	42	210	178	250	216	12	123
N4-80/250B/5,5	5,50	7,50	D	80	100	125	12	195	179	197	412	132	188	280	385	42	210	140	250	216	12	124
N4-80/250B/7,5	7,50	10,00	D	80	100	125	12	195	179	197	412	132	188	280	385	42	210	178	250	216	12	135
N4-80/250B/11	11,00	15,00	D	80	100	125	18	232	179	197	465	160	188	280	479	50	264	210	302	254	14	149
N4-80/315B/15	15,00	20,00	D	80	100	125	18	230	208	227	463	160	188	315	524	50	309	254	302	254	14	186
N4-80/315B/18,5	18,50	25,00	D	80	100	125	20	230	208	227	467	180	188	315	576	69	323	241	340	279	15	242
N4-80/315B/22	22,00	30,00	D	80	100	125	20	230	208	227	467	180	188	315	576	69	323	279	340	279	15	242
N4-100/200B/4	4,00	5,50	C	100	125	125	19	178	155	182	223	250	172	280	315	-	300	230	350	300	16	101
N4-100/200B/5,5	5,50	7,50	D	100	125	125	12	198	155	182	412	132	172	280	385	42	210	140	250	216	12	112
N4-100/200B/7,5	7,50	10,00	D	100	125	125	12	198	155	182	412	132	172	280	385	42	210	178	250	216	12	123
N4-100/250B/11	11,00	15,00	D	100	125	140	18	231	180	211	479	160	199	280	479	50	264	210	302	254	14	156
N4-100/250B/15	15,00	20,00	D	100	125	140	18	231	180	211	479	160	199	280	524	50	309	254	302	254	14	173
N4-100/315B/18,5	18,50	25,00	D	100	125	140	20	230	217	237	491	180	199	315	576	69	323	241	340	279	15	245
N4-100/315B/22	22,00	30,00	D	100	125	140	20	230	217	237	491	180	199	315	576	69	323	279	340	279	15	248
N4-125/250A/5,5	5,50	7,50	D	125	150	140	12	198	215	252	425	132	233	355	385	42	210	140	250	216	12	132
N4-125/250A/7,5	7,50	10,00	D	125	150	140	12	198	215	252	425	132	233	355	385	42	210	140	250	216	12	143
N4-125/250B/11	11,00	15,00	D	125	150	140	18	231	215	252	479	160	233	355	479	50	264	210	302	254	14	169
N4-125/250B/15	15,00	20,00	D	125	150	140	20	231	215	252	479	160	233	355	524	50	309	254	302	254	14	186
N4-125/250B/18,5	18,50	18,50	D	125	150	140	20	231	215	252	492	180	233	355	576	69	323	241	340	279	15	242
N4-150/200B/7,5	7,5	10,00	D	150	200	160	12	198	230	278	447	132	257	370	385	42	210	178	250	216	12	140
N4-150/200B/11	11,00	15,00	D	150	200	160	18	233	230	278	501	160	257	370	479	50	264	210	302	254	14	180
N4-150/250B/15	15,00	20,00	D	150	200	160	18	236	218	249	504	160	236	400	524	50	309	254	302	254	14	180
N4-150/250B/18,5	18,50	25,00	D	150	200	160	20	236	218	249	517	180	236	400	576	69	323	241	340	279	15	236
N4-150/250B/22	22,00	30,00	D	150	200	160	20	236	218	249	517	180	236	400	576	69	323	279	340	279	15	239

Figura 10.9.5 Dimensiones de les bombes

Potencia en KW	0,37	0,55	0,75	1,1	1,5	2,2	3	4	5,5	7,5	11	15	18,5	22
Potencia en HP	0,5	0,75	1	1,5	2	3	4	5,5	7,5	10	15	20	25	30
Carcasa a 1490 rpm	71 M	80 M	80 M	90S	90 L	100 L	100 L	112 M	132 S	132 M	160 M	160 L	180 M	180 L

Figura 10.9.6 Potències de les bombes

## **10.10 TANCS PULMÓ I MIXERS**

### **Consideracions de disseny**

Es considera necessari el càlcul de tancs pulmó en punts estratègics de la planta com ara:

Casos en que el cabal fluctuï el cabal es mantingui estable i no afecti el corrent d'entrada de l'equip següent.

Cas de possible averia o parada d'un equip, que es pugui continuar la producció per un temps determinat

Unió entre equip discontinu i continu

Casos de descompressió brusca d'un corrent perquè pugui establitzar-se el fluid.

Com que en la nostra planta hi ha un gran nombre de tancs pulmó, principalment degut al fet que hi ha una gran combinació d'equips que operen en continu i en discontinu, només es farà el càlcul d'un dels tancs pulmó: T-201 en que serveix per passar d'una operació discontinua a una de continua.

En alguns tancs caldrà afegir-hi un sistema d'escalfament. Això és degut a que reben el contingut de les descarregues dels reactors que operen en batch i per tant no hi ha un flux continu de matèria que permeti mantenir una temperatura constant a l'interior del tanc pulmó.

En la majoria de casos s'afegirà un serpentí per on circularà vapor per tal de mantenir el producte a una temperatura major al seu punt de fusió per tal que aquest no se solidifiqui i n'impedeixi poder-lo transportar a través de canonades.

També s'il·lustrarà el disseny d'un mesclador, en concret el mixer M-301, que operarà com un tanc pulmó amb la particularitat que la seva funció és mesclar dos o més corrents.

### **10.10.1 Capacitat i dimensions del tanc**

#### **- T-201**

En el cas del tanc T-201 que es troba a la sortida dels tres reactors en sèrie de l'àrea 200 es dissenya de tal manera que pugui albergar la producció de dues càrregues d'un dels batchs de nitració., per tant:

$$6684.36 \text{ kg} \frac{\text{NN}}{\text{càrrega}} \cdot 2 \text{ càrregues} \cdot \frac{L}{0.9764 \text{ kg NN}} = 13691.85 \text{ L}$$

Se sobredimensiona un 20% la capacitat del tanc i per tant tindrà un volum igual a:

$$V_{T-201} = 13691.85 L \cdot 1.2 = 16430L \approx 16.5m^3$$

S'escull un valor de radi igual a 1 metre, per tant l'alçada del tanc serà:

$$H_{tanc} = \frac{V_{tanc}}{\pi \cdot r^2} = \frac{16.5m^3}{\pi \cdot (1)^2} = 5.23 m$$

- **M-301**

El tanc M-301 es troba a l'entrada del reactor continu R-301. A diferència del T-201, la seva funció principal no és emmagatzemar el producte de sortida del reactor, sinó que pretén barrejar dos corrents per tal de tenir la mescla reactiva a punt per entrar a R-301.

Així doncs en aquest cas el volum es calcularà de la forma següent:

$$\tau = \frac{V}{Q_L}$$

On es coneix la suma dels cabals d'entrada ( $Q_L=9.04 m^3/h$ ) i es creu que el temps de residència necessari són 30 minuts.

$$V = \tau \cdot Q_L = 4.52 m^3$$

Se sobredimensiona un 40% la capacitat del tanc i per tant tindrà un volum igual a:

$$V_{M-301} = 4.52 \cdot 1.4 = 6.33m^3 \approx 6.35m^3$$

S'escull un valor de radi igual a 1 metre, per tant l'alçada del tanc serà:

$$H_{tanc} = \frac{V_{tanc}}{\pi \cdot r^2} = \frac{6.35m^3}{\pi \cdot (1)^2} = 2 m$$

El dimensionament de l'agitador es farà seguint els càlculs especificats en el punt 10.3 del manual de càlcul.

### Venteigs

Tot tanc atmosfèric d'emmagatzematge haurà de disposar de sistemes de venteig per prevenir la formació del buit o de pressió interna. En cas que això succeís es podria produir una deformació del fons superior o la carcassa del tanc com a conseqüència de l'ompliment, buidat o canvis de temperatura.

Els venteigs de cada recipient es dimensionaran d'acord amb els codis respectius o bé tindran, com a mínim una mida igual a la canonada amb un diàmetre més gran d'ompliment o buidat del tanc i en cap cas, inferiors a 35 mm de diàmetre interior.

### **10.10.2 Disseny mecànic**

En la majoria de casos els tancs pulmó operaran a pressió atmosfèrica excepte la sèrie de tancs que es troben a la sortida del reactor R-301 ja que serveixen per a moderar la pèrdua de pressió del corrent de sortida.

En ambdós casos es calcularà la pressió de disseny segons les equacions establertes en la nota introductiva del manual de càlcul.

	T-201	M-301
T disseny (°C)	130	130
S (psi)	17800	1800
E	0.85	0.85
Hliq (m)	4.73	1.5
Hcil (m)	5.23	2
Densitat (kg/m <sup>3</sup> )	0.976	0.915
Phidro (bar)	0.5	0.135
P op (bar)	1.01	1.01
D (m)	2	2
r (m)	0.523	0.2
L (m)	5.23	2
C1 (mm)	1	1
C2 (mm)	0.351	0.234
L/r	10	10
M	1.54	1.54

#### **Gruix de la carcassa i els fons**

Per a conèixer del gruix del tanc caldrà calcular-lo segons el mètode establert en la nota introductiva del manual de càlcul.

#### **Resum del disseny**

DISSENY MECÀNIC	T-201		M-301	
	Valor	Aproximació	Valor	Aproximació
Material	AISI 304		AISI 304	
Pressió de disseny (bar)	2		1.22	
Temperatura de disseny (°C)	130		130	

DIMENSIONS				
Diàmetre intern (m)	2		2	
Diàmetre extern (m)	2		2	
Altura carcassa (m)	5.23		2	
Altura fons (m)	0.25		0.2	
Altura total (m)	5.73		2.4	
Capacitat tanc (m3)	16.43		6.35	

ESPESSORS				
Espessor carcassa (mm)	2.92	3	3.03	4
Espessor fons (mm)	3.86	4	3.57	4

PESOS				
Pes carcassa (kg)	767.62		125.39	
Pes fons (kg)	125.71		159.6	
Equip buit (kg)	1019		444.59	
Equip en operació (kg)	17062		2571.31	

## **10.11 SERVEIS**

Cal tenir present a l'hora de dimensionar els serveis que la nostra planta té varis equips que operen en discontinu, per tant no caldrà subministrar-los energia en forma de vapor, aigua de refrigeració o electricitat constantment.

Tot i això s'ha dimensionat la planta comptant que tots els equips que requereixen d'algun tipus de serveis operin a la vegada, d'aquesta manera s'assegura el funcionament correcte del procés de la planta.

### **10.11.1. Torres de refrigeració**

#### **Cabal d'aigua de refrigeració**

Les necessitats d'aigua de refrigeració de la planta són de 438.055 m<sup>3</sup>/h.

<b>Àrea</b>	<b>Cabal (L/h)</b>
<b>200</b>	170683
<b>300</b>	218664
<b>400</b>	48708
<b>TOTAL</b>	<b>438055</b>

L: cabal d'aigua d'entrada = 438055 kg/h

TLE: temperatura de l'aigua a l'entrada = 45 °C

TLS: temperatura de l'aigua a la sortida = 30 °C

#### **Calor dissipat per la torre de refrigeració**

Sabent el cabal d'aigua necessari per subministrar a tota la planta es pot calcular el calor que ha de dissipar la torre de refrigeració.

$$Q = m \cdot Cp \cdot (T_{LE} - T_{LS})$$

On:

Q= calor a dissipar (kJ/h)

m = cabal màssic d'aigua de refrigeració (kg/h)

Cp = calor específic de l'aigua (4.18 kJ/kg°C)

TLE i TLS = temperatura a l'entrada i a la sortida de la torre



$$Q = 438055 \cdot 4.18 \cdot (45 - 30) = 27466044 \text{ kJ/h}$$

$$27466044 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 7629.46 \text{ kW}$$

El tipus de torre de refrigeració que s'ha escollit pot dissipar 8401 kW, per tant es pot calcular el nombre de torres que caldran per a la planta.

$$n^{\circ} \text{ torres de refrigeració} = \frac{\text{calor a intercanviar (kW)}}{\text{calor d'una torre } \left(\frac{\text{kW}}{\text{torre}}\right)} = \frac{7629.46 \text{ kW}}{8401 \text{ kW/torre}} = 0.908 \approx 1$$

Per tant una sola torre de refrigeració serà suficient per a les necessitats de la nostra planta. Les característiques de la torre escollida estan en el seu corresponent apartat de la secció dels fulls d'especificació dels equips.

#### **Cabal d'aigua que s'ha de repostar**

Per saber la quantitat d'aigua que s'ha de repostar primer cal calcular les pèrdues que hi ha en la torre de refrigeració. Per al càlcul de pèrdues ens hem basat en la quantitat típica de totes les torres de refrigeració que seria un 3% del cabal d'aigua que circula per la torre.

$$\text{cabal aigua repondre} = 438055 \cdot 0.03 = 13142 \text{ kg/h}$$

#### **10.11.2 Càlcul del vapor d'aigua**

A partir del cabal de vapor necessari que cal subministrar a tota la planta només caldrà calcular el calor a proporcionar a la caldera. Per fer-ho s'utilitza l'equació següent:

$$Q = m \cdot \lambda$$

On:

Q=calor a proporcionar (kJ/h)

m=cabal màssic de vapor d'aigua (kg/h)

$\lambda$ =calor latent del vapor d'aigua (2260 kJ/kg)

En la nostra planta hi haurà dues calderes diferents. Una proporcionarà vapor d'alta pressió (20 bars) i l'altra vapor de baixa pressió (2 bars).

Per tant:

Àrea	Vapor alta (kg/h)	Vapor baixa (kg/h)
<b>200</b>	-	1353
<b>300</b>	3496	60
<b>400</b>	16214	-
<b>TOTAL</b>	<b>19709</b>	<b>1413</b>

$$Q_{alta} = \frac{16214 \text{ kg}}{h} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \cdot 2260 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 10178.8 \text{ kW}$$

$$Q_{baixa} = \frac{1413 \text{ kg}}{h} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \cdot 2260 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 887.05 \text{ kW}$$

Les característiques de les calderes estan en el seu corresponent apartat dels fulls d'especificació dels equips.

### 10.11.3 Càlcul del cabal d'oli tèrmic

En la nostra planta hi ha diferents equips que han d'operar a temperatures properes als 200 °C. Assolir aquesta temperatura mitjançant vapor d'aigua és força complicat, ja que s'ha de produir vapor a pressions molt altes.

L'alternativa que s'ha escollit per transmetre calor a altes temperatures als equips que ho necessitin és oli tèrmic del tipus Therminol 66 que operarà en un rang entre 320 i 250 °C.

El cabal necessari és el següent:

Àrea	Cabal (kg/h)
<b>200</b>	13234
<b>300</b>	49877
<b>400</b>	18843
<b>TOTAL</b>	<b>81954</b>

M: cabal d'oli tèrmic = 81954 kg/h

TME: temperatura de l'oli a l'entrada = 320 °C

TMS: temperatura de l'oli a la sortida = 250 °C

Sabent el cabal d'oli necessari per subministrar a tota la planta es pot calcular el calor que aquest ha de transmetre.

$$Q = M \cdot Cp \cdot (T_{ME} - T_{MS})$$

On:

Q= calor a transmetre (kW)

m = cabal màssic d'aigua d'oli (kg/h)

Cp = calor específic de l'oli (3 kJ/kg°C)

TLE i TLS = temperatura a l'entrada i a la sortida de l'oli

$$Q = 81954 \frac{kg}{h} \cdot 3 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} \cdot (320 - 250)^{\circ}C \cdot \frac{1 h}{3600s} = 4780.65 kW$$

Aquesta quantitat de calor serà la que l'oli transmetrà als equips que ho requereixin i també serà igual al calor que un heater haurà de proporcionar al circuit d'oli perquè aquest, un cop entri refredat a 250 °C torni a sortir escalfat a 320 °C per reescalfar els equips.

#### **10.11.4 Càlcul de gas natural**

La quantitat de gas natural serà la suma del gas que requereixin les dues calderes per produir vapor d'alta i baixa pressió i el gas que necessiti el heater que escalfa el circuit d'oli tèrmic.

En ambdós casos es calcula de la següent manera:

$$M_{gas} = \frac{Q}{\frac{PCI}{\rho} \cdot \eta}$$

On:

Q: calor a subministrar pel gas natural

PCI: poder calorífic inferior (kcal/m<sup>3</sup>)

ρ: densitat gas natural (0.182 kg/m<sup>3</sup>)

η: rendiment (90%)

	Q (kW)	M (kg/h)
<b>Vapor alta</b>	10178.8	177.28
<b>Vapor baixa</b>	887.05	15.45
<b>Oli tèrmic</b>	4780.65	83.26

