

CAPÍTOL 11

MANUAL DE CÀLCULS





CAPÍTOL 11. MANUAL DE CÀLCULS

11.1. TANCS D'EMMAGATZEMATGE	4
11.1.1. CONSIDERACIONS DE DISSENY A PRESSIÓ ATMOSÈRICA	4
11.1.1.1. DISSENY DELS TANCS DE BENZÈ	9
11.1.1.2. DISSENY DELS TANCS DE MONOCLOROBENZÈ (MCB)	12
11.1.1.3. DISSENY DELS TANCS D'ÀCID CLORHÍDRIC	14
11.1.1.4. DISSENY DELS TANCS D'HIDRÒXID DE SODI	16
11.1.2. CONSIDERACIONS DE DISSENY DE TANCS A PRESSIÓ	18
11.1.2.1. DISSENY DELS TANCS DE CLOR	18
11.1.3. EMMAGATZEMATGE DE SÒLIDS	24
11.1.3.1. EMMAGATZEMATGE DE CLORUR DE FERRO (III)	25
11.1.3.2. EMMAGATZEMATGE DE DCB	26
11.1.4. DISSENY DE TANCS PULMÓ I MESCLADORS	27
11.1.4.1. DISSENY DE L'AGITACIÓ	28
11.1.4.2. RESULTATS EN EL DISSENY DE TANCS PULMÓ I MESCLADORS	30
11.1.5. VENTAJOS NORMALS I D'EMERGÈNCIA	33
11.1.6. SUPORTS	34
11.1.7. IMPLANTACIÓ I CUBETES	35
11.2. REACTOR DE CLORACIÓ	37
11.2.1. DISSENY DEL REACTOR DE CLORACIÓ	39
11.2.2. DISSENY DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓ	44
11.2.3. AGITACIÓ	47
11.2.4. BOMBOLLEIG DEL REACTOR	50
11.3. REACTOR DE PRECIPITACIÓ	52
11.3.1. VOLUM DEL REACTOR	52
11.3.2. CABALS D'ENTRADA AL REACTOR	53
11.3.3. DISSENY DEL REACTOR DE NEUTRALITZACIÓ	54
11.3.4. DISSENY MECÀNIC DEL REACTOR DE NEUTRALITZACIÓ	55
11.3.5. DISSENY DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓ	57
11.3.5.1. CÀLCUL DE L'ÀREA DE BESCANVI	58
11.3.6. DISSENY DE L'AGITADOR	60
11.4. CENTRÍGUGA	65
11.4.1. CRITÈRIS DE DISSENY	65
11.4.2. ESPECIFICACIONS DE DISSENY	66



11.5. SEPARADOR DE FASES	67
11.5.1. CRITÈRIS DE DISSENY	67
11.5.2. ESPECIFICACIONS DE DISSENY	67
11.6. COLUMNES DE DESTIL·LACIÓ	71
11.6.1. DISSENY FUNCIONAL DE LES COLUMNES DE DESTIL·LACIÓ	71
11.6.2. SELECCIÓ CONDICIONS D'OPERACIÓ I CÀLCULS RIGUROSOS DELS PARÀMETRES TEÒRICS DE LA COLUMNA	71
11.6.2.1. SELECCIÓ CONDICIONS D'OPERACIÓ I MÈTODE SHORT-CUT	71
11.6.2.2. MÈTODE RIGORÓS PEL CÀLCUL DELS PARÀMETRES TEÒRICS DE LA COLUMNA ..	74
11.6.3. ELECCIÓ, DISSENY I DIMENSIONAMENT	75
11.6.3.1. CRITERI D'ELECCIÓ DEL TIPUS DE COLUMNA.....	75
11.6.3.2. REBLIMENT	75
11.6.4. DISSENY I CÀLCULS MECÀNICS DEL RECIPIENT	77
11.6.4.1. DISSENY MECÀNIC DEL COS.....	80
11.7. COLUMNES D'ABSORCIÓ	86
11.7.1. INTRODUCCIÓ	86
11.7.2. SELECCIÓ DE LAS CONDICIONS D'OPERACIÓ I CÀLCUL RIGORÓS DELS PARÀMETRES TEÒRICS DE LA COLUMNA.....	87
11.7.2.1. SELECCIÓ DE LAS CONDICIONS D'OPERACIÓ	87
11.7.2.2. CÀLCUL RIGORÓS DE LOS PARÀMETRES TEÒRICS DE LA COLUMNA	87
11.7.3. SELECCIÓ, DISSENY I DIMENSIONAMENT INTERN	89
11.7.3.1. SELECCIÓ DEL TIPUS DE COLUMNA.....	89
11.7.3.2. DISSENY I DIMENSIONAMENT INTERN.....	91
11.7.3.3. EMPAQUETAT.....	92
11.7.3.4. SUPORT I LIMITADOR	98
11.7.3.5. ELIMINADOR DE BOIRA	99
11.7.3.6. ENTRADA I DISTRIBUÏDOR DE LÍQUID	102
11.7.3.7. REDISTRIBUÏDOR DE LÍQUIDS.....	105
11.7.3.8. ENTRADA Y DISTRIBUÏDOR DE VAPOR	105
11.7.3.9. SORTIDA DE VAPOR Y LÍQUID.....	106
11.7.3.10. CORROSIÓ I AÏLLAMENT EXTERN	106
11.7.3.11. BOCA DE HOME.....	107
11.7.4. DISSENY I CÀLCUL DE L'EQUIP A PRESSIÓ	107
11.7.5. DISSENY DE LA COLUMNA D'ABSORCIÓ D'ÀCID CLORHÍDRIC.....	113
11.7.5.1. CONSIDERACIONS DE DISSENY.....	113



11.7.5.2. MÈTODE DE DISSENY	114
11.7.5.3. BALANÇ D'ENERGIA	118
11.7.5.4. CAMISA REFRIGERANT	122
11.7.6. SCRUBBERS.....	123
11.7.6.1. VENTILACIÓ	126
11.8. BESCANVIADORS DE CALOR	128
11.8.1. DISSENY FUNCIONAL DEL BESCANVIADOR DE CALOR	128
11.8.2. CONSIDERACIONS GENERALS DE DISSENY	129
11.8.2.1. LOCALITZCIÓ DEL FLUID: CARCASSA O TUBS	129
11.8.2.2. VELOCITATS TÍPIQUES I CAIGUDA DE PRESSIÓ	130
11.8.3. PROCEDIMENT PER AL DISSENY D'UN BESCANVIADOR DE CARCASSA I TUBS	131
11.9. SERVEIS DE PLANTA.....	133
11.9.1. CALDERA DE VAPOR.....	135
11.9.2. TORRE DE REFRIGERACIÓ	137
11.9.3. CHILLER.....	139
11.9.4. AIRE COMPRIMIT	141
11.9.5. AIGUA DESCALCIFICADA	142
11.9.6. NITRÒGEN.....	143
11.9.7. ELECTRICITAT	143
11.9.8. GAS NATURAL	145
11.10. BIBLIOGRAFIA.....	146



11.1. TANCS D'EMMAGATZEMATGE

Els productes a emmagatzemar són els dos reactius (Benzè i Clor), el catalitzador (Clorur de ferro(III)), el producte d'interès (MCB), i tota la resta de substàncies que apareixen al procés i no són un residu (DCB, Àcid Clorhídric i Hidròxid de sodi).

Per al disseny físic i mecànic dels tancs d'emmagatzematge s'ha seguit el **codi API 650** (*American Petroleum Institute*) per aquells tancs que es troben a pressió atmosfèrica, i el **codi ASME** (*American Society of Mechanical Engineers*) per aquells que es troben sotmesos sota pressió superior a l'atmosfèrica.

Tots els tancs d'emmagatzematge de fons pla reposen sobre una superfície de formigó de 30 cm per sobre del sòl, i que serà impermeable al producte que contindrà.

Pel que fa als acabats dels tancs, es compta amb un acabat interior de tipus Industrial, que inclou un DECAPAT i PASSIVAT interior, i que les soldadures queden repassades i amolades.

11.1.1. CONSIDERACIONS DE DISSENY A PRESSIÓ ATMOSÈRICA

Tal i com s'ha esmentat anteriorment, pels dissenys físics i mecànics dels tancs d'emmagatzematge que es troben a pressió atmosfèrica s'ha seguit el **codi API 650**.

A continuació es detallen els passos seguits pel disseny d'aquest tipus de tancs:

➤ **Disseny del cos:**

L'espessor del cos s'ha calculat amb el mètode “*1-Foot Method*” el qual serveix per a diàmetres de fins a 61m. [1]

L'espessor mínim requerit del cos ha de ser el valor més gran de les següents equacions:

$$td = \frac{4.9 D (h-0.3)G}{Sd \cdot E} + CA \quad \text{(Equació 11.1-1)}$$

$$tt = \frac{4.9 D (h-0.3)}{St \cdot E} + CA \quad \text{(Equació 11.1-2)}$$



On:

- t_d és l'espessor de disseny, en mm.
- t_t és l'espessor de la carcassa per prova hidràulica, en mm.
- h és el nivell de disseny del líquid, en m.
- G és la gravetat específica de disseny del líquid emmagatzemat, adimensional. Es calcula dividint la densitat del fluid per la de l'aigua.
- CA és la tolerància a la corrosió, en mm.
- S_d és la tensió admissible (per condicions disseny), en MPa.
- S_t és la tensió admissible (per prova hidràulica), en MPa.
- E és el factor de soldadura del material, adimensional
- D és el diàmetre nominal del tanc, en m. És el factor que determinarà l'espessor del cos, ja que serà el resultat més gran d'entre les Equacions 11.1-1 i 11.1-2 però mai inferior als valors de la Taula 11.1.

Taula 11.1-1 Espessors mínims pel cos d'un tanc en funció del diàmetre.

Diàmetre nominal del tanc (m)	Espessor nominal mínim del cos (mm)
< 15	5
15 a 36	6
36 a 60	8
> 60	10

➤ **Disseny del fons inferior:**

S'ha escollit un fons inferior pla, ja que la restricció per a poder utilitzar aquest tipus de fons és que la resistència permissibile del sòl sigui de com a mínim $1,465 \text{ kg/cm}^2$ i al terreny de la planta es disposa d'una resistència del terreny de 2 kg/cm^2 , per tant és adient aplicar aquest fons.

Les plaques del fons han de tenir un gruix de corrosió de no menys de 6 mm i el seu diàmetre ha de ser superior al diàmetre extern del cos, com a mínim de 51 mm més. [1]

$$D_{fons} = D_{e, tanc} + 0.051 m \quad (\text{Equació 11.1-3})$$

➤ Disseny del fons superior

S'ha escollit un fons superior de tipus cònic auto suportat, utilitzats normalment en tancs relativament petits. Aquests sostres estan dissenyats i calculats per tancs que no superin un diàmetre d'uns 18 metres. Consisteix en un con format de plaques soldades a topall, el qual és capaç de sostenir-se sense cap element estructural i es troba únicament suportat a la perifèria pel seu perfil de coronament.

Aquest tipus de sostres han de tenir un angle entre 9.5 i 37 graus. S'ha menyspreat les càrregues per neu i s'ha determinat l'espessor mitjançant la següent equació, tot i que no haurà de ser mai inferior a 4.76 mm o superior a 12.7 mm.

L'equació utilitzada per al càlcul de l'espessor del fons superior és la que es mostra a continuació:

$$Tt = \frac{D}{4800 \cdot \sin \theta} + CA \quad \text{(Equació 11.1-4)}$$

On:

- D és el diàmetre del cos del tanc, en mm.
- θ és l'angle respecte l'horitzontal, en radians.
- Tt és l'espessor mínim requerit, en mm.
- CA és la tolerància a la corrosió, en mm

L'armat del sostre segueix els mateixos requeriments i procediment que el fons inferior, són normalment fabricats amb plaques rectangulars soldades a topall, partint d'un disc el qual té com a radi la hipotenusa del con en el qual es distribuïran les plaques.

A continuació es mostra a la Figura 11.1-1 amb més detall les característiques del con:

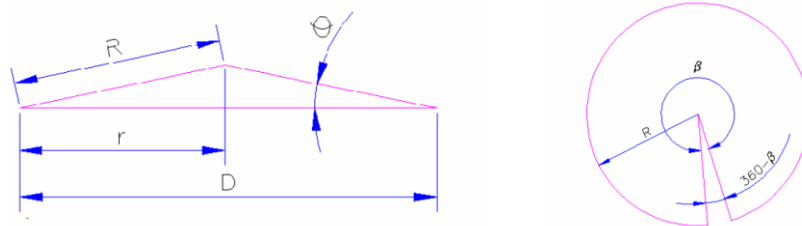


Figura 11.1-1. Característiques sostre tipus cònic.



➤ Pes del tanc buit

Per a saber el cos total del tanc buit, s'ha calculat el pes de cadascuna de les seves parts. En primer lloc el pes del cos cilíndric, en segon lloc el pes del fons superior (cònic), i finalment el pes del fons inferior.

$$M_{\text{tanc buit}} = M_{\text{cos}} + M_{\text{con}} + M_{\text{base}} \quad (\text{Equació 11.1-5})$$

➤ Pes cos cilíndric

Tots els tancs que s'han dissenyat per a pressió atmosfèrica són cilíndrics, per tant aplicant la formula d'un cilindre i multiplicant per la densitat del material, tenim que:

$$M_{\text{cos}} = (V_{\text{ext}} - V_{\text{int}}) \cdot \rho_{\text{material}} \quad (\text{Equació 11.1-6})$$

On:

- M_{cos} és el pes del cos cilíndric, en kg.
- V_{ext} és el volum extern del tanc, calculat com: $\pi \cdot r_{\text{ext}}^2 \cdot H$, en m^3 .
- R_{ext} és el radi extern del tanc, en m.
- H és l'alçada del tanc, en m.
- V_{int} és el volum intern del tanc, en m^3 .
- P_{material} és la densitat del material de construcció de cos del tanc, en kg/m^3

➤ Pes fons superior (cònic)

$$M_{\text{con}} = (V_{\text{ext}} - V_{\text{int}}) \cdot \rho_{\text{material}} \quad (\text{Equació 11.1-7})$$

On:

- M_{con} és el pes de sostre cònic, en kg.
- V_{ext} és el volum extern del sostre, calculat com $\frac{\pi \cdot r_{\text{ext}}^2 \cdot H_e}{3}$, en m^3 .
- R_{ext} és el radi extern de sostre, en m.
- H_e és l'alçada del sostre tenint en compte el gruix, en m. H_i és el mateix, sense gruix.
- V_{int} és el volum intern del sostre, calculat com $\frac{\pi \cdot r_{\text{int}}^2 \cdot H_i}{3}$ en m^3 .
- P_{material} és la densitat del material de construcció de cos del tanc, en kg/m^3



➤ **Pes fons inferior**

$$M_{base} = [\pi \cdot r^2 \cdot t] \cdot \rho_{material} \quad \text{(Equació 11.1-8)}$$

On:

- r és el radi de la base, en m.
- t és el gruix de la base, en m.
- $\rho_{material}$ és la densitat del material de construcció de la base, en kg/m^3

➤ **Pes del tanc en operació**

$$M_{tanc\ ple} = M_{tanc\ buit} + (V_{fluid} \cdot \rho_{fluid}) \quad \text{(Equació 11.1-9)}$$

On:

- $M_{tanc\ ple}$ és el pes del tanc ple de producte, en kg.
- $M_{tanc\ buit}$ és el pes del tanc sense producte, en kg.
- V_{fluid} és el volum del producte a emmagatzemar a cada tanc, en m^3 .
- ρ_{fluid} és la densitat del fluid a emmagatzemar, en kg/m^3



11.1.1.1. DISSENY DELS TANCS DE BENZÈ

Els tancs de benzè han estat dissenyats a una temperatura de 40°C i a una pressió de 1 atm, per tant s'han dissenyat sota els criteris de disseny del **codi API650**, explicat a l'apartat anterior.

El material utilitzat per l'emmagatzematge d'aquest fluid ha estat **ACER INOXIDABLE 304L** (AISI304L), ja que amb el benzè és perfectament compatible.

A continuació es mostra un recull d'alguns dels paràmetres característics del AISI 304L que s'utilitzen durant el disseny de tots aquells tancs que s'hagin dissenyat amb aquest material:

Taula 11.2. Paràmetres característics de l'Acer inoxidable (AISI 304L) i del benzè.¹

ρ material (kg/m ³)	E material	Sd (MPa)	St (MPa)	CA (mm)	ρ benzè (kg/m ³)	G benzè
7900	0,85	155	140	2,5	878,9	0,879

S'han calculat les necessitats de benzè a emmagatzemar partint dels 7,43 m³/h que necessita el procés per poder dur-se a terme, tenint en compte que s'ha decidit tenir **stock per a 3 dies**. Per tant el volum de benzè total a emmagatzemar és el següent:

$$7,43 \frac{\text{m}^3 \text{ benzè}}{\text{hora}} \cdot \frac{24 \text{ hores}}{1 \text{ dia}} \cdot 3 \text{ dies} = \mathbf{535 \text{ m}^3 \text{ de benzè}}$$

Per tal de no tenir els tancs plens al 100% de la seva capacitat, s'ha sobredimensionat un 10% cada tanc, i aquest volum resultant s'ha decidit repartir en **6 tancs**, de manera que queda de la següent manera:

$$\frac{535 \text{ m}^3}{6 \text{ tancs}} \cdot 1,1 \text{ de sobredimensionament} = \frac{98,08 \text{ m}^3}{\text{tanc}} \approx \mathbf{100 \text{ m}^3 \text{ cada tanc}}$$

Sabent que el volum d'un cilindre és $V = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot r^3$, i que el volum del tanc és de 100 m³, s'obté que el radi intern del cos cilíndric del tanc és igual a **r intern = 2,20 metres**. Pel que fa a la relació H/D, es pren un valor de 1,5, de manera que sabent que el Diàmetre interior és de 4,39 metres, l'alçada pren un valor de **H = 6,59 metres**.

¹ A l'apartat 11.1.1. ja s'ha explicat què és cadascun dels paràmetres als que es fa referència.



Al haver arrodonit anteriorment el volum del tanc de 98,08 m³ a 100 m³, el nivell d'ocupació real del tanc finalment és del 89,2%. Per tant, pel que fa a l'alçada del líquid, sabent que el tanc té una ocupació del 89,2%, el nivell real de líquid pren un valor de:

$$\text{Nivell de líquid} = 6,59 \text{ m} \cdot \frac{89,2}{100} = 5,88 \text{ metres}$$

➤ Càlcul de l'espessor del cos cilíndric

L'espessor del cos del tanc de benzè s'ha calculat mitjançant les equacions 11.1-1 i 11.1-2.

$$td = \frac{4,9 \cdot 4,39 \text{ m} \cdot (5,88 \text{ m} - 0,3) \cdot 0,879}{155 \text{ MPa} \cdot 0,85} + 2,5 \text{ mm} = 3,30 \text{ mm}$$

$$tt = \frac{4,9 \cdot 4,39 \text{ m} (5,88 \text{ m} - 0,3)}{140 \text{ MPa} \cdot 0,85} + 2,5 \text{ mm} = 3,51 \text{ mm}$$

Tal i com s'ha explicat anteriorment, per diàmetres inferiors de 15 metres, el càlcul de l'espessor ha de ser d'un mínim de 5 mm, de manera que ***l'espessor escollit pel cos cilíndric del tanc de benzè és de 5 mm.***

➤ Càlcul del sostre cònic

A l'hora de calcular l'espessor del sistre cònic, cal tenir en compte que aquest haurà de ser mínim de 4.76 mm.

Pel càlcul d'aquest espessor, s'ha utilitzat l'equació 11.1-4. amb un angle del con respecte la horitzontal de 15 graus.

$$Tt = \frac{4390 \text{ mm}}{4800 \cdot \sin(15)} + 2,5 \text{ mm} = 6,04 \text{ mm d'espessor al sostre cònic}$$

Al donar un valor superior a 4,76mm que és el mínim, ens quedem amb el major, que és de 6,04mm.

Per a saber quina és l'alçada del sostre cònic, s'ha aplicat la següent equació:

$$H_{con} = radi \cdot \tan(\theta) \quad \text{(Equació 11.1-10)}$$



Sabent que el radi és el mateix que el del cos cilíndric, multiplicant-ho per la tangent de l'angle del con amb la horitzontal, obtenim:

$$H_{con} = 2,20m \cdot \tan(15) = H_{con} = 0,59 \text{ metres}$$

➤ **Càlcul del fons inferior pla**

Com ja s'ha esmentat, l'espessor del fons inferior pla serà el mateix que el del cos cilíndric amb un sobre espessor afegit de 1mm més. Per tant, tenim un **espessor del fons inferior = 6 mm**.

Pel que fa al diàmetre del fons, ha de ser d'almenys 51mm superior al diàmetre del cos cilíndric. Per tan, tenim un **diàmetre del fons inferior = 4,45mm**.

➤ **Pes del tanc buit**

El pes total del tanc s'ha calculat per parts, amb les equacions 11.1-5, 11.1-6, 11.1-7, i 11.1-8.

○ **Pes del cos cilíndric**

$$M_{cos} = (\pi \cdot (2,20 + 0,005)^2 \cdot 6,59 - \pi \cdot 2,2^2 \cdot 6,59) \cdot 7900 = M_{cos} = 3.599 \text{ Kg}$$

○ **Pes del sostre cònic**

$$M_{con} = \left(\frac{\pi \cdot (2,2 + 0,006)^2 \cdot (0,59 + 0,006)}{3} - \frac{\pi \cdot 2,2^2 \cdot 0,59}{3} \right) \cdot 7900 = M_{con} = 372 \text{ Kg}$$

○ **Pes fons inferior pla**

$$M_{base} = \left(\pi \cdot \left(\frac{4,45}{2} \right)^2 \cdot 0,006 \right) \cdot 7900 = M_{base} = 736 \text{ Kg}$$

Per tant, el pes total d'un tanc serà la suma de les seves parts:

$$M_{equip} = 3599 + 372 + 736 = M_{equip \text{ buit}} = 4.707 \text{ Kg}$$



➤ Pes del tanc en operació

El pes del tanc en operació s'ha calculat mitjançant l'equació 11.1-9.

$$M_{\text{tanc ple}} = 4707 \text{ Kg} + \left(\frac{535 \text{ m}^3 \text{ de benzè}}{6 \text{ tancs}} \cdot 878,9 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right) = M_{\text{tanc ple}} = 83.069 \text{ Kg}$$

Caldria destacar que al tenir el benzè una temperatura de fusió de 6°C, hi haurà instal·lat dins de cada tanc un **serpentí d'aigua de calderes**, que s'activarà quan la temperatura disminueixi i pugui suposar un risc. El serpentí aportarà la calor necessària per contrarestar el fred exterior i per assegurar que el benzè segueix en les condicions per les que el tanc ha estat dissenyat, és a dir, per benzè en estat líquid.

11.1.1.2. DISSENY DELS TANCS DE MONOCLOROBENZÈ (MCB)

Pel que fa al producte d'interès del procés, el monochlorbenzè, es tracta d'una substància química inflamable, i que per tant segueix la normativa MIE-APQ 1, per a l'emmagatzematge de substàncies químiques líquides inflamables i combustibles.

Els tancs de MCB han estat dissenyats a una temperatura de 40°C i a una pressió de 1 atm, per tant s'han dissenyat sota els criteris de disseny del **codi API650**.

El material utilitzat per l'emmagatzematge d'aquest fluid ha estat **ACER INOXIDABLE 304L** (AISI304L), ja que amb el MCB és perfectament compatible.

A la Taula 11.1-2. es mostra un recull dels paràmetres característics del AISI 304L que s'utilitzen durant el disseny de tots aquells tancs que s'han dissenyat amb aquest material.

Pel que fa a la densitat del MCB, pren un valor de $\rho_{\text{mcb}} = 1110 \text{ kg/m}^3$.

S'ha calculat el volum de MCB a emmagatzemar partint dels 7,54 m³/h que surten del procés. Tenint en compte que s'ha decidit tenir **stock de 3 dies**, el volum de MCB total a emmagatzemar és el següent:

$$7,54 \frac{\text{m}^3 \text{ de MCB}}{\text{hora}} \cdot \frac{24 \text{ hores}}{1 \text{ dia}} \cdot 3 \text{ dies} = 543 \text{ m}^3 \text{ de MCB}$$

Aquest volum total s'ha decidit repartir entre **6 tancs**.



A partir d'aquí, s'ha seguit el procediment descrit a l'apartat **11.1.1 Consideracions de Disseny a Pressió Atmosfèrica**, que s'ha exemplificat en el disseny dels tancs de Benzè.

A continuació, a la Taula 11.1-3 es mostren tant els paràmetres utilitzats, com els obtinguts, pel disseny dels tancs de MCB.

Taula 11.1-3. Paràmetres del disseny d'un tanc de MCB.

PARÀMETRES TANC MCB	
Material	AISI 304L
ρ material (kg/m ³)	7900
Nº de tancs	6
Volum de MCB/tanc (m ³)	90
Sobredimensionament	10%
Volum total tanc (m ³)	100
Diàmetre interior (m)	4,39
Relació H/D	1,5
Alçada cos cilíndric (m)	6,59
Gruix cos cilíndric (mm)	5
Tipus de sostre	CÒNIC
Pendent sostre cònic (graus)	15
Alçada sostre (m)	0,59
Gruix sostre (mm)	6,1
Diàmetre fons pla (m)	4,45
Gruix fons pla (mm)	6
Alçada total (m)	7,2
Pes cos cilíndric (kg)	3.599
Pes sostre cònic (kg)	372
Pes fons pla (kg)	736
Pes tanc buit (kg)	4.707
Pes tanc en operació (kg)	105.140



11.1.1.3. DISSENY DELS TANCS D'ÀCID CLORHÍDRIC

Un dels subproductes del procés és l'Àcid Clorhídric al 30%. Aquest s'emmagatzema amb intencions de revaloritzar-lo i treure'n també un benefici.

Pel que fa l'àcid clorhídric, es tracta d'una substància principalment tòxica i que també pot ser corrosiva, i que per tant segueix la normativa MIE-APQ 6 i 7, per a l'emmagatzematge de substàncies químiques líquides corrosives i tòxiques respectivament.

Els tancs d'àcid clorhídric han estat dissenyats a una temperatura de 40°C i a una pressió de 1 atm, per tant s'han dissenyat sota els criteris de disseny del **codi API650**.

El material utilitzat per l'emmagatzematge d'aquest fluid ha estat **HASTELLOY C22**, ja que és un dels millors materials per l'àcid clorhídric 30%.

A continuació es mostra un recull d'alguns dels paràmetres característics del Hastelloy C22 que s'utilitzen durant el disseny de tots aquells tancs que s'hagin dissenyat amb aquest material:

Taula 11.4. Paràmetres característics del Hastelloy C22 i del HCl.²

ρ material (kg/m ³)	E material	Sd (MPa)	St (MPa)	CA (mm)	ρ HCl (kg/m ³)	G HCl
8690	0,85	145	155	2,5	1150	1,15

S'ha calculat el volum de HCl a emmagatzemar partint dels 8,7 m³/h que surten del procés. Tenint en compte que s'ha decidit tenir **stock de 2 dies**, el volum de HCl total a emmagatzemar és el següent:

$$8,7 \frac{\text{m}^3 \text{ de HCl}}{\text{hora}} \cdot \frac{24 \text{ hores}}{1 \text{ dia}} \cdot 2 \text{ dies} = 417 \text{ m}^3 \text{ de HCl}$$

Aquest volum total s'ha decidit repartir entre **6 tancs**.

A partir d'aquí, s'ha seguit el procediment descrit a l'apartat **11.1.1 Consideracions de Disseny a Pressió Atmosfèrica**, que s'ha exemplificat en el disseny dels tancs de Benzè.

A continuació, a la Taula 11.1-5 es mostren tant els paràmetres utilitzats, com els obtinguts, pel disseny dels tancs de HCl.

² A l'apartat 11.1.1. ja s'ha explicat què és cadascun dels paràmetres als que es fa referència.



Taula 11.1-5. Paràmetres del disseny d'un tanc de HCl 30%.

PARÀMETRES TANC ÀCID CLORHÍDRIC	
Material	HASTELLOY C22
ρ material (kg/m ³)	8690
Nº de tancs	6
Volum de HCl/tanc (m ³)	70
Sobredimensionament	20%
Volum total tanc (m ³)	85
Diàmetre interior (m)	4,16
Relació H/D	1,5
Alçada cos cilíndric (m)	6,24
Gruix cos cilíndric (mm)	5
Tipus de sostre	CÒNIC
Pendent sostre cònic (graus)	15
Alçada sostre (m)	0,56
Gruix sostre (mm)	5,85
Diàmetre fons pla (m)	4,21
Gruix fons pla (mm)	6
Alçada total (m)	6,80
Pes cos cilíndric (kg)	3.553
Pes sostre cònic (kg)	356
Pes fons pla (kg)	727
Pes tanc buit (kg)	4.636
Pes tanc en operació (kg)	84.612



11.1.1.4. DISSENY DELS TANCS D'HIDRÒXID DE SODI

Una de les substàncies necessàries pel procés que cal tenir emmagatzemada és l'Hidròxid de Sodi (al 50%). Es tracta d'una substància química corrosiva, i que per tant segueix la normativa MIE-APQ 6, per a l'emmagatzematge de substàncies químiques líquides corrosives.

Els tancs de NaOH 50% han estat dissenyats a una temperatura de 40°C i a una pressió de 1 atm, per tant s'han dissenyat sota els criteris de disseny del **codi API650**.

El material utilitzat per l'emmagatzematge d'aquest fluid ha estat **ACER INOXIDABLE 304L** (AISI304L), ja que amb el NaOH és perfectament compatible.

A la Taula 11.1-2 es mostra un recull dels paràmetres característics del AISI 304L que s'utilitzen durant el disseny de tots aquells tancs que s'han dissenyat amb aquest material.

Pel que fa la densitat, el NaOH a una concentració del 50%, pren un valor de $\rho_{\text{NaOH}} = 1510 \text{ kg/m}^3$.

S'ha calculat el volum de NaOH a emmagatzemar partint dels 0,27 m³/h que requereix el procés. Tenint en compte que s'ha decidit tenir **stock de 5 dies**, el volum de NaOH total a emmagatzemar és el següent:

$$0,27 \frac{\text{m}^3 \text{ de NaOH}}{\text{hora}} \cdot \frac{24 \text{ hores}}{1 \text{ dia}} \cdot 5 \text{ dies} = 32 \text{ m}^3 \text{ de NaOH}$$

Aquest volum total s'ha decidit repartir entre **2 tancs**.

A partir d'aquí, s'ha seguit el procediment descrit a l'apartat **11.1.1 Consideracions de Disseny a Pressió Atmosfèrica**, que s'ha exemplificat en el disseny dels tancs de Benzè.

Caldria destacar que al tenir el NaOH una temperatura de fusió de 12°C quan el tenim al 50%, hi haurà instal·lat dins de cada tanc un **serpentí d'aigua de calderes**, que s'activarà quan la temperatura disminueixi i pugui suposar un risc. El serpentí aportarà la calor necessària per contrarestar el fred exterior i per assegurar que el NaOH segueix en les condicions per les que el tanc ha estat dissenyat, és a dir, per NaOH en estat líquid.

A continuació, a la Taula 11.1-6 es mostren tant els paràmetres utilitzats, com els obtinguts, pel disseny dels tancs de MCB.



Taula 11.1-6. Paràmetres del disseny d'un tanc de NaOH al 50%.

PARÀMETRES TANC NaOH	
Material	AISI 304L
ρ material (kg/m ³)	7900
Nº de tancs	2
Volum de NaOH/tanc (m ³)	16
Sobredimensionament	20%
Volum total tanc (m ³)	20
Diàmetre interior (m)	2,57
Relació H/D	1,5
Alçada cos cilíndric (m)	3,86
Gruix cos cilíndric (mm)	5
Tipus de sostre	CÒNIC
Pendent sostre cònic (graus)	15
Alçada sostre (m)	0,34
Gruix sostre (mm)	4,76
Diàmetre fons pla (m)	2,62
Gruix fons pla (mm)	6
Alçada total (m)	4,2
Pes cos cilíndric (kg)	1.232
Pes sostre cònic (kg)	100
Pes fons pla (kg)	256
Pes tanc buit (kg)	1.588
Pes tanc en operació (kg)	26.050



11.1.2. CONSIDERACIONS DE DISSENY DE TANCS A PRESSIÓ

Tal i com s'ha esmentat anteriorment, pels dissenys físics i mecànics dels tancs d'emmagatzematge que es troben a pressió s'ha seguit el **codi ASME**.

A continuació es detallen els passos seguits pel disseny del tanc de Clor, l'únic del procés que cal tenir-lo a una pressió superior a l'atmosfèrica.

11.1.2.1. DISSENY DELS TANCS DE CLOR

Pel disseny del tanc de Clor s'ha seguit la normativa MIE-APQ 3, exclusiva per aquesta substància, i el **codi ASME**.

En primer lloc cal tenir en compte la pressió de disseny i la temperatura de disseny.

Per fer-ho, s'ha utilitzat el diagrama de fases del Clor [2], i s'ha dissenyat pel cas de condicions més extremes. Per tenir el Clor líquid a una temperatura de **40°C**, la pressió caldrà que sigui de mínim 10 bars, però segons la normativa MIE-APQ 3, la pressió de operació haurà de ser de mínim **15 bars**. Així doncs, es prenen aquests dos paràmetres com els d'operació.

El material utilitzat per l'emmagatzematge d'aquest fluid ve donat també per la normativa vigent que regula l'emmagatzematge del clor. En aquest cas ha estat **ACER AL CARBONI**.

A continuació es mostra un recull d'alguns dels paràmetres característics de l'acer al carboni que s'utilitza durant el disseny dels tancs de Clor:

Taula 11.1-7. Paràmetres característics de l'Acer al Carboni i del Clor.³

ρ material (kg/m ³)	E material	S (MPa)	CA (mm)	ρ clor L (kg/m ³)
7580	0,85	250	2	1562

S'han calculat les necessitats de clor a emmagatzemar partint dels 4,037 m³/h que necessita el procés per poder dur-se a terme, tenint en compte que s'ha decidit tenir **stock per a 3 dies**. Per tant el volum de clor total a emmagatzemar és el següent:

³ A l'apartat 11.1.1. ja s'ha explicat què és cadascun dels paràmetres als que es fa referència.



$$4,037 \frac{m^3 \text{ clor}}{\text{hora}} \cdot \frac{24 \text{ hores}}{1 \text{ dia}} \cdot 3 \text{ dies} = \mathbf{291 m^3 \text{ de Clor}}$$

Per tal de no tenir els tancs plens al 100% de la seva capacitat, s'ha sobredimensionat un 20% cada tanc, i aquest volum resultant s'ha decidit repartir en **4 tancs**, de manera que queda de la següent manera:

$$\frac{291 m^3}{4 \text{ tancs}} \cdot 1,2 \text{ de sobredimensionament} = \frac{87,2 m^3}{\text{tanc}} \approx \mathbf{90 m^3 \text{ cada tanc}}$$

Sabent que el volum d'un cilindre és $V = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot r^3$, i que el volum del tanc és de 90 m³, s'obté que el radi intern del cos cilíndric del tanc és igual a **r intern = 2,12 metres**. Pel que fa a la relació H/D, es pren un valor de 1,5, de manera que sabent que el Diàmetre interior és de 4,24 metres, l'alçada pren un valor de **H = 6,36 metres**.

Al haver arrodonit anteriorment el volum del tanc de 87,2 m³ a 90 m³, el nivell d'ocupació real del tanc finalment és del 80,7%. Per tant, pel que fa a l'alçada del líquid, sabent que el tanc té una ocupació del 80,7%, el nivell real de líquid pren un valor de:

$$\mathbf{Nivell \text{ de líquid} = 6,36 m \cdot \frac{80,7}{100} = 5,14 \text{ metres}}$$

A continuació es procedeix al disseny dels tancs de Clor seguint el **codi ASME**. Per fer-ho, s'ha tingut en compte els següents canvis d'unitat:

$$\mathbf{1 \text{ MPa} = 10 \text{ bars}}$$

$$\mathbf{1 \text{ bar} = 14,5 \text{ psi}}$$

$$\mathbf{1 \text{ metre} = 39,37 \text{ polzades}}$$

➤ Pressió de disseny

La pressió de disseny és la pressió màxima a la qual està dissenyat l'equip. El valor escollit ha de ser sempre el major de les equacions següents: **[3]**

$$Pd = Pop \cdot 1,1 \quad \textbf{(Equació 11.1-10)}$$

$$Pd = Pop + 25 \text{ psi} \quad \textbf{(Equació 11.1-11)}$$



On:

- Pd és la pressió de disseny, en psi.
- Pop és la pressió d'operació, en psi.

Pel cas concret de la planta **MCB Producers**, el valors són els següents, tenint en compte els canvis d'unitat:

$$Pd = 217,56 \cdot 1,1 = 239,3 \text{ psi}$$

$$Pd = 217,56 + 25 \text{ psi} = 242,6 \text{ psi} = \mathbf{Pd = 16,7 bar}$$

➤ Temperatura de disseny

La temperatura de disseny és la temperatura màxima per a la qual està dissenyat l'equip. Pels recipient que treballen a temperatures superiors a 0°C, la Td es calcula amb la següent equació:

$$Td = Top + 15^{\circ}C \quad \text{(Equació 11.1-12)}$$

On:

- Td es la temperatura de disseny, i Top la d'operació, en graus Celsius

Pel cas de **MCB Producers**: $Td = 40 + 15 = \mathbf{Td = 55^{\circ}C}$

➤ DISSENY PER PRESSIÓ INTERNA

➤ Cos cilíndric

El recipient de Clor s'ha dissenyat amb un cos cilíndric, i l'espessor de les parets s'ha calculat mitjançant la següent equació:

$$t_{cos \text{ cilíndric}} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + CA \quad \text{(Equació 11.1-13)}$$

On:

- P és la pressió de disseny, en psi.



- R és el radi intern, en polzades.
- S és l'esforç màxim admissible del material, en psi.
- E és el factor de soldadura, adimensional.
- CA és el sobreessessor per corrosió, en polzades.

Pel cas de **MCB Producers**, el gruix de la paret del cos cilíndric pren el següent valor:

$$t_{cos} = \frac{242,6 \cdot 83,53}{36259,4 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 242,6} + 0,079 = 0,739 \text{ polzds} = t_{cos} = \mathbf{18,78mm}$$

➤ Capçals toriesfèrics

Pels capçals del recipient, s'han escollit de tipus toriesfèric tipus Asme Flanged and Dished amb relació L/r de 10 (r la suposem igual al 10% de L). La equació utilitzada per al càlcul de l'espessor ha estat la següent:

$$t_{capçal} = \left(\frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} + CA \right) \cdot 1,1 \quad (\text{Equació 11.1-14})$$

On:

- P, S, E i CA són el mateix que pel cos cilíndric.
- L és el radi intern de bombat del fons, en polzades. Per aquest tipus de capçal, L és igual al diàmetre interior del tanc.
- M és un factor tabulat en funció del valor de L/r. [3]
- r és el radi de la cantonada del fons, en polzades. S'ha pres un valor de r d'un 10% del valor del diàmetre intern del recipient.
- El factor 1,1 s'aplica per tenir en compte el 10% que es pot perdre en la fabricació en les cantonades del toriesfèric. Es tracta d'un factor més aviat de seguretat.

Pel que fa el tanc de clor dissenyat per la planta de **MCB Producers**, el gruix dels capçals és el següent:

$$t_{cap} = \left(\frac{242,6 \cdot 167,05 \cdot 1,54}{2 \cdot 36259,4 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 242,6} + 0,079 \right) \cdot 1,1 = 1,2 \text{ plzds} = t_{cap} = \mathbf{30,5mm}$$

Si les polzades obtingudes haguessin estat menys de 0,625, s'hauria establert aquest valor com el mínim pel gruix dels capçals del tanc. És a dir, el **gruix mínim per capçals de tancs a pressió dissenyats amb ASME és de 15,88 mm**.

➤ **Càlcul geometria dels capçals toriesfèrics**

A continuació, a la següent taula es mostra un recull de les característiques tècniques pel que fa a la geometria dels capçals toriesfèrics dels tancs de clor de la planta de **MCB Producers** dissenyats amb el **codi ASME**.

Taula 11.1-8. Característiques geometria capçals toriesfèrics

r (m)	0,42 (10% de Di)
h1 (m)	0,05
h2 (m)	$Di - \sqrt{(Di - r)^2 - \left(\frac{Di}{2} - r\right)^2} = 0,82$
H (m)	$h1 + h2 + t_{\text{capçal}} = 0,9$

A continuació, a la figura 11.1-2 es poden veure les característiques dels capçals de les que es parla a la Taula 11.1-8.

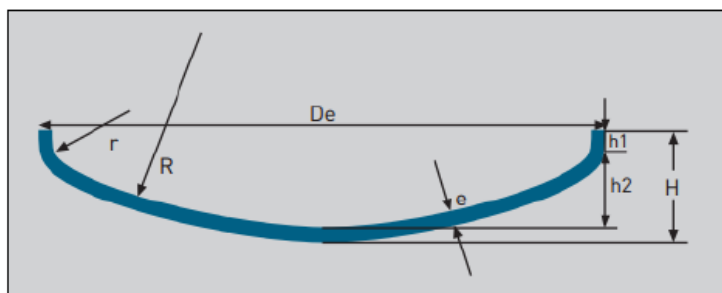


Figura 11.1-2 Característiques geometria capçals toriesfèrics



➤ **Pes tanc torisfèric buit**

Igual que pels recipients que treballen a pressió atmosfèrica, el pes dels tancs de clor s'ha calculat com la suma del cos cilíndric i dels capçals torisfèrics.

➤ **Pes cos cilíndric**

El pes del cos cilíndric s'ha trobat mitjançant l'equació 11.1-5, igual que pels atmosfèrics.

$$M_{cos} = (\pi \cdot (2,12 + 0,0188)^2 \cdot 6,36 - \pi \cdot 2,12^2 \cdot 6,36) \cdot 7580 = \mathbf{M_{cos} = 12.128 Kg}$$

➤ **Pes capçals torisfèrics**

$$M_{capçal} = (V_{ext} - V_{int}) \cdot \rho_{material} \quad \text{(Equació 11.1-15)}$$

On:

- $\rho_{material}$ és la densitat del material de l'acer al carboni, en kg/m^3
- V_{ext} és el volum exterior del fons, en m^3 , calculat com:

$$V_{ext} = 0,1 \cdot D_e^3 \quad \text{(Equació 11.1-16)}$$

essent D_e la suma de D_i + 2 cops el gruix del capçal.

- V_{int} és el volum interior del fons, en m^3 , calculat com:

$$V_{int} = 0,1 \cdot D_i^3 \quad \text{(Equació 11.1-17)}$$

Pel cas del tanc de clor de **MCB Producers**, la massa dels capçals és la següent:

$$M_{capçal} = (7,97 - 7,64) \cdot 7580 = \mathbf{M_{capçal} = 2.534Kg}$$

A partir de la suma de la massa del cos cilíndric i de dos cops la massa dels capçals, trobem que el pes total del tanc buit és:

$$12128 + (2 \cdot 2534) = \mathbf{M_{tanc buit} = 17.196 Kg}$$

➤ **Pes del tanc en operació**

Per saber quin és el pes del tanc en operació, es fa ús de l'equació 11.9, sabent que el volum de clor que hi ha a cada tanc és el total (291m^3) dividit pels 4 tancs. Per tant seran **73m³ de clor a cada tanc**.

$$M_{\text{tanc ple}} = 17196 + (72,7 \cdot 1562) = M_{\text{tanc ple}} = 130.701 \text{Kg}$$

Pel que fa a la disposició dels tancs, s'instal·laran de **forma horitzontal** a la planta, i els seus suports estaran preparats per no transmetre esforços sobre les parets, i que permetran dilatacions motivades per canvis de temperatura.

Destacar també que al ser tancs a pressió, comptaran cadascun amb el seu **disc de ruptura** com a mesura de seguretat en cas de sobrepressió. D'aquesta manera, abans d'acabar la sobrepressió en una explosió incontrolada, saltarà el disc de ruptura per evitar danys majors.

11.1.3. EMMAGATZEMATGE DE SÒLIDS

Pel que fa als sòlids, s'emmagatzemaran en sitges. És el cas del catalitzador Clorur de Ferro (III), i d'un dels subproductes del procés, el DCB.

Figura 11.1-3. Perfil de les sitges on s'emmagatzemaran els sòlids.



Per aquest tipus de recipients, es disposarà de filtres mecànics per l'aire extret durant les operacions de omplerta. Es col·locaran també barreres a l'exterior per evitar danys, per exemple, els que podria causar una carretó elevador. Es considerarà també la necessitat d'instal·lar sobreeixidors d'explosió de combustibles sòlids i es comprovarà que tots els equips tenen la connexió a terra adequada.



11.1.3.1. EMMAGATZEMATGE DE CLORUR DE FERRO (III)

Pel que fa l'emmagatzematge del catalitzador (FeCl_3), s'utilitzarà una sitja, ja que a temperatura ambient el catalitzador es troba en estat sòlid. Aquesta sitja no s'ha dissenyat com a tal. Se li han calculat les característiques que ha de tenir per emmagatzemar-hi la substància pertinent, i se li comprarà al distribuïdor **SIMEZA**, que disposa d'un ampli catàleg de sitges de diferents mides i capacitats. [4]

Sabent que el procés requereix de un cabal de $0,054 \text{ m}^3/\text{h}$ de catalitzador, es decideix tenir un stock de 10 dies.

Així doncs, el volum d'emmagatzematge pel FeCl_3 serà de:

$$0,054 \frac{\text{m}^3 \text{ FeCl}_3}{\text{hora}} \cdot \frac{24 \text{ hores}}{1 \text{ dia}} \cdot 10 \text{ dies} = \mathbf{13 \text{ m}^3 \text{ de FeCl}_3}$$

Sabent que la densitat del clorur de ferro (III) és de 2900 kg/m^3 , el pes del volum obtingut és de **37,31 tones**. Per escollir la sitja, el paràmetre que s'ha tingut en compte són les tones que suporta, ja que si es feia per capacitats de volum, el pes suportable no era suficient.

Un cop se sap quin es el pes mínim que haurà de suportar la sitja, s'ha consultat el catàleg de sitges del distribuïdor esmentat anteriorment [4], i s'ha seleccionat la que té les següent especificacions:

Taula 11.1-9. Característiques de la sitja d'emmagatzematge de FeCl_3

<i>Model</i>	<i>Sitges de base cònica de diàmetre 3,80m i de 3 viroles</i>
Capacitat (TON)	41
Capacitat (m^3)	56
Material	Acer inox. 316L*
Diàmetre (m)	3,8
Angle del con (graus)	60
Alçada total (m)	8,19

*L'interior de les sitja tindrà una capa de PTFE, ja que el clorur fèrric pot ser corrosiu a metalls.



11.1.3.2. EMMAGATZEMATGE DE DCB

El Diclorobenzè a temperatura ambient es troba en estat sòlid, ja que el seu punt de fusió és de 53°C. És per això que el seu emmagatzematge no es farà com la majoria dels del procés. Abans de ser emmagatzemat, al DCB se'l sotmet a un procés anomenat **Cooling and Flaking System**. [5]

Quan el DCB és separat del MCB a la fase de purificació, el DCB encara es troba a una temperatura elevada, i per tant en estat líquid. Un cop s'ha fet efectiva la separació, el DCB fos es subministra sobre una cinta d'acer a través del dispositiu d'alimentació, formant una pel·lícula sobre la cinta en funcionament. Una sèrie de tires de neoprè o cautxú impedeixen que el producte es vessi sobre la vora de la cinta d'acer.

La cinta d'acer és ruixada per la part inferior amb aigua, mitjançant ruixadors, per garantir una refrigeració uniforme, el que resulta en una solidificació controlada i constant. El calor alliberat durant el refredament i la solidificació, s'elimina amb la seva excel·lent conductivitat tèrmica.

No hi ha contacte directe entre el refrigerant i el producte, de manera que no existeix risc de contaminació creuada.

Al final de la cinta, un cop refredat i solidificat el diclorobenzè, una trituradora dissenyada especialment pel nostre producte, trenca la capa sòlida en petits flocs irregulars. Després de sortir de la trituradora, els fragments s'introdueixen en una sitja.

Aquesta sitja no s'ha dissenyat com a tal. Se li han calculat les característiques que ha de tenir per emmagatzemar-hi la substància pertinent, i se li comprarà al distribuïdor **SIMEZA**, que disposa d'un ampli catàleg de sitges de diferents mides i capacitats. [4]

Sabent que el procés produeix un cabal de 0,84 m³/h de DCB, es decideix tenir un stock de 3 dies. Així doncs, el volum d'emmagatzematge pel DCB serà de:

$$0,84 \frac{m^3 \text{ DCB}}{\text{hora}} \cdot \frac{24 \text{ hores}}{1 \text{ dia}} \cdot 3 \text{ dies} = \mathbf{60 \text{ m}^3 \text{ de DCB}}$$

Aquest volum total de DCB a emmagatzemar s'ha decidit dividir-lo entre **2 sitges**, de manera que s'emmagatzemaran uns **30 m³ de DCB a cada sitja**.



Sabent que la densitat del dcb és de 1099 kg/m^3 , el pes del volum obtingut per 30 m^3 de dcb en una sitja és de **33,15 tones**. Per escollir la sitja, el paràmetre que s'ha tingut en compte són les tones que suporta, ja que si es feia per capacitats de volum, el pes suportable no era suficient.

Un cop se sap quin es el pes mínim que haurà de suportar la sitja, s'ha consultat el catàleg de sitges del distribuïdor esmentat anteriorment **[4]**, i s'ha seleccionat la que té les següent especificacions:

Taula 11.1-10. Característiques de les sitges d'emmagatzematge de DCB

<i>Model</i>	<i>Sitges de base cònica de diàmetre 3,60m i de 3 viroles</i>
Capacitat (TON)	36
Capacitat (m^3)	49
Material	Acer inox. 316L
Diàmetre (m)	3,6
Angle del con (graus)	60
Alçada total (m)	8,53

11.1.4. DISSENY DE TANCS PULMÓ I MESCLADORS

Pel que fa a aquest tipus de tancs, se n'ha dissenyat un amb agitador per mesclar el catalitzador amb el benzè fresc i el recirculat (previ al reactor de cloració), i un altre (també amb agitador) per diluir el NaOH 50% en aigua pel tractament del catalitzador. L'objectiu d'aquests dos tancs, a part de funcionar com a tancs pulmó, és d'homogeneïtzar bé la mescla. Per això se'ls hi posa el agitador.

A part d'aquests dos, també s'instal·laran dos tancs pulmó més (aquests sense agitador), previs a les columnes de destil·lació, per assegurar un cabal d'entrada constant a les columnes. Pel que fa al disseny del cos dels tancs, s'ha seguit el procediment descrit a l'apartat del [Disseny dels Tancs de Clor](#), ja que s'han dissenyat tots sota la normativa del **codi ASME**, per recipients a pressió i, en aquest cas, amb capçals toricsfèrics.

Abans de mostrar els resultats del disseny de cadascun d'aquests 4 tancs, a continuació es poden veure els passos seguits per a dissenyar els agitadors, junt amb la seva potència necessària.

11.1.4.1. DISSENY DE L'AGITACIÓ

A continuació s'explica quins han estat els càlculs realitzats per tal de determinar la potència necessària de l'agitador, amb l'objectiu de homogeneïtzar perfectament la mescla.

S'ha escollit un agitador de turbina de 6 pales pels dos tancs que en porten, ja que s'ha considerat com a òptim aquest tipus pel procés.

A partir de la bibliografia següent, ja sabent les dimensions del tanc, s'extreuen els paràmetres pel disseny de les dimensions de l'agitador.

Se'n extreuen doncs, que:

- D2 és 1/3 del diàmetre del tanc.
- H2 és igual a D2.
- H3 és 1/3 de D2.
- L3 és 1/4 de D2.

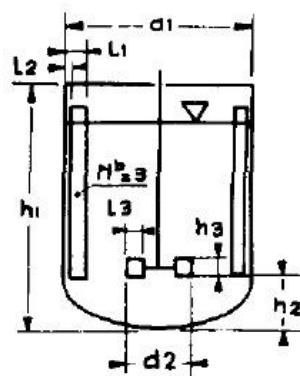


Figura 11.1-4: Esquema dimensions tanc i agitador.

Per tal de calcular la potència de l'agitador és necessari abans calcular el nombre de Reynolds amb la següent equació:

$$Re = \frac{\rho \cdot n \cdot Da^2}{\mu} \quad (\text{Equació 11.1-17})$$

On:

- Re és el número de Reynolds.
- ρ és la densitat de la mescla en kg/m³
- n és el número de revolucions per segon de l'agitador (rps)
- Da és el diàmetre de l'agitador, en m.
- μ és la viscositat de la mescla, en kg/m·s.

Per tal de calcular el valor de n (número de revolucions) del agitador, cal aplicar la següent equació:

$$n = \frac{V_{\text{típica}}}{\pi \cdot Da} \quad (\text{Equació 11.1-18})$$

On:

- $V_{\text{típica}}$ és la velocitat típica del agitador, en m/s. Aquest valor sol oscil·lar entre 3 i 10.

Un cop obtingut el número de Reynolds, ja es pot trobar el valor de N_p (número de potència), a partir del següent gràfic, extret de la bibliografia [6].

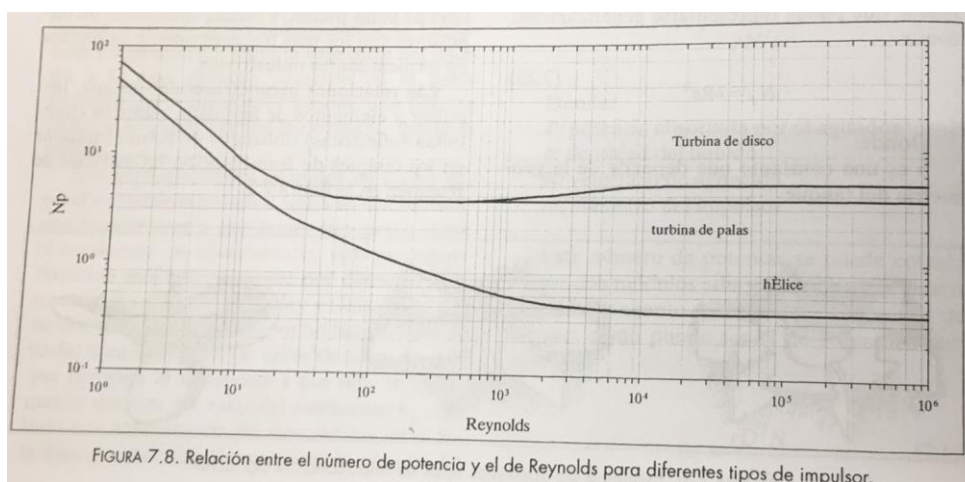


Figura 11.1-5: Relació entre N_p i Re per diferents tipus d'agitador.

Un cop obtingut el valor de N_p , ja es pot aplicar a la següent equació per obtenir la potència necessària del agitador, en W .

$$P = N_p \cdot \rho \cdot n^3 \cdot Da^5 \quad (\text{Equació 11.1-19})$$



11.1.4.2. RESULTATS EN EL DISSENY DE TANCS PULMÓ I MESCLADORS

A continuació, es mostren els paràmetres obtinguts en el disseny dels tancs pulmó i dels mescladors, que s'ha calculat seguint el **codi ASME** pel que fa el disseny del cos dels tancs, explicat a l'apartat del *Disseny de Tancs de Clor*, i pel cas dels agitadors, seguint el procediment indicat a l'apartat anterior *Disseny de l'Agitació*.

En primer lloc, a la **Taula 11.1-11.**, es mostren els resultats obtinguts pel disseny dels tancs pulmó previs a les columnes de destil·lació; un per a cadascuna. Pren el nom de **PULMÓ 1**, el tanc pulmó situat just abans de la primera columna de destil·lació del procés, i **PULMÓ 2**, al tanc pulmó previ a la segona i última columna de destil·lació, que s'encarrega de purificar el MCB.

També hi haurà un tercer pulmó, de nom **PULMÓ 3**, situat a la sortida inferior del decantador, amb l'objectiu de recollir el NaOH diluït. La raó de posar aquest tanc pulmó previ a la bomba, és per evitar que, en cas de que el corrent líquid contingui sòlids en suspensió, quedin sedimentats al tanc, i no arribin a la etapa posterior del procés. A més, així també s'evita que la bomba no arribi a fer el buit al decantador.

En últim lloc, el **PULMÓ 4**, situat a la sortida del descalcificador, s'encarregarà d'acumular aigua descalcificada suficient per abastir durant 45 minuts al procés, en cas que la descalcificadora deixés de funcionar. Aquesta aigua descalcificada s'utilitzarà per diluir el NaOH, previ al tractament del catalitzador, i per l'absorció d'àcid clorhídric.

A la segona taula de dades, la **Taula 11.1-12**, es mostren els resultats obtinguts pel disseny dels tancs dels mescladors, i a la **Taula 11.1-13**, els resultats pel disseny dels agitadors. Pren el nom de **MIXER 1**, el mesclador situat just abans del reactor de cloració, que té la funció de homogeneïtzar el catalitzador amb els corrents de benzè fresc i el recirculat. El **MIXER 2**, en canvi, fa referència al que s'encarrega de diluir el NaOH amb aigua, previ al tractament del catalitzador. Ambdós funcionen també com a pulmó.



Taula 11.1-11 Característiques tancs pulmó 1, 2, 3 i 4.

PARÀMETRES TANCs PULMÓ				
PARÀMETRES	PULMÓ 1	PULMÓ 2	PULMÓ 3	PULMÓ 4
Material tanc	AISI 304L	AISI 304L	AISI 304L	AISI 304L
ρ material (kg/m ³)	7900	7900	7900	7900
ρ mescla corrent (kg/m ³)	960	991	1044	1000
P operació (bar)	1,01	1,01	1,01	1,01
P disseny (bar)	2,7	2,7	2,7	2,7
T operació (°C)	55	133,4	55	25
T disseny (°C)	70	148,4	70	40
Cabal entrada i sortida (m ³ /h)	17,22	9,47	6,54	12
Temps residència (min)	6	5	5	45
V útil (m ³)	1,72	0,79	0,55	9
Sobredimensionament %	10	10	10	10
V total tanc (m ³)	2	1	0.75	10
Ocupació del tanc %	86,1	78,9	72,7	90
Diàmetre interior (m)	1,19	0,95	0,86	2,04
Relació H/D	1,5	1,5	1,5	1,5
Alçada cos cilíndric (m)	1,79	1,42	1,29	3,06
Gruix cos cilíndric (mm)	3,24	2,98	2,89	4,12
Alçada capçal toriesfèric (m)	0,30	0,25	0,23	0,46
Gruix capçal toriesfèric (mm)	15,88	15,88	15,88	15,88
Alçada total (m)	2,38	1,92	1,76	3,98
Pes cos cilíndric (kg)	172	100	80	639
Pes d'un capçal toriesfèric (kg)	110	70	58	318
Pes tanc buit (kg)	392	239	196	1.275
Pes tanc en operació (kg)	2.045	1.021	764	10.275



Taula 11.1-12 Característiques dels tancs dels mescladors 1 i 2.

PARÀMETRES TANCs MESCLADORS		
PARÀMETRES	MIXER 1	MIXER 2
Material tanc	AISI 304L	AISI 304L
ρ material (kg/m ³)	7900	7900
ρ mescla (kg/m ³)	872,4	990,3
P operació (bar)	2,4	1,01
P disseny (bar)	4,1	2,7
T operació (°C)	34	35,5
T disseny (°C)	49	50,5
Cabal entrada i sortida (m ³ /h)	17,65	6,28
Temps residència (min)	5	5
V útil (m ³)	1,47	0,52
Sobredimensionament %	10	10
V total tanc (m ³)	2	0,75
Ocupació del tanc %	73,5	69,8
Diàmetre interior (m)	1,19	0,86
Relació H/D	1,5	1,5
Alçada cos cilíndric (m)	1,79	1,29
Gruix cos cilíndric (mm)	3,87	2,89
Pressió màxima treball (bar)	8,5	8,8
Alçada capçal toriesfèric (m)	0,30	0,23
Gruix capçal toriesfèric (mm)	15,88	15,88
Alçada total (m)	2,38	1,76
Pes cos cilíndric (kg)	206	80
Pes d'un capçal toriesfèric (kg)	110	58
Pes tanc buit (kg)	426	196
Pes tanc en operació (kg)	1.708	714



Taula 11.1-13 Característiques dels agitadors dels mescladors 1 i 2.

PARÀMETRES AGITADORS MESCLADORS		
PARÀMETRES	MIXER 1	MIXER 2
Tipus d'agitador	Turbina de 6 pales	Turbina de 6 pales
Distància agitador-fons (m)	0,4	0,29
Diàmetre agitador (m)	0,4	0,29
Alçada pales agitador (m)	0,13	0,1
Llargada pala agitador (m)	0,1	0,07
Densitat mescla (kg/m ³)	872,4	990,3
Viscositat mescla (kg/m·s)	0,00073	0,00072
V típica (m/s)	6	6
Revolucions agitador (rps)	4,8	6,66
Reynolds	$9,1 \cdot 10^5$	$7,5 \cdot 10^5$
Número de potència	4,5	4,5
Potència agitador (W)	4.325	2.553

11.1.5. VENTAJOS NORMALS I D'EMERGÈNCIA

➤ Ventajos normals

Tot recipient d'emmagatzematge haurà de disposar de sistemes de venteig per prevenir la deformació del mateix com a conseqüència dels processos en que s'omple i es buida el tanc, així com a conseqüència de canvis de temperatura.

Els ventajos normals d'un recipient tindran com a mínim una mida igual al major de les canonades de omplerta o buidatge, i en cap cas inferior a 35 mm de diàmetre interior.

Si un recipient té més d'una connexió per omplir-lo o buidar-lo, la dimensió del venteig es basarà en el flux màxim possible.

La sortida de tots els ventajos en recipient que permetin pressions majors a 0,15 bar es disposarà de forma que la descàrrega, en cas d'inflamar-se, no pugui produir recalentaments locals o que el foc incideixi en qualsevol part del recipient.



Pels recipients que emmagatzemen líquids amb un punt d'ebullició igual a inferior a 38°C, el venteig estarà normalment tancat, excepte quan es ventegi a la atmosfera en condicions de pressió interna o buit.

Els ventejos dels recipients que emmagatzemin líquids de classe B1, B2, C i D que estiguin emmagatzemats a temperatura superior al seu punt d'inflamació, estaran equipats amb un sistema que eviti la penetració d'espurnes o flames.

Pel cas de **MCB Producers**, els gasos ventejats dels tancs s'enviaran a una torre de carbó actiu de la zona de tractament.

➤ **Ventejos d'emergència**

Tots els recipients d'emmagatzematge de superfície tindran alguna forma constructiva o dispositiu que permeti alleugerir l'excés de pressió interna causada per un foc exterior. En tancs verticals, la forma constructiva pot ser un sostre flotant, mòbil, unió dèbil del sostre o qualsevol altre solució establerta en codis de reconeguda solvència.

Quan el venteig d'emergència esta encomanat a una vàlvula o dispositiu, la capacitat total de venteig normal i d'emergència seran suficients per prevenir qualsevol sobrepressió que pugui originar la ruptura del cos o fons del recipient si es vertical, o del cos i capçals si es horitzontal.

La sortida de tots els ventejos en recipient que permetin pressions majors a 0,15 bar es disposarà de forma que la descàrrega, en cas d'inflamar-se, no pugui produir recalentaments locals o que el foc incideixi en qualsevol part del recipient.

Cada dispositiu de venteig haurà de dur estampat sobre ell la pressió d'obertura, la pressió a la qual arriba a la posició totalment oberta, i la seva capacitat de venteig en aquesta última posició.

11.1.6. SUPORTS

Un cop dissenyats els tancs d'emmagatzematge i dipòsits pulmó, s'han escollit els suports idonis per cada tipus de tanc utilitzat. A la planta de **MCB Producers** es poden trobar tres tipus de tancs: els horitzontals amb capçals toricsfèrics, els verticals de capçals toricsfèrics, i els verticals de fons pla.



Els de fons pla no els hi cal cap tipus de suport, ja que com diu l'API 650 [1], el tanc es troba suportat per una superfície de formigó de 30 cm per sobre del sòl, i que serà impermeable al producte que contindrà, que ja serà capaç de suportar la flexió i càrrega generada pel pes del tanc.

Pel que fa als altres dos models, els de capçals toriesfèrics horitzontals (els de Clor), els suports utilitzats són els suports de tipus cuna. El número de suports ve marcat per la capacitat que té el terra de suportar el pes del tanc.

Finament, pel que fa als tancs verticals de capçals toriesfèrics. És a dir, tots els dipòsits pulmó, s'ha escollit uns suports de 3 potes equidistants, ja que habitualment són de poc pes i es troben en llocs amb poc vent.

11.1.7. IMPLANTACIÓ I CUBETES

Tots els tancs d'emmagatzematge de la planta de *MCB Producers* seran fixes, i s'instal·laran a l'aire lliure. Per protegir-los de la radiació solar, es procedirà a la aplicació exterior de una pintura de tonalitat clara. Aquesta protecció no impedirà la inspecció visual de la xapa dels recipients exteriorment.

Pel que fa al sistema de retenció que cal implementar per a tots els tancs, en el cas dels recipients per emmagatzematge de líquids, s'anomenen CUBETES.

El disseny de les cubetes s'ha realitzat respectant totes les normatives que venen donades a les MIE APQ, com ara que els recipients no poden estar disposats en més de dos files i que serà precís que cada fila de recipients tingui una via d'accés que permeti la intervenció d'una brigada de lluita contra incendis.

També s'ha tingut en compte el número de tancs que es troben dins de cada cubeta. Les distàncies obtingudes i que s'han utilitzat són de **1 metre entre la paret del tanc i la paret de la cubeta**, i de **1,8 metres entre tancs inflamables** (pel cas de Benzè i de MCB sabent que els diàmetres dels seus tancs són de 4,4m), i de **1 metre entre tancs no inflamables** (pel cas de NaOH, HCl, i Clor).



A continuació es mostren les característiques de cadascuna de les cubetes, tenint en compte que n'hi ha una per a cada producte químic.

Taula 11.1-14 Característiques de les cubetes del parc de tancs.

	Benzè	MCB	HCl	NaOH	Clor
Nº de tancs dins la cubeta	6	6	6	2	4
Volum de cada tanc (m³)	100	100	85	20	90
Distància paret llarga (m)	18,7	18,7	16,5	8,2	19,3
Distància paret curta (m)	12,6	12,6	11,3	4,6	11,6
Superfície ocupada (m²)	235,6	235,6	187,4	37,4	223,6
Superfície útil (m²)	159,4	159,4	119	32,1	223,6
Alçada mínima de la paret de la cubeta (m)	0,63	0,63	0,71	0,62	1

Les cubetes serveixen perquè en cas de fuga o vessament d'un tanc, la substància emmagatzemada quedi retinguda entre les quatre parets d'aquesta.

Cal remarcar que la cubeta tindrà un **pendent de un 1%**, de manera que en cas de vessament, el fluid derramat s'escorri ràpidament cap al punt de recollida i posterior tractament d'efluents.

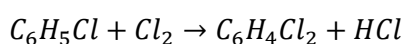
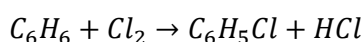
Pel cas de recipients per al emmagatzematge de sòlids, també s'instal·larà un sistema de retenció apropiat per aquest tipus de substàncies.



11.2. REACTOR DE CLORACIÓ

La reacció que es portarà a terme en aquest reactor correspon a una substitució electròfila aromàtica, molt semblant a una alquilació de *Friedel-Crafts*, on s'utilitzarà un halogen, que reaccionarà amb un anell aromàtic amb l'ajut d'un àcid de Lewis com a catalitzador.

En aquest cas, el halogen serà el clor (Cl_2), l'anell aromàtic serà el benzè (C_6H_6) i l'àcid de Lewis que s'utilitzarà com a catalitzador correspondrà al clorur fèrric III (FeCl_3). Les reaccions que es duren a terme es mostren a continuació:



La primera reacció correspon a la producció de monoclorbenzè i és la que interessa maximitzar per tal de obtenir el màxim rendiment possible, ja que correspon al producte d'interès. Aquesta reacció té una constant cinètica de $8,84 \cdot 10^{-3} \text{ L/mol}\cdot\text{s}$ (*Transport Phenomena for Chemical Reactor Design*).

La segona reacció consisteix en la reacció del monoclorbenzè amb clor no reaccionat per a la formació de diclorbenzè. En el cas que s'ocupa en la planta de **MCB Producers** no interessa que es produeixi aquest compost ja que redueix la puresa del producte d'interès. La cinètica d'aquesta reacció esdevé 8 vegades menor a la primera, i en augmentar la temperatura, millora la seva productivitat.

S'ha de destacar, que existeix una tercera reacció que correspon a la conversió del diclorbenzè a triclorbenzè al reaccionar amb el clor. En aquest cas, la cinètica d'aquesta reacció és 30 vegades menor que la reacció de formació del diclorbenzè, és a dir, 240 vegades inferior a la reacció principal. Coneixent aquesta dada s'assumeix que la quantitat de triclorbenzè que es produirà al reactor serà menyspreable.

Així doncs, aquestes reaccions bifàsiques s'hauran de dur a terme en les condicions òptimes de pressió i temperatura per tal de que es produeixi la menor quantitat de diclorbenzè, a la vegada que es maximitza la producció de monoclorbenzè. Segons les dades bibliogràfiques



que s'han consultat, les condicions òptimes de treball corresponen a 55 °C de temperatura i 240 kPa de pressió.

També cal tenir en compte que aquesta reacció es porta a terme a la fase líquida, per tant, s'haurà de tenir en compte la transferència del clor en el si del benzè per a millorar-ne la conversió.

Tenint en compte els punts esmentats prèviament, s'ha seleccionat un tipus de reactor bifàsic RCTA on el benzè omplirà el tanc mantenint un volum constant, mentre es bombolleja clor per la zona inferior per a que actuï com a reactiu limitant. El reactor disposarà d'un agitador per tal de trencar les bombolles de clor i millorar la difusió del gas a la fase líquida.

A més, com que les reaccions que es porten a terme són exotèrmiques i la temperatura és un factor clau en la conversió, es disposarà d'un sistema de refrigeració.

Per dur a terme el càlcul del volum del reactor necessari s'ha realitzat un procés iteratiu amb el programa de simulacions *Aspen HYSYS*, que ha consistit en la variació dels cabals d'entrada al reactor i del volum d'aquest fins que s'han obtingut els cabal i composició de monoclorbenzè necessaris per assolir els objectius de la planta.

A la Taula 11.2-1, presentada a continuació, es fa un recull dels paràmetres claus obtinguts:

Taula 11.2-1. Paràmetres de disseny

PARÀMETRES	VARIABLES DE DISSENY
Volum Reactor	75 m ³
Cabal entrada de líquid	198,20 kmol/h
Cabal entrada de gas	88,90 kmol/h
Cabal sortida de líquid	188,75 kmol/h
Cabal sortida de gas	98,35 kmol/h
Temperatura d'operació	55°C
Pressió d'operació	240 kPa

Tal i com s'observa, els cabals d'entrada i sortida no són igual entre medis. Aquest fenomen es deu a que una part del benzè es veu arrossegat pel clor i surt pel cap del reactor.



S'utilitzarà una columna d'absorció d'orgànics per a recuperar i poder recircular posteriorment aquest benzè.

En base als càlculs que es realitzaran en els propers apartats d'aquest manual, s'ha decidit que aquesta reacció es durà a terme en tres reactors idèntics, per tant, el volum i el cabal es dividiran equitativament.

A través del cabal de benzè i el volum del reactor es calcula el temps de residència del reactor de cloració, tal i com es mostra a l'equació 11.1-1.:

$$\tau = \frac{\text{Volum del reactor}}{\text{Cabal volumètric}} = \frac{25 \text{ m}^3}{17,30 \text{ m}^3} = 1,4 \text{ hores} \quad (\text{Equació 11.1-1})$$

11.2.1. DISSENY DEL REACTOR DE CLORACIÓ

El material que s'utilitzarà per a la construcció dels reactors tindrà en compte la compatibilitat dels components a l'interior del mateix. En aquest cas, s'ha decidit utilitzar AISI 304 SS amb un recobriments de PTFE (també conegut com tefló) per tal de protegir el metall de la corrosió que pot provocar l'àcid clorhídric.

Per a dur a terme el càlcul del gruix de les parets del reactor és necessari el càlcul de diversos paràmetres:

➤ Pressió de disseny

En recipients sotmesos a pressió, com ara els reactors, la pressió de disseny s'obté del valor més elevat entre aquestes dues equacions:

- **REACTOR**

$$P_{\text{disseny}} = P_{\text{operació}} + 2 \text{ atm} = 2 \text{ atm} + 2 \text{ atm} = \mathbf{4 \text{ atm}}$$

$$P_{\text{disseny}} = P_{\text{operació}} \cdot 1,2 \text{ atm} = 2 \text{ atm} \cdot 1,2 = 2,4 \text{ atm}$$

- **CAMISA**

$$P_{\text{disseny}} = P_{\text{operació}} + 2 \text{ atm} = 1 \text{ atm} + 2 \text{ atm} = \mathbf{3 \text{ atm}}$$

$$P_{\text{disseny}} = P_{\text{operació}} \cdot 1,2 \text{ atm} = 1 \text{ atm} \cdot 1,2 = 1,2 \text{ atm}$$



- **SERPENTÍ**

$$P_{disseny} = P_{operació} + 2 \text{ atm} = 2 \text{ atm} + 2 \text{ atm} = \mathbf{4 \text{ atm}}$$

$$P_{disseny} = P_{operació} \cdot 1,2 \text{ atm} = 2 \text{ atm} \cdot 1,2 = 2,4 \text{ atm}$$

➤ **Temperatura de disseny**

La temperatura de disseny que s'utilitzarà serà 50 °C superior a la d'operació:

$$T_{disseny} = T_{operació} + 50 \text{ °C} = 55 \text{ °C} + 50 \text{ °C} = \mathbf{105 \text{ °C}}$$

En conclusió, les condicions de treball del reactor de cloració correspondran a les recollides a la Taula 11.2-2:

Taula 11.2- 2. Paràmetres de disseny operacional del reactor de cloració

	PRESSIÓ DE DE DISSENY	PRESSIÓ D'OPERACIÓ	TEMPERATURA DE DISSENY	TEMPERATURA D'OPERACIÓ
REACTOR	4 atm	2 atm	105 °C	54 °C
CAMISA	3 atm	1 atm	85 °C	5 – 35 °C
SERPENTÍ	4 atm	1 atm	85 °C	5 – 35 °C

➤ **Càlcul de l'espessor del cos del reactor**

Després de realitzar varies iteracions tenint en compte la refrigeració i l'agitació del tanc, s'ha decidit que cada reactor tindrà un diàmetre de 3 m i una alçada de 4 m. La seva alçada de operació serà de 3,2 m.

Per al càlcul del gruix de les parets del reactor s'ha utilitzat l'equació 11.2-1, tant per a les condicions de disseny internes com las externes:

$$H_{cilindre} = \frac{P_{diss} \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 1,2 \cdot P_{diss}} + C_1 = \frac{4 \text{ atm} \cdot 3000 \text{ mm}}{2 \cdot 1628,42 \text{ atm} \cdot 0,8 - 1,2 \cdot 4 \text{ atm}} + 10 \text{ mm} = 14,6 \text{ mm}$$

(Equació 11.2-1)



On:

- P_{diss} = Pressió de disseny
- D = diàmetre
- S = esforç permisible
- E = factor de soldadura. En aquest cas s'utilitzarà soldadura parcial.
- C_1 = Sobrepressió de corrosió durant 10 anys. Els valors típics es troben entre 1 i 6 mm a l'any. Com que s'aplicarà una capa de tefló a l'interior del tanc s'ha escollit el valor típic mínim, és a dir, 1 mm.

A més, s'ha aplicat un factor de seguretat del 20% al gruix del cilindre:

$$N = \frac{P_{diss}}{P_{op}} \rightarrow gruix_{real} = \frac{gruix_{min}}{N} = \frac{14,6 \text{ mm}}{0,8} = 16 \text{ mm} \cdot \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} = \mathbf{1,8 \text{ cm}} \text{ (Equació 11.2-2)}$$

N = factor de seguretat

➤ Càlcul de l'espessor dels capçals del reactor

S'ha decidit realitzar els capçals del tanc de tipus toriesfèric decimal, ja que és el tipus de tapa més comú en el disseny d'equips a pressió i tenen la capacitat de suportar altes pressions d'operació.

El fet de que sigui un toriesfèric decimal vol dir que la relació entre L i r serà sempre 10, per tant el valor de M obtingut a la Taula 11.2-3 correspon a 1,54.

Taula 11.2-3. Relació L/r envers M per a un capçal toriesfèric

L/r	1.00	1.25	1.50	1.75	2.00	2.25	2.50	2.75
M	1.00	1.03	1.06	1.08	1.10	1.13	1.15	1.17
L/r	3.00	3.25	3.50	4.00	4.50	5.00	5.50	6.00
M	1.18	1.20	1.22	1.25	1.28	1.31	1.34	1.36
L/r	6.50	7.00	7.50	8.00	8.50	9.00	9.50	10.0
M	1.39	1.41	1.44	1.46	1.48	1.50	1.52	1.54
L/r	10.5	11.0	11.5	12.0	13.0	14.0	15.00	16.0
M	1.56	1.58	1.60	1.62	1.65	1.69	1.72	1.75



A l'igual que amb el cos del cilindre, cal calcular el gruix de las tapes aplicant la següent l'equació 11.2-1:

$$H_{tapes} = \frac{P_{diss} \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_{diss}} + C_1 = \frac{4 \text{ atm} \cdot 3000 \text{ mm} \cdot 1,54}{2 \cdot 1628,42 \text{ atm} - 1,2 \cdot 4 \text{ atm}} + 10 \text{ mm} = \mathbf{15,7 \text{ mm}}$$

A aquest valor cal aplicar-li un 10% de gruix addicional com a tolerància de fabricació. A més, s'aplicarà un factor de seguretat del 20%:

$$gruix_{real} = \frac{guix_{min}}{N \cdot C_2} = \frac{14,5 \text{ mm}}{0,8 \cdot 0,9} = 20 \text{ mm} \cdot \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} = \mathbf{2,0 \text{ cm}} \quad (\text{Equació 11.2-3})$$

C2= tolerància de fabricació

➤ Càlcul de l'espessor dels serpentins

En el cas dels serpentins, la pressió externa serà superior a la interna, ja que l'aigua de refrigeració circularà a 1 atmosfera de pressió. El càlcul s'ha dut a terme amb la mateixa equació 11.2-1:

$$H_{cilindre} = \frac{P_{diss} \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 1,2 \cdot P_{diss}} + C_1 = \frac{4 \text{ atm} \cdot 30 \text{ mm}}{2 \cdot 1628,42 \text{ atm} \cdot 0,8 - 1,2 \cdot 4 \text{ atm}} + 10 \text{ mm} = \mathbf{10,1 \text{ mm}}$$

El diàmetre de serpentí es trobarà calculant a l'apartat -11.2.3- *DISSENY DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓ*-. Aplicant el coeficient del 20% de seguretat al serpentí:

$$N = \frac{P_{diss}}{P_{op}} \rightarrow gruix_{real} = \frac{guix_{min}}{N} = \frac{10,1 \text{ mm}}{0,8} = \mathbf{1,2 \text{ cm}}$$

Un cop obtinguts els valors dels espessors corresponents, es pot calcular el pes del reactor buit. Aquest pes serà la suma de les parets del cilindre més les tapes torisfèriques multiplicades per la densitat de l'acer inoxidable utilitzat:

$$m_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot H_{cos} \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \cdot \rho_{304SS} = \frac{\pi}{4} \cdot 4 \text{ m} \cdot ((3,02 \text{ m})^2 - (3 \text{ m})^2) \cdot 7800 \text{ kg/m}^3 = 2950 \text{ kg}$$

$$m_{tapes} = 2 \cdot \rho_{304SS} \cdot \left((0,0809 \cdot D_{ext}^3) - (0,0809 \cdot D_{int}^3) \right) = 2 \cdot 7800 \text{ kg/m}^3 \cdot \left((0,0809 \cdot (3,02 \text{ m})^3) - (0,0809 \cdot (3 \text{ m})^3) \right) = \mathbf{686 \text{ kg}} \quad (\text{Equació 11.2-4})$$

$$Pes \text{ buit} = m_{cos} + m_{tapes} = 2950 \text{ kg} + 686 \text{ kg} = \mathbf{3636 \text{ kg}} \quad (\text{Equació 11.2-5})$$



A continuació també es calcula el pes del reactor quan està totalment ple de la mescla i el pes quan es troba en operació. Per a facilitar els càlculs, s'ha considerat que la densitat de la mescla serà molt propera a la del benzè ja que és el component majoritari al reactor.

$$V_{reactor} = \frac{\pi}{4} \cdot H_{cos} \cdot D_{ext}^2 \cdot + 2 \cdot \left((0.0809 \cdot D_{ext}^3) - (0.0809 \cdot D_{int}^3) \right) = 28,8 m^3$$

$$Pes\ ple = (\rho_{benzè} \cdot V_{reactor}) + pes\ buit = (876\ kg/m^3 \cdot 28,8\ m^3) + 3636\ kg =$$

$$\mathbf{28854\ kg} \quad \textbf{(Equació 11.2-6)}$$

$$V_{operació} = \frac{\pi}{4} \cdot H_{op} \cdot D_{int}^2 + \left((0.0809 \cdot D_{ext}^3) - (0.0809 \cdot D_{int}^3) \right) = 22,7\ m^3$$

$$Pes\ op. = (\rho_{benzè} \cdot V_{reactor}) + pes\ buit = (876\ kg/m^3 \cdot 22,7\ m^3) + 3636\ kg =$$

$$\mathbf{23510\ kg} \quad \textbf{(Equació 11.2-7)}$$

A nivell recopilatori, es presenta la Taula amb tots els valor calculats:

Taula 11.2-4. Taula resum del disseny mecànic del reactor

PARÀMETRE	VALOR DE DISSENY
Diàmetre del reactor	3 m
Alçada del reactor	4 m
Alçada de operació	3,2 m
Espessor del cilindre	1,8 cm
Espessor dels toriesfèrics	2 cm
Espessor dels serpentins	1,2 cm
Pes buit	3,6 Tn
Pes ple	28,8 Tn
Pes d'operació	23,5 Tn



11.2.2. DISSENY DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓ

La reacció que es produirà a l'interior del reactor serà fortament exotèrmica, raó per la qual s'utilitzarà un sistema de refrigeració que consistirà en una camisa al voltant del tanc combinat amb dos blocs amb serpentins per on circularà aigua de refrigeració. La calor de la reacció serà la següent:

$$q = F \cdot X \cdot Hr = 1,1 \cdot 10^7 \text{ kJ/h} \quad (\text{Equació 11.2-8})$$

Com es pot observar a l'equació, la calor generada és directament proporcional als mols que reaccionen. Així doncs, utilitzant varis reactors en paral·lel es redueix la quantitat total de reactiu que reacciona a cada reactor a canvi d'una pèrdua d'àrea de bescanvi.

➤ Càlcul de la camisa

A continuació es pot calcular l'àrea de bescanvi de la camisa de refrigeració a partir de les dimensions del equip:

$$A_{bescanvi} = 2 \cdot \pi \cdot H \cdot \left(\frac{D}{2}\right) = 2 \cdot \pi \cdot 4 \text{ m} \cdot \left(\frac{3 \text{ m}}{2}\right) = 37,7 \text{ m}^2 \quad (\text{Equació 11.2-9})$$

Un cop obtinguda l'àrea de bescanvi es pot trobar el calor que es dissiparà un cop s'ha elegit el refrigerant i la temperatura de treball. Per aquest reactor s'ha elegit aigua de xarxa a una temperatura d'entrada de 20 °C i una sortida de 30 °C.

$$q_{camisa} = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} = 793 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \cdot 37,7 \text{ m}^2 \cdot 29,7 ^\circ\text{C} = 8,9 \cdot 10^5 \text{ W} \quad (\text{Equació 11.2-10})$$

El cabal d'aigua necessari per absorbir aquesta quantitat de calor serà el següent:

$$m_{H_2O} = \frac{U \cdot A \cdot \Delta T_{ml}}{Cp \cdot \Delta T} = 21661,03 \text{ kg/h } H_2O \quad (\text{Equació 11.2-11})$$

Mitjançant la densitat, s'obté el cabal volumètric de refrigerant a través de l'equació 11.2-12:

$$Q_L = \frac{m_{H_2O}}{\rho_{H_2O}} = 21,7 \text{ m}^3/\text{h} \quad (\text{Equació 11.2-12})$$



➤ Càlcul dels serpentins

La calor que pot arribar a dissipar la camisa en les condicions definides és aproximadament el 90% de la calor total generada. La resta d'energia s'absorbirà als serpentins:

$$q_{\text{serpentí}} = 5,3 \cdot 10^5 \text{ kJ/h} \quad (\text{Equació 11.2-13})$$

A l'igual que amb el càlcul de la camisa, es pot obtenir el cabal volumètric d'aigua necessari per a absorbir la calor generada i el cabal volumètric, a través de l'equació 11.2-11 i 11.2-12, respectivament:

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{q_{\text{serpentí}}}{C_p \cdot \Delta T} = \frac{5,3 \cdot 10^5 \text{ kJ/h}}{4,16 \text{ kJ/h} \cdot ^\circ\text{C} \cdot 10 ^\circ\text{C}} = 12740,4 \text{ kg/h H}_2\text{O}$$

$$Q_L = \frac{m_{\text{H}_2\text{O}}}{\rho_{\text{H}_2\text{O}}} = 12,8 \text{ m}^3/\text{h}$$

S'ha decidit que la velocitat a la que circularà el refrigerant a través dels serpentins serà de 4 ft/s (aproximadament 5m/s). Un cop definida la velocitat i coneixent el cabal volumètric necessari s'ha calculat el diàmetre de canonada a partir de l'equació 11.2-14:

$$v = \frac{Q_L}{\frac{\pi}{4} D_{\text{serpentí}}^2} \rightarrow D_{\text{serpentí}} = \sqrt{\frac{Q_L}{\frac{\pi}{4} v}} = \sqrt{\frac{12,8 \text{ m}^3/\text{h} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\frac{\pi}{4} 4,8 \text{ m/s}}} = 0,03 \text{ m} = 30 \text{ mm} \quad (\text{Equació 11.2-14})$$

Seguidament es poden definir els paràmetres corresponents a la longitud del serpentí, el nombre de voltes que haurà de tenir i l'alçada total del bloc. Per aquest propòsit, s'ha decidit que la distància del serpentí a la paret del reactor serà de 500 mm i la distància entre voltes de 8 mm.

Primerament, és necessari conèixer l'àrea de bescanvi del serpentí, calcula amb l'equació 11.2-10:

$$q_{\text{cserpentí}} = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \rightarrow A = \frac{q_{\text{cserpentí}}}{U \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{5,3 \cdot 10^5 \text{ kJ/h} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \cdot \frac{1000 \text{ J}}{1 \text{ kJ}}}{804 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \cdot 29,7 ^\circ\text{C}} = 6,2 \text{ m}^2$$



Un cop obtinguda l'àrea i amb el diàmetre calculat, es pot definir la longitud total necessària:

$$L_{\text{serpentí}} = \frac{A_{\text{serpentí}}}{\pi \cdot D_{\text{serpentí}}} = \frac{6,2 \text{ m}^2}{\pi \cdot 0,03 \text{ m}} = \mathbf{64,2 \text{ m}} \quad (\text{Equació 11.2-15})$$

Amb aquesta informació es pot calcular el diàmetre que tindrà cada volta i el nombre de voltes necessàries per aconseguir que el serpentí tingui la longitud necessària:

$$D_{\text{volta}} = D_{\text{reactor}} - \frac{x_{\text{paret-serpentí}}}{1000} = 3 \text{ m} - \frac{500 \text{ mm}}{1000} = \mathbf{2,5 \text{ m}} \quad (\text{Equació 11.2-16})$$

$$N_{\text{voltes}} = \frac{L_{\text{serpentí}}}{\pi \cdot D_{\text{volta}}} = \frac{64,2 \text{ m}}{\pi \cdot 2,5 \text{ m}} \approx \mathbf{9 \text{ voltes}} \quad (\text{Equació 11.2-17})$$

Ara que ja estan definits els serpentins, es necessari comprovar que l'alçada total que ocuparan al reactor està per sota del nivell d'operació al qual treballarà:

$$H_{\text{serpentí}} = N_{\text{voltes}} \cdot (x_{\text{voltes}} + D_{\text{serpentí}}) = 9 \text{ voltes} \cdot (0,02 \text{ m} + 0,2 \text{ m}) = \mathbf{1,98 \text{ m}} \quad (\text{Equació 11.2-18})$$

A través del càlcul de l'alçada de la mitja canya es pot assegurar que el dimensionat dels serpentins seran òptim per al reactor, ja que aquests mesuraran una alçada de 0,34 m mentre que l'alçada d'operació del reactor serà de 3,2 m.

Finalment, es presenten en una taula la recopilació dels resultats obtinguts:

Taula 11.2-5. Resultats obtinguts en el càlcul del sistema de refrigeració

PARÀMETRES	VALORS DE DISSENY
Calor a dissipar	$1,1 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}$
Cabal refrigerant a la camisa	21,7 m ³ /h
Cabal refrigerant al serpentí	12,8 m ³ /h
Diàmetre del serpentí	30 mm
Distància serpentí-reactor	200 mm
Longitud serpentí	64,2 m
Nº voltes serpentí	9 voltes

11.2.3. AGITACIÓ

Per a poder garantir una bona homogeneïtzació dels reactius al reactor, serà necessari introduir un sistema d'agitació a l'equip. Per a aquest propòsit s'han utilitzat les correlacions proposades al *Capítol 4.7. Mechanical Agitated Devices* (Trambouze, 2004).

Primerament, cal determinar quin tipus d'agitador serà necessari per al cas que ens ocupa. Segons la il·lustració presentada a la Figura 11.2-1, el tipus d'equip seleccionat depèn principalment de la viscositat del fluid a on es treballarà.

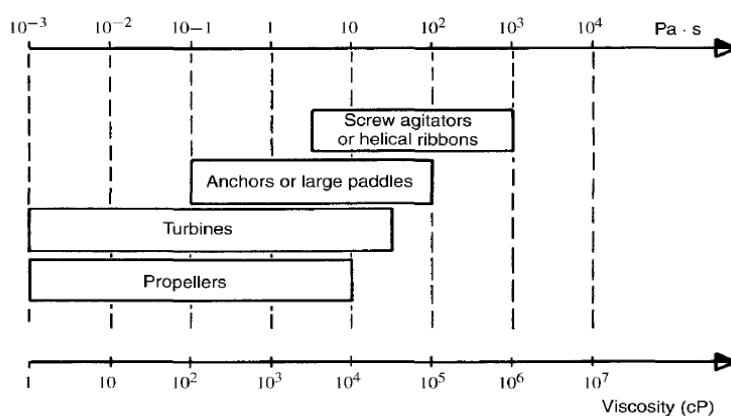


Figura 11.2-1. Taula per a selecció del agitador en funció de la viscositat

Ja que la viscositat de la mescla és de l'ordre de 10^{-4} Pa·s, s'ha decidit utilitzar una turbina amb 6 làmines muntades en un disc el qual girarà a l'eix vertical del reactor.

A continuació es calcula el nombre de Reynolds i, en funció del tipus d'agitador, s'obtindrà un nombre de potència que permetrà calcular el consum necessari de l'agitador:

$$Re = \frac{\rho \cdot N_R \cdot Da}{\mu} = \frac{964,6 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,8 \text{ rps} \cdot 1,5 \text{ m}}{4,36 \cdot 10^{-4} \text{ Pa} \cdot \text{s}} = 2,82 \cdot 10^6 \quad \text{(Equació 11.2-19)}$$

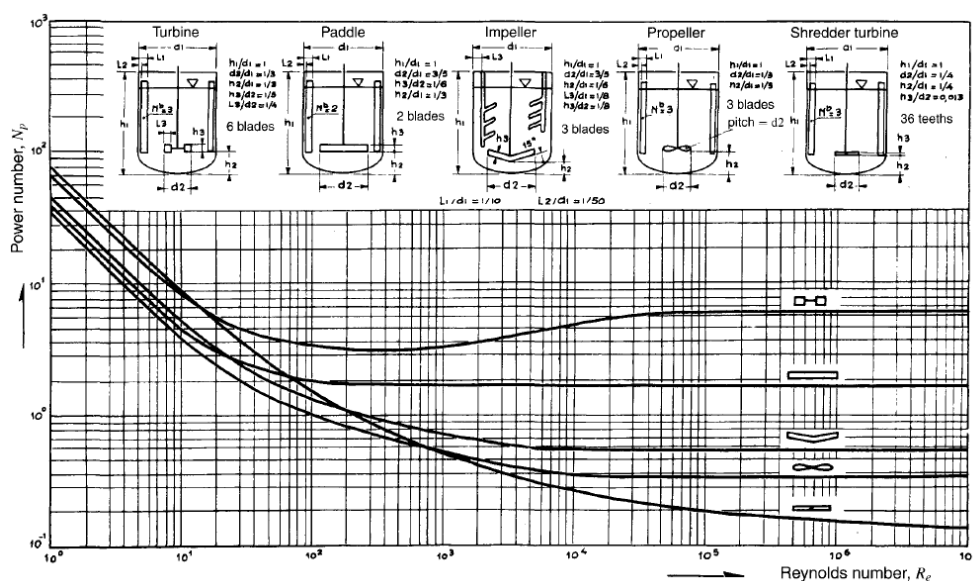


Figura 11.2-2. Nombre de potència en funció de Reynolds i el tipus d'agitador

Tal i com s'observa, per a Reynolds elevats el nombre de potència és constant per a tots els tipus d'agitadors. En aquest cas, el valor obtingut és 5,5. Un cop obtingut aquest paràmetre, es pot calcular la potència necessària per a fer funcionar aquest aparell quan està en contacte amb el fluid:

$$P_L = N_p \cdot \rho \cdot N_R^3 \cdot Da^5 = 5,5 \cdot 964,6 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot (0,8 \text{ rps})^3 \cdot (1,5 \text{ m})^5 = 24,6 \text{ kW} \quad (\text{Equació 11.2-20})$$

Cal tenir en compte que la potència obtinguda és la que es consumiria si al reactor només hi hagués líquid, però cal tenir en compte que el gas que s'introduirà a l'equip també afectarà a la potència d'agitació necessària. Per a determinar quin serà l'efecte del gas al reactor cal calcular el nombre d'aeració mitjançant la següent equació:

$$Na = \frac{Q_{LG}}{N_R \cdot Da^3} \cdot 10^2 = \frac{653,33 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{0,8 \text{ rps} \cdot (1,5 \text{ m})^5} = 6,33 \quad (\text{Equació 11.2-21})$$

Utilitzant la gràfica de la Figura 11.2-3, s'obté la relació entre la potència real i la teòrica:

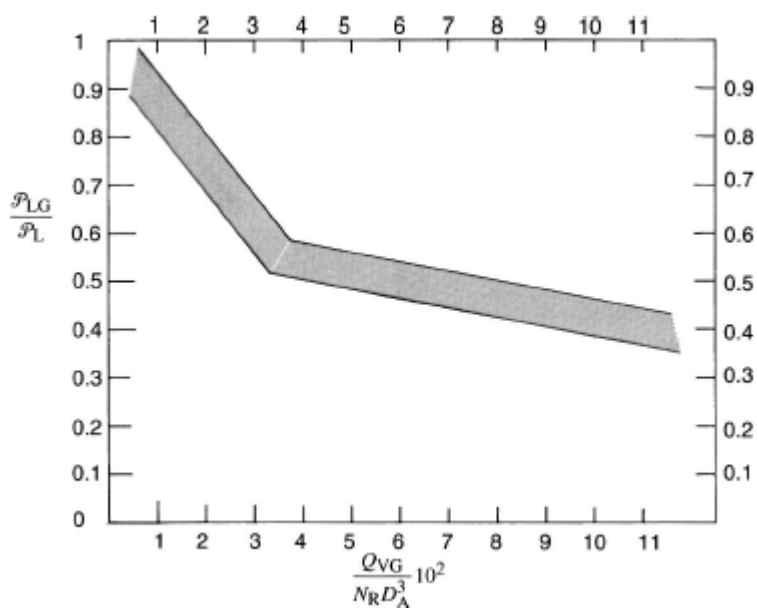


Figura 11.2-3. Correlació entre el nombre de aeració i la potència extra necessària

Així doncs, la potència real necessària per a fer funcionar el reactor serà la següent:

$$P_{LG} = 51331,2 \text{ W} = \mathbf{51,3 \text{ kW}}$$

Les dimensions de l'agitador i les revolucions d'aquest han estat decidides en funció dels resultats obtinguts en diverses iteracions, tenint en compte el procediment anterior, sumat al càlcul d'altres paràmetres com el coeficient de bescanvi de calor, el qual també afecta al sistema de refrigeració.

El resum dels resultats obtinguts és el següent:

Taula 11.2-6. Paràmetres obtinguts de l'agitació per a el reactor

PARÀMETRE	VALOR DE DISSENY
Tipus d'agitador	Turbina de 6 fulles
Diàmetre de l'agitador	1,5 m
Velocitat d'agitació	60,9 rpm
Potència necessària	51,3 kW

Finalment, es pot calcular la U utilitzada durant el càlcul del sistema de refrigeració utilitzant la següent correlació:

$$U = 0,36 \cdot \frac{\lambda_L}{D_T} \cdot \left(\frac{N_R \cdot D_A^2 \cdot \rho_L}{\mu_L} \right)^{0,67} \cdot \left(\frac{C_{PL} \cdot \mu_L}{\lambda_L} \right)^{0,33} \cdot \left(\frac{\mu_L}{\mu_W} \right)^{0,21} = 804,25 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \quad (\text{Equació 11.2-22})$$

11.2.4. BOMBOLLEIG DEL REACTOR

El clor s'introduirà a l'interior del reactor mitjançant un sistema de bombolleig situat a un punt inferior a l'agitador per a que les bombolles es trenquin només entrar l'equip, millorant així la seva transferència de matèria.

Hi ha dot tipus de bombolleig que es poden produir en funció de la velocitat a la que entra el gas al reactor: homogeni o heterogeni. El flux homogeni consisteix en una entrada a velocitats baixes que permet un diàmetre de bombolla reduït, mentre que l'heterogeni entrarà a molta més velocitat amb bombolles de mida més elevada i provocant una agitació al medi.

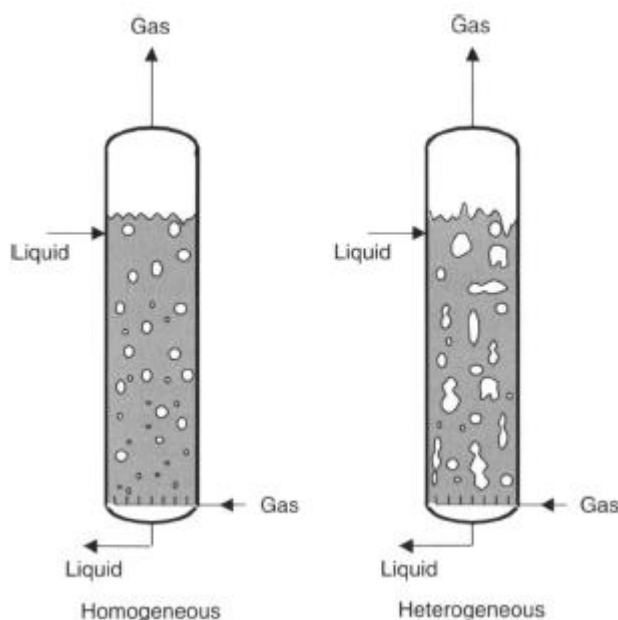


Figura 11.2-4. Representació del flux homogeni i heterogeni

En el cas que ens ocupa, interessa tenir un flux homogeni, ja que tenir un diàmetre petit de bombolla ajudarà a la transferència de matèria i, a més, ja es disposa d'un sistema d'agitació.



Segons la bibliografia, el diàmetre de bombolla òptim depèn del diàmetre del reactor i de la relació entre l'alçada i el diàmetre d'aquest. En aquest cas el diàmetre de bombolla hauria de estar al voltant de 3 mm.

$$D_{bombolla} = 0,007 \cdot Re^{-0,05} \rightarrow Re = 1,2 \cdot 10^7 \quad (\text{Equació 11.2-23})$$

Amb el Reynolds als forats obtingut, es pot calcular el diàmetre de cada orifici per a que compleixi el Reynolds requerit i, per extensió, la quantitat d'orificis necessaris per a fer circular tot el cabal de clor necessari:

$$D_{orifici} = \frac{4 \cdot w_0}{\pi \cdot Re \cdot \mu} = \frac{4 \cdot 1,75 \frac{kg}{s}}{\pi \cdot 1,2 \cdot 10^7 \cdot 4,4 \cdot 10^{-4} Pa \cdot s} \cdot 1000 = 0,4 \text{ mm} \quad (\text{Equació 11.2-24})$$

$$A_{orifici} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 = \frac{\pi}{4} \cdot (4 \cdot 10^{-4})^2 = 1,45 \cdot 10^{-7} m^2 \quad (\text{Equació 11.2-25})$$

$$n^{\circ} \text{ orificis} = \frac{Q_G}{A_{orifici} \cdot v_{típica}} = \frac{4 \cdot 10^{-4} \frac{m^3}{s}}{1,45 \cdot 10^{-7} m^2 \cdot 0,3 \frac{m}{s}} = 8566 \text{ orificis} \quad (\text{Equació 11.2-26})$$

Amb el nombre de forats necessaris calculats i el diàmetre d'aquests, es pot obtenir l'àrea necessària que haurà de tenir de difusor. S'haurà de tenir en compte que tota l'àrea del difusor no serà ocupada per forats, sinó que hi haurà una distància entre ells que es compensarà al valor final aplicant un factor de 0,8.

$$A_{difusor} = \frac{D_{orifici} \cdot n^{\circ} \text{ orificis}}{0,8} = \frac{0,00043 m \cdot 8566 \text{ orificis}}{0,8} = 4,6 m^2 \quad (\text{Equació 11.2-27})$$

$$D_{difusor} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{difusor}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 4,6 m^2}{\pi}} = 2,4 m \quad (\text{Equació 11.2-28})$$

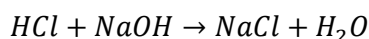
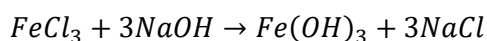
Taula 11.2-7. Paràmetres obtinguts per al difusor

PARÀMETRE	VALOR DE DISSENY
Diàmetre de bombolla	3,1 mm
Diàmetre d'orifici	0,4 mm
Nº de orificis	8566 orificis
Diàmetre del difusor	2,4 m



11.3. REACTOR DE PRECIPITACIÓ

S'ha dissenyat el reactor tipus reactor continu de tanc agitat. Dintre d'aquest hi tindrà lloc les següents reaccions:



Tal i com s'observa, s'utilitza l'hidròxid sòdic amb l'objectiu de neutralitzar tant el clorur fèrric com l'àcid clorhídric. Aquest tractament del catalitzador es du a terme amb el corrent provinent de la fase líquida del reactor.

El clorur fèrric es fa precipitar en forma de òxid de ferro en aquesta etapa del procés amb l'objectiu d'evitar problemes posteriors d'incrustacions i precipitacions d'aquest en la resta del procés productiu. Pel que fa la reacció de neutralització de l'àcid clorhídric i l'hidròxid sòdi, per donar sal comuna, la qual romandrà solubilitzada a la fase aquosa, s'aconseguirà eliminar l'àcid clorhídric provinent de la corrent líquida del reactor de cloració. Ambdues reaccions correspon a una reacció homogènia, ja que tant els reactius com els productes (a pesar de tenir una fase aquosa i una orgànica) es troben en fase líquida (es considera que el òxid de ferro que s'ha format, al tenir una conformació semblant a la d'un flòcul i tractant-se d'una quantitat tant petita, no s'assimila a una fase sòlida.)

Ambdues reaccions són exotèrmiques, amb una entalpia de reacció total corresponent a -250 KJ/mol, per tant, serà necessari un equip de refrigeració per tal de mantenir la temperatura de 55° C constant al reactor.

11.3.1. VOLUM DEL REACTOR

A través de les dades del temps de residència obtingudes teòricament per a les reaccions de neutralització, i el cabal volumètric a l'entrada del reactor, es pot calcular el volum d'aquest a través de l'equació mostrada a continuació.

$$\tau = \frac{\text{Volum del reactor}}{\text{Cabal volumètric}} \quad \text{(Equació 11.3-1)}$$



Seguidament es presenta una taula amb les dades corresponents de temps de residència i el càlcul del volum.

Taula 11.3-1. Dades pel càlcul del volum del reactor C-3001

Temps de residència(min)	Cabal volumètric(m ³ /h)	Volum(m ³)
21	23,82	10

A través dels càlculs duts a terme el volum real que li correspon al reactor és de 8,35 m³, però s'ha dut a terme un sobredimensionat d'aquest d'un 20 % i per tant el volum final esdevé 10 m³.

11.3.2. CABALS D'ENTRADA AL REACTOR

El cabal volumètric d'entrada al reactor correspon al següent:

Taula 11.3-1. Cabals d'entrada al reactor

	kmol/h	m ³ /h	kg/h
Clorur fèrric	0,92	0,05	149,23
Àcid clorhídric	6,64	0,28	249,10
Hidròxid de sodi	9,41	0,27	233,70
Aigua	333,33	6,00	5988,00
Benzè	99,79	8,84	7794,60
Monoclorobenzè	74,10	7,54	8340,33
Diclorobenzè	7,16	0,84	1052,54

Tal i com s'observa, s'introdueix un cabal d'aigua extra per tal de equilibrar la fase orgànica i la aquosa, i així assegurar de que la reacció es portarà a terme i després es facilitarà la decantació de les dos fases.

S'ha calculat els kmols/h d'hidròxid de sodi que han d'entrar al reactor per reaccionar estequiomètrica i completament amb l'àcid clorhídric i el clorur fèrric dins d'aquest equip.



11.3.3. DISSENY DEL REACTOR DE NEUTRALITZACIÓ

A continuació s'ha trobat una relació alçada diàmetre que assegurí una bona agitació del reactor i una àrea de bescanvi suficient, tot això sense sortir dels paràmetres establerts per al dimensionament del reactor, que limiten aquest quocient a un valor entre 1 i 2.

Una relació 1,4 de quocient alçada-diàmetre proporciona al reactor unes dimensions dintre de la normativa i una àrea de bescanvi suficient per a dur a extreure l'energia que aquest equip desprèn al llarg de la reacció.

A continuació, doncs, es mostra el mètode que s'ha seguit per al dimensionament del reactor de precipitació:

$$V_{toriesfèric} = 0.08089 \cdot D^3 \quad (\text{Equació 11.3-2})$$

$$V_{reactor} = V_{cilindre} + 2V_{toriesfèric} \quad (\text{Equació 11.3-3})$$

$$H_{cilindre} = \frac{V_{cilindre}}{\frac{\pi}{4} D^2} \quad (\text{Equació 11.3-4})$$

$$H_{reactor} = H_{cilindre} + 2 \cdot 0.169 \cdot D \quad (\text{Equació 11.3-5})$$

A través dels càlculs presents en les equacions anteriors, s'han obtingut els següents resultats, els quals es presenten a la Taula 11.2-2:

Taula 11.3-2. Dimensions del reactor de precipitació

Volum total(m³)	10
Àrea (m²)	20,88
Diàmetre(m)	2,1
Volum toriesfèric(m³)	0,75
Volum cilindre(m³)	8,50
Alçada cilindre(m)	2,45
Alçada reactor(m)	3,16



11.3.4. DISSENY MECÀNIC DEL REACTOR DE NEUTRALITZACIÓ

Per al disseny del reactor, el material de construcció escollit correspon al Hastelloy C276, el qual consisteix en una superaleació de níquel-molibdè-crom amb addició de tungstè dissenyat per tenir una excel·lent resistència a la corrosió en un rang ampli de ambients severs.

La pressió de disseny correspon a la suma de la pressió d'operació, que s'ha fixat en 1 atmosfera (ja gràcies a aquesta disminució de la pressió, el tractament posterior del producte per aquesta línia del procés serà en la seva totalitat a pressió atmosfèrica i, per tant, es redueix el consum energètic) i la pressió hidrostàtica que el propi fluid exerceix sobre el recipient.

$$P_{dis} = P_{op} + \Delta P + (P_{op} + \Delta P) \cdot 0.15 \quad (\text{Equació 11.3-6})$$

$$\Delta P = \rho \cdot g \cdot h \quad (\text{Equació 11.3-7})$$

La temperatura de disseny és de 55°C. S'ha decidit no dur a terme la reacció a una temperatura inferior de la que ja es té en el corrent d'entrada al reactor, ja que posteriorment s'hauria de tornar a escalfar per tal de que s'entri a la columna a la temperatura desitjada.

Taula 11.3-3. Condicions de disseny

CONDICIONS DE DISSENY	
Temperatura (°C)	70
Pressió (bar)	1,51
Alçada (m)	3,16
Diàmetre (m)	2,1

Un cop definit el material de construcció i la pressió i temperatura de es pot procedir al càlcul del gruix del reactor, aquest es desenvolupa de la mateixa manera al disseny dels tancs a pressió a través del codi ASME, present al *MANUAL DE CàLCUL- 11.1. TANCs D'EMMAGATZEMATGE*.

A la taula 11.3-4 es mostra els paràmetres:



Taula 11.3-4. Paràmetres per al càlcul del disseny mecànic

ESPECIFICACION DEL DISSENY		
COS CILÍNDRIC	P (psi)	21,90
	SS Hastelloy-C (psi)	90000
	Corrosió permesa (mm)	2,5
	Eficiència soldadura	0,85
	Gruix (mm)	3,00
COS I FONS TORISFÈRIC	P(psi)	21,90
	SS Hastelloy-C (psi)	90000
	Eficiència soldadura	0,85
	Longitud (polzades)	82,90
	% radi	0,10
	Radi (polzades)	8,29
	Gruix (mm)	3,06
	Gruix fabricació (mm)	3,50

Tal i com s'observa, s'obté com a resultat un espessor de 3,00 mm per al cos del cilindre i un gruix de 3.50 mm per al cos i fons toriesfèric. La corrosió permesa s'ha decidit fixar en 2.5 mm, ja que aquesta s'ha de trobar dintre dels límits, és a dir, entre 1 i 6 mm.

Un cop s'han dut a terme el càlcul dels espessors corresponents, es pot passar a fer el càlcul del reactor buit, que resulta la suma del pes dels dos fons toriesfèrics junt amb el pes del cos del propi equip. Aquestes dades s'aconsegueixen a través de l'espessor de cada una de les parts citades, i amb la densitat del material. A continuació es mostra l'equació que s'ha seguit per dur a terme aquest càlcul.

$$Pes\ del\ cos = \pi \cdot H_{cil} \cdot \left(\left(\frac{D_{ext}}{2} \right)^2 - \left(\frac{D_{int}}{2} \right)^2 \right) \cdot \rho_{material} \quad (\text{Equació 11.3-8})$$

$$Pes\ del\ fons = \rho_{material} \cdot ((0.0809 \cdot D_{ext}^3) - (0.0809 \cdot D_{int}^3)) \quad (\text{Equació 11.3-9})$$

El pes del cos correspon a 433,30 Kg, mentre que el pes del fons correspon a 59,03 Kg. Així doncs, el pes total de l'equip buit esdevé 551,36 Kg.



El pes de l'equip en operació, s'obté sumant al valor obtingut com el pes de l'equip buit, el pes del fluid que ocuparà el nostre recipient, en aquest cas la barreja reactant, que serà el percentatge que ocupi aquest fluid en la capacitat de l'equip, per la densitat que presenti. A continuació es mostra l'equació que s'ha seguit per dur a terme aquest càlcul.

$$Pes\ tanc\ ple = Pes\ tanc\ buit + (V_{fluid} \cdot \rho_{fluid}) \quad \text{(Equació 11.3-10)}$$

El pes del cos en operació correspon a 8650,85 Kg.

11.3.5. DISSENY DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓ

Tant la reacció de neutralització del clorur fèrric com de l'àcid clorhídric, es corresponent a reaccions exotèrmiques i, per tant, cal un sistema de refrigeració per tal de mantindre la temperatura d'operació a 55°C.

A través de les energies de formació de cada component s'ha fet el càlcul de l'entalpia de reacció per a les dues reaccions i corresponent a -306,65 KJ/mol. Per tant, la calor que es desprèn al reactor és proporcional al total de mols que es produeixen en aquest en conseqüència a les dues reaccions de neutralització.

$$q = \frac{250\text{ KJ}}{\text{mol}} \cdot \frac{1000\text{ J}}{1\text{ KJ}} \cdot \frac{1000\text{ mol}}{1\text{ Kmol}} \cdot \frac{9,42\text{ Kmol}}{h} \cdot \frac{1\text{ h}}{3600\text{ s}} = 652657 \frac{\text{J}}{\text{s}}$$

S'ha de tenir en compte però, que amb l'objectiu de reduir el consum energètic, s'ha fet entrar al reactor el corrent d'hidròxid sòdic amb aigua en excés a 25°C, és a dir, a la temperatura d'entrada de l'aigua refrigerant. Com entrarem un cabal de 6 m³/h d'aigua, es pot calcular els kg/h que entren al reactor, tal i com es mostra a continuació.

$$\frac{6\text{ m}^3}{h} \cdot \frac{1000\text{ kg}}{\text{m}^3} = 6000 \frac{\text{kg}}{h}$$

Per tant els requeriments energètics per al reactor seran inferiors, ja que es té una proporció dels reactius, que correspon a l'aigua, i aquests kg/h no hauran de ser refrigerants ja que aquesta aigua ja fa de refrigerant propi. Per tant, podem reduir el nostre cabal de aigua refrigerant com tal i com es mostra a continuació. Primer es du a terme el càlcul del cabal d'aigua necessari:



$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T \quad \text{(Equació 11.3-11)}$$

$$m = \frac{Q}{Cp \cdot \Delta T} = \frac{\frac{652657J}{s}}{4,18 \frac{J}{g \cdot K} \cdot 20 K} = 7806 \frac{g}{s} \cdot \frac{1 Kg}{1000g} \cdot \frac{3600s}{1h} = 28100 \frac{Kg}{h}$$

El valor de 34519 Kg/h correspon a les necessitats de cabal d'aigua refrigerant si tot els nostres reactius es fessin entrar a 55°C. Però, tal i com s'ha explicat anteriorment, al haver-hi una quantitat d'entrada d'aigua al reactor a una temperatura de 25°C, el cabal d'aigua refrigerant real serà menor:

$$m_{necessaria} - \text{Aigua entrada al reactor a } 25^{\circ}C = 28100 \frac{Kg}{h} - 6000 \frac{Kg}{h} = 22100 \frac{Kg}{h} \quad \text{(Equació 11.3-12)}$$

Per tant, el cabal d'aigua refrigerant correspon a 22100 Kg/h. A més a més, s'ha recalculant els requeriments energètics necessaris, ja que s'ha calculat un nou cabal de refrigerant:

$$\begin{aligned} Q_{real} &= m \cdot Cp \cdot \Delta T = 22100 \frac{Kg}{h} \cdot 4,18 \frac{KJ}{Kg \cdot K} \cdot 20K = 1847607 \frac{KJ}{h} \cdot \frac{1000 J}{1 KJ} \cdot \frac{1h}{3600s} \\ &= 513224 \frac{J}{s} \end{aligned}$$

Un cop s'han trobat el cabal d'aigua refrigerant i els requeriments energètics reals, es pot avançar en el càlcul de l'àrea de bescanvi, tal i com es mostra en el següent apartat.

11.3.5.1. CÀLCUL DE L'ÀREA DE BESCANVI

Per al càlcul de l'àrea requerida per mantenir el fluid a les condicions de treball desitjades, s'utilitzen les següents equacions:

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad \text{(Equació 11.3-13)}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - T_R) - (T_2 - T_R)}{\ln\left(\frac{T_1 - T_R}{T_2 - T_R}\right)} \quad \text{(Equació 11.3-14)}$$

On q correspon al calor alliberat per la reacció, en J/s, U correspon al coeficient de transmissió, en W/m²°C, A correspon a l'àrea de bescanvi, en m², ΔT_{ml} correspon a la temperatura mitjana logarítmica, T_R correspon a la temperatura del reactor, 55°C, T_1 correspon



a la temperatura d'entrada de l'aigua refrigerant, 25°C i T_2 correspon a la temperatura de sortida de l'aigua refrigerant, 45°C.

A través de una sèrie de correlacions per a l'estimació del coeficient individual de transmissió de calor, extretes de *Perry's Chemical Engineer's Handbook (2004)*, s'ha calculat una valor de s'ha estimat el coeficient de transmissió amb un valor de 1600 W/m². Per tant s'ha calculat el valor d'àrea necessària pel fluid per mantenir la temperatura del reactor a 55°C i aquesta correspon a 17,6 m².

Un cop s'ha calculat el valor de l'àrea necessària, s'ha passat al disseny del sistema de refrigeració, que en aquest cas s'ha escollit una mitjà canya per a l'exterior del reactor. Per tal de dur a terme aquest disseny primer cal precisar el diàmetre de la mitja canya.

$$Q_L = \frac{m}{\rho} = \frac{22100 \frac{Kg}{h}}{1000 \frac{Kg}{m^3}} = 22,100 \frac{m^3}{h} \quad \text{(Equació 11.3-15)}$$

$$Velocitat típica dels líquids = 4 \frac{ft}{s} \cdot \frac{1m}{3.28 ft} \cdot \frac{3600s}{1h} = 4390 \frac{m}{h}$$

$$A_{pas} = \frac{Q_L}{v} = \frac{22,100 \frac{m^3}{h}}{4390 \frac{m}{h}} = 0,006 m^2 \quad \text{(Equació 11.3-16)}$$

$$D_{mitja canya} = 2 \cdot \sqrt{\frac{A_{pas} \cdot 2}{\pi}} = 0,12 m \quad \text{(Equació 11.3-17)}$$

Seguidament s'ha calculat el número de voltes i la separació entre aquestes necessària per tal de fer un correcte dimensionat d'aquest equip.

$$L_{mitja canya} = \frac{A_{mitja canya}}{\pi \cdot D_{mitja canya}} = \frac{17,6 m^2}{\pi \cdot 0,12 m} = 45,60 m \quad \text{(Equació 11.3-18)}$$

$$Longitud 1 volta = 2 \cdot \pi \cdot r_{reactor} = 2 \cdot \pi \cdot 1.05 m = 6.60 m \quad \text{(Equació 11.3-19)}$$

$$N_{voltes} = \frac{L_{mitja canya}}{Longitud 1 volta} = \frac{45,60 m}{6,60 m} = 7 voltes \quad \text{(Equació 11.3-20)}$$



$$D_{ext,mitja\ canya} = D_{mitja\ canya} + (2 \cdot \Delta X) = 0.12 + (2 \cdot 0.005) = 0.13\ m \quad (\text{Equació 11.3-21})$$

S'ha decidit implantar una separació entre espires de 0,45 m i, per tant, s'ha calculat una alçada de mitja canya corresponent a:

$$Alçada_{mitja\ canya} = (N_{voltes} \cdot D_{ext,mitja\ canya}) + (N_{voltes} \cdot separació\ entre\ espires) = (7 \cdot 0,13) + (7 \cdot 0,20) = 2,31\ m \quad (\text{Equació 11.3-22})$$

A través del càlcul de l'alçada de la mitja canya es pot assegurar que el dimensionat de la mitja canya seran òptimes per al reactor, ja que aquesta mesurarà una alçada de 2,31 m mentre que l'alçada del cilindre del reactor de precipitació en mesura 2,45 m.

S'ha seleccionat un diàmetre de mitja canya corresponent a 4". A la Taula 11.3-5 es mostra un recull de les característiques d'aquest dimensionament de la mitja canya.

Taula 11.3-5. Disseny de la mitja canya del reactor de precipitació

DISSENY MITJA CANYA	
Longitud 1 volta (m)	6,60
Longitud mitja canya (m)	45,60
Àrea mitja canya (m ²)	17,6
Número d'espires	7,00
Separació entre espires (m)	0,20
Alçada mitja canya (m)	2,31

11.3.6. DISSENY DE L'AGITADOR

Tot i que el conjunt de reaccions que es duen a terme dins el reactor es consideren instantànies i completes, s'ha d'assegurar una bona agitació amb l'objectiu de garantir una mescla perfecta dins el reactor.

A través de la Figura 11.3-1, extreta de *Chemical Reactors* (Trambouze, 2004). I partint de que la mescla reaccionant li correspon un valor de viscositat de l'ordre de 10^{-4} , s'ha decidit que s'utilitzarà una turbina com a model d'agitador per al reactor de precipitació.

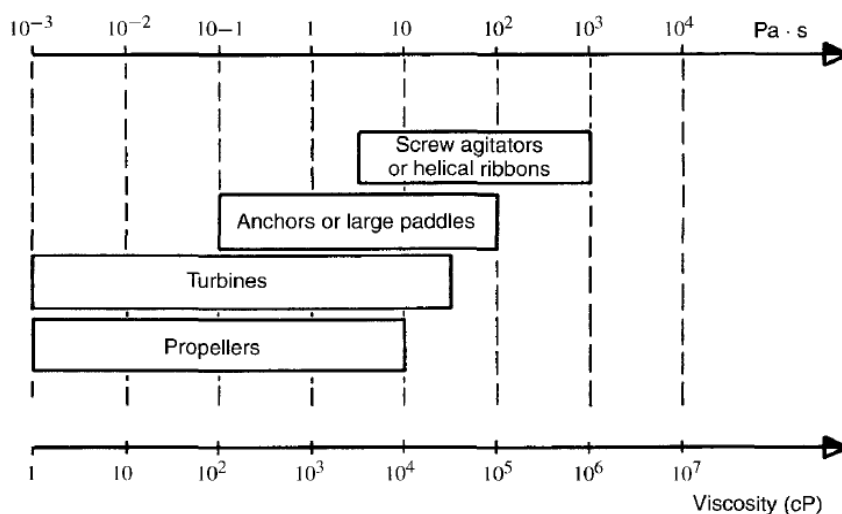


Figura 11.3-1. Rang de viscositat per l'ús de diferents tipus d'agitador

S'ha decidit la utilització d'una turbina amb sis làmines planes muntades en un disc tal i com s'observa a la figura següent. Aquest impulsor proporciona un patró de flux radial simple que mou el material del centre del recipient a l'exterior, on flueix al llarg de les parets exteriors del tanc. S'utilitza per qualsevol aplicació que requereixi de mescla intensa, com en el cas del reactor de precipitació.



Figura 11.3-2. Turbina amb sis làmines planes muntades en un disc

Els deflectors són vital per a evitar vòrtex dins el reactor, per millorar la transferència de matèria i per aconseguir una millor agitació. Aquests obliguen al líquid a realitzar un recorregut sinuós a través del tanc, desviant a les partícules quan aquestes apareixen dins la seva regió. D'aquesta forma es trenca el moviment circular que imposen les pales de l'agitador. Els deflectors que s'utilitzaran consten de 4 plaques planes, verticals, de 21 cm d'amplada i situades de forma radial al llarg del propi tanc, cada 90°. Tot i així, en el cas de necessitar una millor agitació, també es podrien afegir 4 deflectors més a l'equip.

El càlcul utilitzat per al disseny mecànic de l'agitació del reactor de precipitació es mostra a continuació:

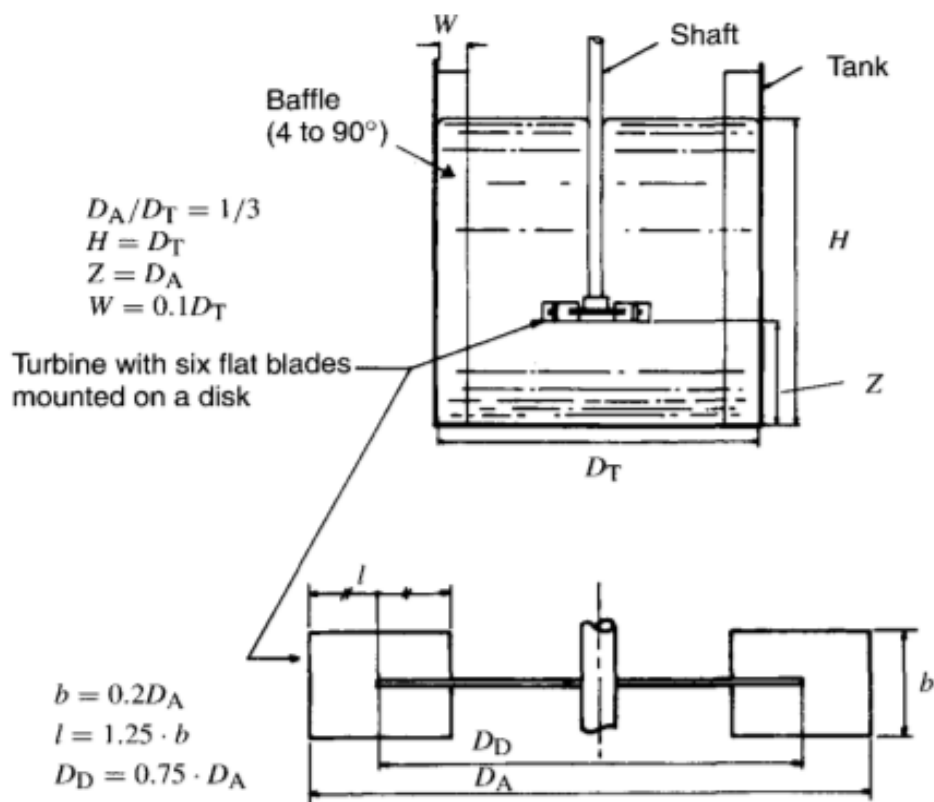


Figura 11.3-3. Disseny mecànic corresponent a l'agitació del reactor de precipitació

A la Taula 11.3-6 es presenten els resultats obtinguts:

Taula 11.3-6. Paràmetres de disseny per a l'agitació del reactor de precipitació

H (m)	2,10
DT (m)	2,10
Z (m)	0,70
DA (m)	0,70
W (m)	0,21
b (m)	0,14
l (m)	0,18
DD (m)	0,53

A continuació s'ha de realitzar el càlcul de la potència necessària de l'agitador, ja que aquest valor esdevé un paràmetre de vital importància per a que es realitzi una bona mescla dins el reactor.



La turbulència del medi sotmès a l'acció d'un agitador rotatori, es defineix per mitjà del nombre de Reynolds, que correspon a la relació de les forces d'inèrcia i viscoses.

$$Re = \frac{\rho \cdot N_R \cdot D_A^2}{\mu} \quad \text{(Equació 11.3-23)}$$

On N_R correspon a la velocitat rotacional de l'impulsor, en s^{-1} , D_A correspon al diàmetre característic de l'impulsor, en m, ρ correspon a la densitat del fluid, en kg/m^3 i μ correspon a la viscositat dinàmica del fluid, en $Pa \cdot s$.

En general, la potència dissipada per un impulsor es pot correlacionar amb dos nombres adimensionals característics del sistema, és a dir, el nombre de Reynolds i el nombre de Froude:

$$Fr = \frac{N_R^2 \cdot D_A}{g} \quad \text{(Equació 11.3-24)}$$

On g correspon a l'acceleració deguda a la gravetat, $9,81 \text{ m/s}^2$.

La potència P_A és ara incluída en un tercer nombre adimensional, el nombre de potència:

$$N_p = \frac{P_A}{\rho \cdot N_R^3 \cdot D_A^5} \quad \text{(Equació 11.3-25)}$$

Aquest números adimensionals estan relacionats per una equació del tipus següent:

$$\Phi = \frac{N_p}{(Fr)^b} = C \cdot (Re)^a \quad \text{(Equació 11.3-26)}$$

On Φ es denomina generalment com el factor de potència. La Figura 11.2-3 correspon a una gràfica de la representació de Φ front Re . Per nombre de Reynolds més gran de 10^4 , el règim turbulent està totalment "desenvolupat" i el nombre de potència és pràcticament invariable, és a dir, N_p esdevé constant.

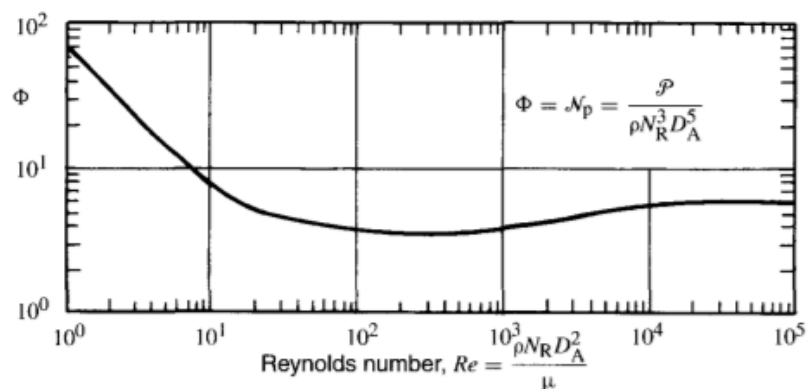


Figura 11.3-4. Representació del factor de potència en funció del nombre de Reynolds

A la Taula 11.3-7 es mostra els valors dels paràmetres adimensionals presentats anteriorment:

Taula 11.3-7. Paràmetres adimensionals

$\rho(\text{Kg/m}^3)$	990
$\mu(\text{Pa}\cdot\text{s})$	$7,55 \cdot 10^{-4}$
$N_R(\text{s}^{-1})$	2,96
Nombre de Reynolds	1900000
N_p, Φ	5

Tal i com s'observa, el nombre de Reynolds correspon a un valor major que 10^4 i, per tant, a través de la gràfica de la Figura 11.3-3, s'estima que el nombre de potència esdevé constant i igual a 5. Amb aquesta informació i utilitzant l'equació 11.3-25 es pot dur a terme el càlcul de la potència necessària:

$$P_A = N_p \cdot \rho \cdot N_R^3 \cdot D_A^5 = 5 \cdot 990 \cdot 2.96^3 \cdot 0.7^5 = 21576 \text{ W} = 22 \text{ KW}$$

Com es considera una dissipació de potència, és a dir, la potència absorbida per el motor és un 80% de la càrrega:

$$P_{motor} = 1.8 \cdot 22 \text{ KW} = 39 \text{ KW}$$

11.4. CENTRÍGUGA

11.4.1. CRITÈRIS DE DISSENY

Un cop que el catalitzador s'ha neutralitzat al reactor de precipitació al reaccionar amb l'hidròxid de sodi s'ha obtingut hidròxid de ferro III, que pren una forma semblant a un col·loide gelatinós. Per tal d'eliminar aquest component de la nostra mescla de reacció s'ha decidit la utilització d'una centrífuga en continu anomenada *RINA (Sèrie 600 AS)* de la empresa *RIERA NADEU*, amb la seu actual a Granollers.

Aquest equip es descriu com un decantador en continu horitzontal d'alta eficiència, i permet una major sequedat del sòlid així com la màxima clarificació del líquid.

A diferència de les centrífugadores de rotor cilíndric-cònic, el bol decantador de la RINA 600 AS és cilíndric en tota la seva longitud, i per tant el factor de centrifugat es màxim i constant des de l'entrada de la suspensió fins a la descàrrega del sòlid i del líquid clarificat.

Consta d'un sistema d'alimentació per la part central i descàrrega del líquid per la part inferior anterior, mentre que el sòlid és arrossegat fins a la part posterior per la seva evacuació. Es caracteritza per la seva simplicitat de funcionament, robustesa i fiabilitat mecànica.

Aquests equips es fabriquen amb materials adients per als productes a processar i varien en funció de les sol·licitacions mecàniques i la resistència química requerida. Per al nostre equip d'eliminació d'hidròxid de ferro s'ha triat el Hastelloy C-276 DIN 2.4819.

A continuació es detalla els cabals d'entrada de fase aquosa i orgànica que entraran a la centrífuga:

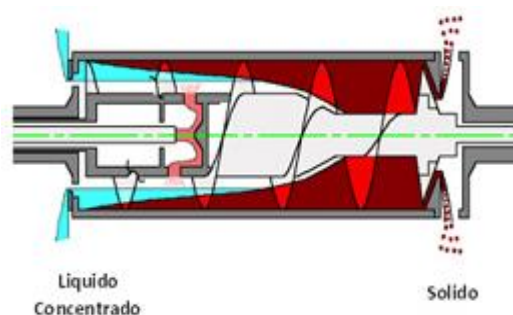


Figura 11.4-1. Esquema funcionament RINA 600

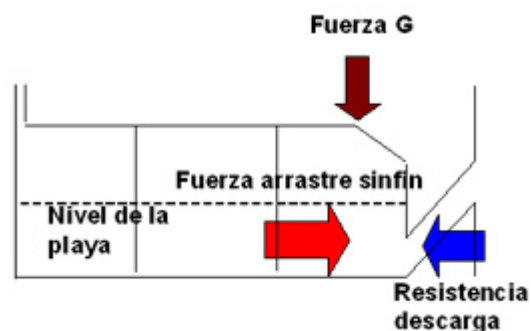


Figura 11.4-2. Centrífuga RINA 600 AS



Taula 11.4-1. Cabals d'entrada a la centrífuga

FASE ORGÀNICA (m³/h)	17,22
Benzè (m³/h)	8,84
Monoclorobenzè (m³/h)	7,54
Diclorobenzè (m³/h)	0,84
FASE AQUOSA (m³/h)	6,54
Hidròxid de ferro(III) (m³/h)	0,05

El cabal de fase orgànica de sortida del reactor serà menor, ja que tant el clorur fèrric i l'àcid clorhídric, que inicialment es trobaven diluïts a la fase orgànica, han passat ara a la fase aquosa per tal de dur a terme la reacció de neutralització i, en conseqüència, la fase aquosa haurà augmentat en quant a quantitat de matèria. L'hidròxid de ferro (III) que s'ha format s'ha assimilat que roman amb la fase aquosa, ja que al ser una quantitat tant petita no s'ha definit com una altra fase.

Per tant, el cabal total que entrarà a la centrífuga correspon a un valor de 23,82 m³/h.

11.4.2. ESPECIFICACIONS DE DISSENY

A la Taula 11.4-2 es mostra els paràmetres claus de la centrífuga RINA escollida:

Taula 11.4-2. Paràmetres de la centrífuga 600DA S4100

Model	600DA S4100
Cabal d'entrada (m³/h)	20-30
E-motor Main (KW)	75
Carga nominal Diff (KW)	37
Factor de centrifugat (g)	2500
Pes en buit (Kg)	7000
Velocitat (rpm)	1900
DIMENSIONS(mm)	
Ample	2240
Longitud	4655
Altura	1315



11.5. SEPARADOR DE FASES

11.5.1. CRITÈRIS DE DISSENY

Per tal de separar la fase orgànica, la qual conté el nostre producte d'interès, el monoclorbenzè, i la fase aquosa, ara lliure de hidròxid de ferro, s'ha utilitzat un decantador continu per gravetat.

Aquest equip, el qual es mostra la Figura 11.5-1, s'utilitza per a la separació continua de dos líquids no miscibles. La barreja d'alimentació entra per un extrem del separador; els dos líquids flueixen lentament a través del tanc, separant-se en dos capes, i descarreguen per les línies de desbordament situades a l'altre extrem del separador.

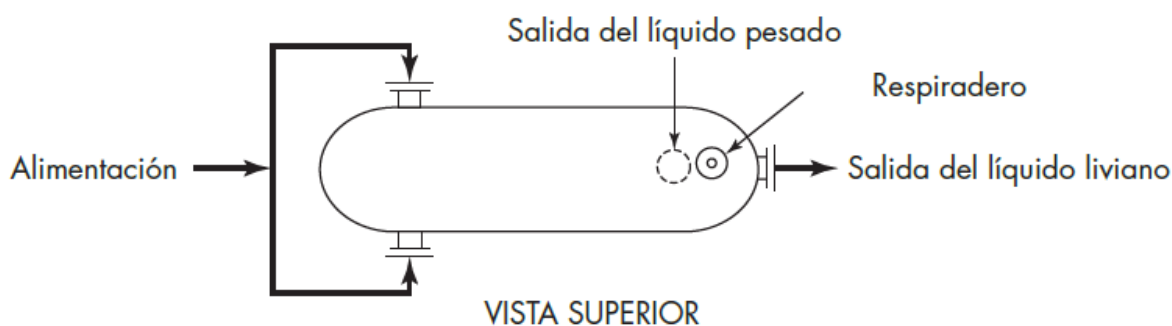


Figura 11.5-1. Decantador continu de dos líquids no miscibles vista superior

11.5.2. ESPECIFICACIONS DE DISSENY

Per tal de que les línies de desbordament siguin el suficientment grans per a que la resistència per fricció al flux dels líquids sigui insignificant, i la descarrega es dugui a terme a la mateixa pressió que existeix en el espai gasos situat sobre el líquid del tanc, el funcionament d'aquest equip s'analitza mitjançant els principis de la mecànica de fluids.

És a dir, en el decantador mostrar a la figura X la profunditat de la capa del fluid pesat és Z_{A1} , i la del líquid lleuger és Z_B . La profunditat total del líquid en el tanque correspon a Z_T , i es fixa per la posició de la línia de desbordament per al líquid lleuger. La descàrrega del líquid pesat s'efectuarà a través d'una línia des desbordament connectada al fons del tanc, altura la qual correspon a Z_{A2} . Les línies de desbordament i la part superior del tanc estan comunicades a l'atmosfera.

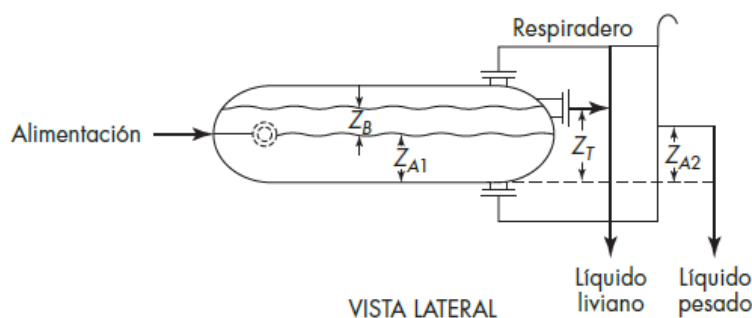


Figura 11.5-2. Decantador continu de dos líquids no miscibles vista lateral

Un balanç hidrostàtic condueix a l'equació:

$$Z_B \rho_B + Z_{A1} \rho_B = Z_{A2} \rho_A \quad (\text{Equació 11.5-1})$$

Sabent que $Z_T = Z_B + Z_{A1}$

$$Z_{A1} = \frac{Z_{A2} - Z_T \left(\frac{\rho_A}{\rho_B} \right)}{1 - \frac{\rho_A}{\rho_B}} \quad (\text{Equació 11.5-2})$$

L'equació 11.5-2 indica que la posició de la interfase líquid-líquid en el separador depèn de la relació de les densitats dels líquids i de les alçures de les línies de desbordament, i es independent de les velocitats del flux dels líquids. Quan ρ_A i ρ_B són aproximadament iguals, la posició de la interfase es torna molt sensible als canvis en Z_{A2} , que correspon a l'alçura del braç del líquid pesat i, per tant, s'ha d'operar amb molt de compte. La part superior del braç amb freqüència és mòbil, de tal manera que és possible ajustar-la durant la operació per obtenir una òptima separació.

La mida d'un decantador s'estableix per el temps requerit per a la separació, que a la seva vegada depèn de la diferència entre les densitats dels dos líquids i de la viscositat de la fase contínua. Per tal de que el líquid sigui net i no es formin emulsions, el temps de separació s'ha estimat a partir de la equació empírica següent, extreta de *OPERACIONES UNITARIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA* (McCabe, 7ª edició).

$$t = \frac{100\mu}{\rho_A - \rho_B} \quad (\text{Equació 11.5-3})$$



On t correspon al temps de separació, en h, ρ_A i ρ_B correspon a les densitats dels líquids A i B, en Kg/m³, i μ correspon a la viscositat de la fase contínua, en cP.

La longitud del decantador ha de ser aproximadament 5 cops el seu diàmetre. A la taula 9 es mostra els paràmetres de disseny funcional per al decantador escollit. S'ha tingut en compte que la fracció de volum del decantador ocupada per líquid correspondrà a un 95% del total.

Taula 11.5-1. Paràmetres per al disseny funcional del decantador de gravetat

t residència (h)	0,57
Volum total (m³)	15,00
Diàmetre (m)	1,56
Longitud (m)	7,82

A continuació es mostra el disseny mecànic que s'ha obtingut per al decantador continu de gravetat:

Taula 11.5-2. Paràmetres per al disseny mecànic del decantador de gravetat

ZT (m)	1,34
ZA1 (m)	0,40
ZA2 (m)	1,23
ZB (m)	0,90

Finalment, es mostra el cabal de sortida del decantador continu de gravetat, ja que aquesta correspon a la última etapa del tractament del catalitzador:

Taula 11.5-3 Cabals de sortida del decantador

FASE ORGÀNICA (m³/h)	17,22
Benzè (m³/h)	8,84
Monoclorobenzè (m³/h)	7,54
Diclorobenzè (m³/h)	0,84
FASE AQUOSA (m³/h)	6,54



Tal i com s'observa, aquests cabals són els mateixos que els que s'han entrat a la centrífuga continua, amb la diferència que la fase aquosa ja no conté l'hidròxid de ferro, ja que aquest s'ha eliminat a través de la centrífuga. Per tant del decantador sortirà un corrent de fase orgànica, el qual conté el producte d'interès i seguirà el procés de purificació. I un corrent de fase aquosa el qual conté NaCl i aigua, el qual esdevindrà un efluent líquid que s'enviarà a tractament.

També s'ha dut a terme un disseny mecànic de l'equip en qüestió, el qual es mostra a la taula següent, dut a terme a partir del CODI ASME:

Taula 11.5-4. Disseny mecànic del decantador continu

GRUIX DEL COS (mm)	8,5
POSICIÓ	Horitzontal
PES BUIT (kg)	1880
PES PLE (kg)	23658
MATERIAL	AISI-316

Finalment, s'ha de tenir en compte que la fase orgànica i la aquosa no són 100% immiscibles, encara que alhora de fer aquest disseny si que s'ha dut a terme aquesta consideració. Tot i així, per assegurar que no surten molècules d'aigua amb la fase orgànica, és pot utilitzar un assecant industrial anomenat sulfat de magnesi 7-hidratat, també conegut com a Sal *Epsom*.

Correspon a una sal inorgànica i la seva fórmula esdevé $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$. El seu aspecte és sòlid en forma de pols de color blanc, formant petits cristalls incolors. És altament soluble en aigua i per això es pot utilitzar com a dessecant.

Per tant, abans de introduir la fase orgànica novament al procés productiu, i només si es tinguessin problemes d'aigua a la fase orgànica, es faria passar el corrent d'orgànics "contaminat" per un tanc amb les perles de Sal *Epsom* i posteriorment per un filtre per retirar aquestes, les quals ja hauran absorbit l'aigua present en la mescla. Obtenint així, el corrent d'orgànics lliure al cent per cent d'aigua.



11.6. COLUMNES DE DESTIL·LACIÓ

11.6.1. DISSENY FUNCIONAL DE LES COLUMNES DE DESTIL·LACIÓ

Una torre de destil·lació té un mecanisme de funcionament basat en les successives evaporacions i condensacions que s'hi produeixen al llarg de la columna que afavoreixen la separació dels components de la mescla al llarg dels diferents plats.

El disseny d'aquestes columnes es divideix en tres etapes:

- Selecció de condicions d'operació i paràmetres teòrics i de la columna.
- Elecció del disseny i dimensionat intern.
- Disseny i càlcul mecànics del recipient segons el codi de disseny emprat.

La planta de producció **MCB Producers** consta de 2 columnes de rectificació que treballen en diferents condicions d'operació, en base a temperatures i pressions, composició i quantitat d'aliment i diferents finalitats de separació.

En aquest manual no es realitza la descripció ni utilització dels models matemàtics complexes pel càlcul teòric de cada columna, sinó que aquest es basa en conceptes bàsics de les operacions de separació i fonaments de disseny. L'ús de correlacions gràfiques pel dimensionament de rebliment pertinent i l'aplicació del codi de disseny mecànic ASME per recipients a pressió, s'han dut a terme.

El programari emprat és el simulador Aspen Hysys V8.3 i el procediment de càlculs s'ha obtingut del llibre de la bibliografia.

11.6.2. SELECCIÓ CONDICIONS D'OPERACIÓ I CÀLCULS RIGUROSOS DELS PARÀMETRES TEÒRICS DE LA COLUMNA

11.6.2.1. SELECCIÓ CONDICIONS D'OPERACIÓ I MÈTODE SHORT-CUT

Aquest mètode està basat en el disseny de les condicions d'operació de la columna de rectificació amb limitacions generades el mateix procés i d'altres a criteri de l'especialista.



Les condicions que es defineixen com a limitades:

- Cabals i composicions de l'aliment de la columna.
- Requeriments especials en les espècies químiques rectificades.

Paràmetres a criteri de l'especialista:

- Pressió i temperatura de condensador i reboiler
- Temperatura i estat físic de l'aliment
- nombre d'etapes de separació
- Reflux d'operació

Els criteris s'identifiquen i es basen per complir els objectius:

- Màxima separació .
- Mínim consum d'energia en condensador i reboiler.
- Mínim cost d'equip en base a material de construcció i instal·lació.

Per arribar a complir aquests objectius, és importat mantenir una temperatura de condensador raonable i en funció de la pressió d'operació, el reflux i el nombre d'etapes, que compleixin una relació òptima, obtenint una puresa dels productes vàlida.

En la idealitat, seria imprescindible realitzar un estudi de costos en funció dels paràmetres anomenats anteriorment, com de seguretat i mediambientals, però aquest estudi requereix un ampli espai de temps del que no es disposa.

Un cop seleccionades les condicions d'operació segons els procediments explicats prèviament, s'ha realitzat la simulació mitjançant l'opció *Short-Cut Distillation* del programari, on s'han obtingut les dades necessàries per realitzar posteriorment el mètode rigorós.

Per a dur a terme el mètode short-cut, es segueixen 3 passos:

En primer lloc, hi ha partir de la realització del balanç de matèria global i de components, s'utilitzen les següents equacions:

$$F = D + R \quad \text{(Equació 11.6-1)}$$



$$F \cdot X_{\text{Component } j \text{ en } F} = D \cdot X_{\text{Component } j \text{ en } D} + R \cdot X_{\text{Component } j \text{ en } R} \quad (\text{Equació 11.6-2})$$

On:

- F: Aliment de la columna (kg/h)
- D: corrent de destil·lat (Kg/h)
- R: Corrent de residu (Kg/h)

En segon lloc, cal seleccionar els component clau lleuger i el pesat a partir de la seva distribució al llarg de la columna per la seva volatilitat. En el cas d'aquest exemple, els components seleccionats són el Benzè com a lleuger i Monoclorbenzè com a pesat.

Per últim, un cop realitzades diverses iteracions, es comprova que un cop es realitzin les simulacions via Short-Cut, aquestes presentin valors coherents i reproduïbles en base a reflux mínim d'operació i temperatures de condensador i reboiler.

Un cop es finalitza de treballar el programa amb aquestes dades, s'obtenen els resultats de la simulació:

Taula 11.6-1 Dades sobre les etapes obtingudes amb el simulador

PARÀMETRE	K-4001	K-4002
Mínim nº d'etapes	12,43	17.1
Nº actual d'etapes	18,65	26
Etapa òptima d'aliment	8,84	7,2
Temperatures caps (°C)	80	132
Temperatures cues (°C)	134,6	174
Pressió (KPa)	101,3	101,3
Relació de reflux	1,5	1,5

Taula 11.6-2 Dades sobre les etapes obtingudes amb el simulador

TEMPERATURES (°C)	K-4001	K-4002
Condensador	80,08	132,2
Reboiler	134,6	174,2



Aquestes dades obtingudes amb el mètode Short-Cut, s'empraran en el mètode de càlcul rigorós.

Per a arribar a complir els objectius generals, és important tenir present la temperatura de condensador i reboiler pel bon funcionament de la pressió d'operació i el reflux per trobar la relació òptima.

11.6.2.2. MÈTODE RIGORÓS PEL CÀLCUL DELS PARÀMETRES TEÒRICS DE LA COLUMNA

Per la realització del mètode rigorós, també s'ha emprat el programari Aspen Hysys V8.3 de simulació de processos químics, encara que amb l'opció *Distillation Sub-Flowsheet*, amb el paquet termodinàmic per l'estimació de propietats de les espècies que intervenen a cada columna. Per tant, s'ha seleccionat el paquet termodinàmic *SKR-Twv*

Els paràmetres de l'apartat 11.6.2.1 de mètode Short-Cut, s'introdueixen al panell de dades de la simulació de columnes rigoroses, representat a la Figura 11.6-1.

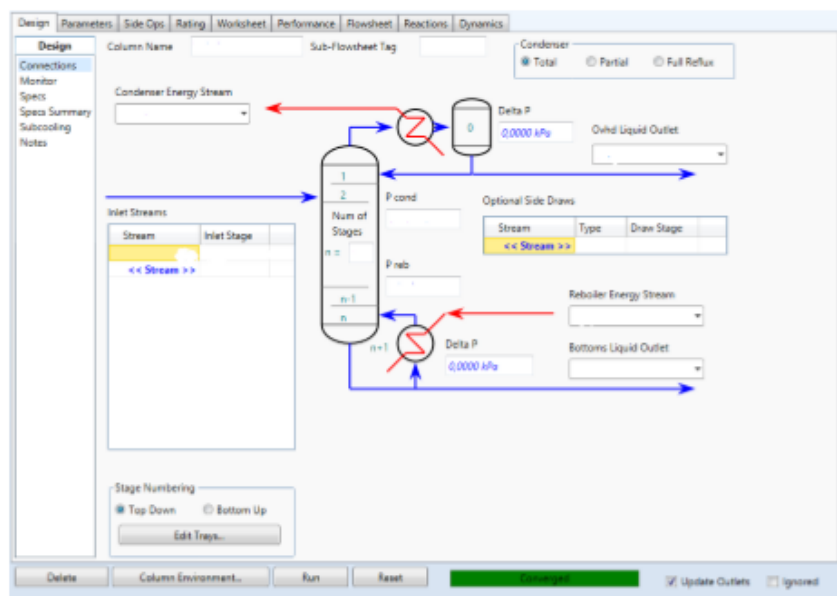


Figura 11.6-1 Monitor de dades per la simulació rigorosa de columnes de rectificació

Amb les simulacions rigoroses acabades i els paràmetres que compleixen els objectius mencionats anteriorment, es presenta l'informació necessària per la següent etapa de disseny.



Aquesta informació va referida a:

- Cabal i composició de vapor i líquid en la columna rigorosa.
- Cabals i composicions en caps i cues de columna rigorosa.
- Temperatures a caps i cua de columna i pressió d'operació.
- Etapes teòriques determinades amb rigor

11.6.3. ELECCIÓ, DISSENY I DIMENSIONAMENT

11.6.3.1. CRITERI D'ELECCIÓ DEL TIPUS DE COLUMNA

Les columnes de rectificació presenten moltes varietats de disseny en el que es refereix al dimensionament intern, encara que simplificant les diferents configuracions es poden reduir a 2 grans tipus generals: de plats i de rebliment.

Per al procés d'obtenció de monoclorbenzè (MCB), ja que es necessita una alta separació al llarg del procés, s'ha decidit implantar columnes de rebliment, ja que ofereixen una màxima transferència de matèria. Per això en aquest manual només es detallarà el procediment de disseny i dimensionament d'aquest tipus de columnes.

Els criteris generals per seleccionar el tipus de rebliment i la seva configuració a l'interior de la columna són:

- Diàmetre de columna.
- Separació de mescles que puguin presentar susceptibilitat a corroure.
- Elevada eficiència
- Compromís, capacitat i eficiència del material emprat en el rebliment.
- Baixa pèrdua de pressió

11.6.3.2. REBLIMENT

La selecció del tipus de rebliment té en compte la pressió a la qual es vol operar, en el cas de les columnes implantades, aquestes operen a pressions baixes. Pel que fa al material seleccionat, gairebé tots els rebliments implantats seran d'origen metàl·lic, concretament alumini, ja que resisteixen bé a temperatures que no excedeixen els 120°C i són els únics compatibles segons la taula de compatibilitats de l'apartat d'especificacions. Es buscarà aquell



que ofereixi una major superfície per unitat de volum. També cal tenir present el factor de la corrosió.

Els rebliments són estructures buides, de diferents formes amb una alta superfície per unitat de volum, i solen estar fets de metalls, plàstics, ceràmica, etc. Existeixen dos tipus de rebliments: Aleatori i estructurat. L'empacat aleatori té un cost menor i ofereixen una major resistència a la corrosió, mentre que l'estructurat té un preu més elevat però ofereix menys pèrdues de càrrega. S'estria aleatori, amb un tipus d'empacament *SLEv73*.

La selecció estriada es mostra a la taula 11.6-3.

Taula 11.6-3 Resultat rebliment intern en el Tray sizing de HYSYS de cada columna

	K-4001	K-4002
Internals	Packed	Packed
Packing Type	Flexiring (Metal, random)1_inch	Ballast Rings (Metal, Random) 2_inch
Flooding Correlation	SLEv73	SLEv73
HETP Correlation	Norton	Norton
HETP (m)	0,71	0,71

Taula 11.6-4 Resultat geometria en el Tray sizing de HYSYS de cada columna

	K-4001	K-4002
Section Diameter [m]	1,67	1,98
X-Sectional Area [m2]	2,2	3.1
Section Height [m]	10	11,49

Taula 11.6-5 Resultat hidràulic en el Tray sizing de HYSYS de cada columna

	K-4001	K-4002
Max Flooding [%]	58.88	55,9
Section DeltaP [KPa]	2,88	3
DP per Length [KPa/m]	0,28	0,26
Flood Gas Vel. [m3/h·m2]	5992	8615
Flood Gas Vel. [m/s]	1,66	2,39



Taula 11.6-6 Propietats del rebliment metàl·lic, Flexiring

FLEXIRING® Random Packing						High Strength
Nominal Size	⁵ / ₈	1	1 1/2	2	3 1/2	2
mm	16	25	38	50	90	50
inch	⁵ / ₈	1	1 1/2	2	3 1/2	2
Void Fraction	%	93	96	97	98	98
Bulk Weight*	kg/m ³	535	325	208	198	135
	lb/ft ³	33.4	20.3	13.0	12.3	8.5
* for stainless steel with standard material thickness						

El nostre rebliment és de 1_inch, per tant sabem que el seu pes és de 325 Kg/m³. Aquesta dada serà útil posteriorment per al càlcul de la columna buida.

En el cas de la columna K-4002, el programa hysys ja facilita la informació del pes de tot el rebliment a l'interior de la columna.

11.6.4. DISSENY I CàLCULS MECÀNICS DEL RECIPIENT

En aquest apartat es detalla el disseny mecànic de la columna un cop finalitzat el disseny basat en condicions d'operació. Pel disseny mecànic de totes les torres, s'utilitza el codi de disseny **ASME** (American Society of Mechanical Engineers) i el paràmetre de disseny pel qual es realitzen els càlculs és per pressió interna a excepció de que hi hagi una columna de buit.

Les diferents seccions pel disseny mecànic, son les següents:

- Càlcul per secció cilíndrica pel cos de columna.
- Càlculs de secció cònica per unir dos seccions cilíndriques de diàmetre diferent.
- Secció toriesfèrica de capçals de fos superior i inferiors.

PRESSIÓ HIDROSTÀTICA

És la pressió del fluid exercida sobre la columna, i es calcula com:

$$P_{Hidrostatica} = \rho_{mescla} \cdot g \cdot H_{cos} \quad \text{(Equació 11.6-3)}$$

Exemple (per K-4001):

$$P_{Hidrostatica} = 960 \frac{Kg}{m^3} \cdot 9,8 \frac{m}{s^2} \cdot 10m = 72347 Pa = 13,65 psi$$



PRESSIÓ DE DISSENY

Seguint el codi ASME, s'ha dimensionat un 20% la pressió de disseny com a marge de seguretat.

$$P_{Diseny} = 1,150 \cdot (P_{treball} + P_{hidrostàtica}) \quad \text{(Equació 11.6-4)}$$

Exemple (Per columna K-4001):

$$P_{Diseny} = 1,150 \cdot (14,69\text{Psi} + 10,49\text{Psi}) = \mathbf{32,59\text{ psi}}$$

$$P_{Diseny(20\%)} = \mathbf{39\text{ psi}}$$

TEMPERATURA DE DISSENY

Per al càlcul d'aquest, s'ha de sumar un marge de seguretat a la temperatura màxima de treball.

$$T_{Diseny} = 20^{\circ}\text{C} + \frac{T_{top} + T_{bottom}}{2} \quad \text{(Equació 11.6-5)}$$

Exemple (Per columna K-4001):

$$T_{Diseny} = 20^{\circ}\text{C} + \frac{80,11 + 134,6}{2} = \mathbf{127,35^{\circ}\text{C}}$$

MATERIAL DE DISSENY

Per les columnes de destil·lació, s'ha estriat **l'Acer inoxidable 316L**, ja que resisteix la corrosió, tal i com es pot observar en l'apartat d'especificacions sobre les Compatibilitats.

El AISI 304 també és vàlid, però difereix del 316. Visualment, o hi ha ninguna diferència en absolut, tant el 304 com el 316 es poleixen, cristal·litzen i es terminen de la mateixa manera. L'única manera de determinar la diferència es sol·licitar un informe de material (MTR).

Així, la diferència entre aquest és bàsicament la seva composició:

Taula 11.6-7 Percentatge en la composició dels diferents acers inoxidables (304L-316L)

Acer inox. 304L		Acer inox. 316L	
Element	%	Element	%
Carboni	0.030(Máx.)	Carboni	0,03(Máx.)
Manganesi	2(Máx.)	Manganesi	2(Máx.)
Silici	1(Máx.)	Silici	1 (Máx.)
Crom	18-20	Crom	16-18
Niquel	8-12	Niquel	10-14
Molibdeno	0	Molibdeno	2-2,5

Gràcies a l'addició del Molibdè, l'acer inoxidable 316, millora la resistència a la corrosió, en particular als clorurs.

TENSIÓ MÀXIMA ADMISSIBLE

$S = 15700$ psi pel material seleccionat (Acer inoxidable 316)

RADIOGRAFIAT

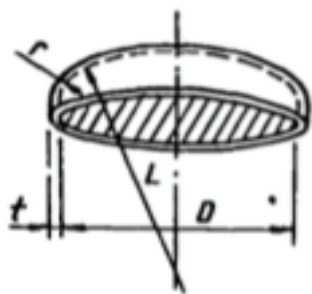
S'ha establert un radiografiat parcial per a les dues columnes.

SOBRE-ESPESSOR PER CORROSIÓ

Aquest ha de ser el suficient per compensar la corrosió, erosió o abrasió mecànica que pot patir l'equip al llarg de la seva vida útil. Aquest valor es troba entre 1 i 6 mm i s'afegeix als espessors obtinguts per poder resistir les càrregues a les que es troben els recipients.

FACTOR M

El factor M correspon a la relació entre els radis que formen el capçal toriesfèric, r i L , on aquests corresponen als radis mostrats a la figura 11.6-2 i es calculen amb les equacions que segueixen:



$$L = 0,9 \cdot D \text{ (m)} \quad \text{(Equació 11.6-6)}$$

$$R = 0,085 \cdot L \text{ (m)} \quad \text{(Equació 11.6-7)}$$

Exemple:

$$L = 0,9 \cdot 1,67 = 1,5 \text{ m}$$

$$R = 0,085 \cdot 1,5 = 0,13 \text{ m}$$

Figura 11.6-2 Capçal toriesfèric



11.6.4.1. DISSENY MECÀNIC DEL COS

➤ Disseny i càlcul del cos

L'equació per al càlcul de l'espessor necessari per les condicions de treball es la següent:

$$t_{cos} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0.6 \cdot P} + CA + C1 + C2 \quad \text{(Equació 11.6-8)}$$

On:

- t_{cos} : és l'espessor mínim requerit (polzades).
- P: és la pressió màxima de treball (psi).
- S: és l'esforç permisible del material (psi).
- E: L'eficàcia de soldadura (Normalment 0.85).
- R: radi intern de la columna (polzades).
- C.A.: és la corrosió admissible (polzades).
- C1: és la tasa de corrosió per any de vida útil (polzades), s'han estimat 20 anys.
- C2: és la constant de tolerància de fabricació (polzades).

Exemple (Per columna K-4001):

$$t_{cos} = \frac{39 \cdot 33}{15700 \cdot 0.85 - 0.6 \cdot 39} + 0.008 + 0.2 + 0.00125 = \mathbf{0.31 \text{ polzades}}$$

➤ Disseny i càlcul del capçal toriesfèrics

Per poder calcular-ho és necessari la relació L/r. Només es calcula el capçal superior, ja que l'inferior presenta els mateixos valors.

$$t_{cap \text{ toriesfèric}} = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P} + CA + C1 + C2 \quad \text{(Equació 11.6-9)}$$

On:

- t_{cos} : és l'espessor mínim requerit (polzades).
- P: és la pressió màxima de treball (psi).
- L: és el radi de l'esfera interior de la columna (polzades)
- M: Es la constant que relaciona els fons toriesfèrics.
- R: radi intern de la columna (polzades).
- S: és l'esforç permisible del material (psi).



- E: L'eficàcia de soldadura (Normalment 0.85).
- C.A.: és la corrosió admissible (polzades).
- C1: és la tasa de corrosió per any de vida útil (polzades), s'han estimat 20 anys.
- C2: és la constant de tolerància de fabricació (polzades).

Exemple (Per columna K-4001):

$$t_{cap\ toriesfèric} = \frac{39 \cdot 59.1 \cdot 11.8}{2 \cdot 15700 \cdot 0.85 - 0.2 \cdot 39} + 0.008 + 0.2 + 0.00125 = \mathbf{1,23\ polzades}$$

CÀLCUL DE L'ALÇADA DE COLUMNA

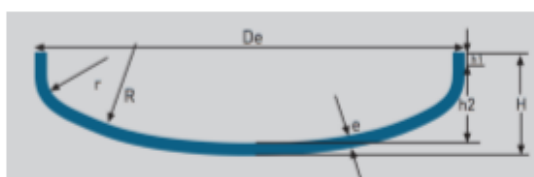
➤ Alçada del cos cilíndric

L'alçada de les seccions de rebliment, ve determinada per la simulació de l'Aspen Hysys, encara que és necessari tenir en compte els gruixos i espaiats entre l'eliminador de boires, distribuïdors, etc.

En el nostre cas, la columna, té un cos cilíndric de 10 m.

➤ Alçada del cos cilíndric

Figura 11.6-3 Capçal toriesfèric de tipus Kloppe



Es procedeix al càlcul de les incògnites:

➤ De

$$De = Di + e = Di + t_{cap\ toriesfèric} \quad \text{(Equació 11.6-10)}$$

Exemple (Per columna K-4001):

$$De = 1670 + 31 = \mathbf{1701\ mm}$$

➤ **h2**

$$h2 = 0,1935 \cdot De - 0,455 \cdot e = 0,1935 \cdot De - 0,455 \cdot t_{cap\ toriesfèric} \quad (\text{Equació 11.6-11})$$

Exemple (Per columna K-4001):

$$h2 = 0,1935 \cdot 1701 - 0,455 \cdot 31 = \mathbf{315\ mm}$$

➤ **h1**

$$h1 > 3,5 \cdot e > 3,5 \cdot t_{capçal} \quad (\text{Equació 11.6-12})$$

Exemple (Per columna K-4001):

$$h1 > 3,5 \cdot 31 = \mathbf{109,3\ mm}$$

➤ **$H_{capçal\ toriesfèric}$**

$$H_{capçal\ toriesfèric} = h2 + h1 + e = h2 + h1 + t_{capçal} \quad (\text{Equació 11.6-13})$$

Exemple (Per columna K-4001):

$$H_{capçal\ toriesfèric} = 315 + 109,3 + 31 = \mathbf{455,5\ mm}$$

Per calcular l'altura total de l'equip, s'aplica l'equació:

$$H_{total} = H_{cos} + H_{capçal\ superior\ toriesfèric} + H_{capçal\ inferior\ toriesfèric} \quad (\text{Equació 11.6-14})$$

Exemple (Per columna K-4001):

$$H_{total} = 10000 + 455,5 + 455,5 = \mathbf{10911\ mm}$$

CÀLCUL DEL PES DE LA COLUMNA BUIDA

En els següents exemples, només es mostren els càlculs pel capçal superior, ja que l'inferior té les mateixes dimensions.



➤ **Massa del cos (Kg):**

$$M_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot ((D_{int} + 2 \cdot t_{cos})^2 - D_{int}^2) \cdot H_{cos} \cdot \rho_{material} \quad \text{(Equació 11.6-15)}$$

Exemple (Per columna K-4001):

$$M_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot ((1,67 + 2 \cdot 0,007)^2 - (1,67)^2) \cdot 10 \cdot 7850 = \mathbf{3213 \text{ Kg}}$$

➤ **Massa capçal superior**

$$M_{capçal \text{ sup.}} = \left(\frac{\pi}{3} \cdot \frac{((D_{int \text{ cap. sup.}}^2 + 2 \cdot t_{capçal \text{ sup.}}) - D_{int \text{ cap. superior}}^2)}{4} \cdot H_{capçal \text{ sup.}} \right) \cdot \rho_{material} \quad \text{(Equació 11.6-16)}$$

Exemple (Per columna K-4001):

$$M_{capçal \text{ sup.}} = \left(\frac{\pi}{3} \cdot \frac{((1,67^2 + 2 \cdot 31) - 1,67^2)}{4} \cdot 0,455 \right) \cdot 7850 = \mathbf{2625 \text{ Kg}}$$

➤ **Massa columna buida**

$$M_{columna \text{ buida}} = M_{cos} + M_{rebliment} + M_{capçal \text{ superior}} + M_{capçal \text{ inferior}} \quad \text{(Equació 11.6-17)}$$

Exemple (Per columna K-4001):

La massa del rebliment es calcula emprant la taula 11.6-6

Amb un volum de cos de columna de 17 m^3 , i sabent que utilitzem Flexiring 1 inch:

$$M_{rebliment} = \frac{325 \text{ Kg}}{\text{m}^3} \cdot 22 \text{ m}^3 = \mathbf{7150 \text{ Kg}}$$

$$M_{columna \text{ buida}} = 3213 + 7150 + 2625 + 2625 = \mathbf{15613 \text{ Kg}}$$

Per la columna T-101, el hysys facilita la massa del rebliment per volum de la columna, aquest es de **13636 Kg**.



CÀLCUL DEL PES DE LA COLUMNA PLENA D'AIGUA

➤ **Càlcul del volum de la columna**

$$V_{columna} = \frac{\pi}{4} D_{int}^2 \cdot H_{total} \quad \text{(Equació 11.6-18)}$$

Exemple (Per columna K-4001):

$$V_{columna} = \frac{\pi}{4} \cdot 1,67^2 \cdot 10 = 22 \, m^3$$

➤ **Massa de la columna plena d'aigua**

$$M_{columna plena} = M_{columna buida} + (V_{columna} \cdot \rho_{aiga}) \quad \text{(Equació 11.6-19)}$$

Exemple (Per columna K-4001):

$$M_{columna plena} = 15613 + (22 \cdot 1000) = 37518 \, Kg$$

El gruix aïllant es calcula amb el programa "Aislam", en el qual s'introdueix les temperatures internes i externes amb el material aïllant que es vol utilitzar i la seva conductivitat tèrmica, en el nostre cas *Llana de roca* amb conductivitat 0,04.



Taula 11.6-8 Taula amb dades dels càlculs de les torres de destil·lació

	K-4001	K-4002
Densitat (psi)	960	991
Altura cos (m)	10	11,49
P. Hidrostàtica (psi)	13,65	16,18
P. Treball (psi)	14,69	14,69
P. Disseny (psi)	39	42,61
T. Disseny	127	173.25
Gruix (mm)	293,41	420
Espessor cos (polzades)	0,31	0,33
Espessor toriesfèric (polz.)	1,23	1,53
De (mm)	1701	2019
H2 (mm)	315	373
H1 (mm)	109,3	135,7
Hcapçal	455,5	547,5
Altura equip (m)	10,9	12,58
Massa del cos (Kg)	3213	4779
Massa capçal (Kg)	2625	4430
Massa del rebliment (Kg)	7150	13636
Massa columna buida (Kg)	15613,8	27276,5
Volum columna (m3)	22	35
Massa columna plena (Kg)	37517	62655



11.7. COLUMNES D'ABSORCIÓ

11.7.1. INTRODUCCIÓ

L'absorció és una operació química que tracta la separació dels components que conformen una mescla gasosa, ajudant-se d'un solvent en estat líquid, amb el que arribarà a formar una solució. El procés inclou una difusió molecular o un pas de massa del solut a través del gas. Aquesta operació pot donar-se amb o sense reacció química. L'equip més utilitzat per aquest tipus d'operació és la columna d'absorció.

S'ha de tenir en compte que la planta de producció de Clorbenzè treballa en règim continu, per tant les columnes de absorció instal·lades en el procés es dissenyen per operar en estat estacionari.

El disseny de les columnes es divideix en tres etapes:

- 1) Selecció de les condicions d'operació i càlcul rigorós dels paràmetres teòrics de la columna.
- 2) Elecció, disseny i dimensionament intern.
- 3) Disseny i càlcul del recipient contenidor.

La planta de **MCB Producers** consta de 2 columnes d'absorció i 1 scrubber que treballen a diferents condicions d'operació, composició i quantitat d'alimentació, amb diferents objectius en el procés.

També es tracten les ventilacions dels dipòsits amb filtres de carbó actiu.

Una és una columna d'absorció adiabàtica d'orgànics i l'altre és una torre de absorció amb camisa refrigerant per absorbir el HCl del procés que extrau la part dels contaminants d'un corrent de gasos.

Per últim trobem el scrubber, ens assegurem de neutralitzar els gasos que no s'ha aconseguit eliminar en l'absorció de HCl i els filtres de carbó actiu s'encarreguen dels gasos del venteig provocat per els tancs d'emmagatzematge, d'aquesta manera ens assegurem d'eliminar qualsevol gas contaminant abans d'abocar-lo a l'atmosfera.

Aquet manual es basa en conceptes bàsics d'operacions de separació per el fonament teòric, la utilització d'un software de simulació de processos químics pel càlcul teòric de la columna anomenat Aspen Hysys, l'ús de regles del polsa pel disseny físic de la columna, l'ús de



correlacions gràfiques per el dimensionament del empaquetat i per últim la aplicació del codi **ASME** per el disseny de recipients a pressió.

11.7.2. SELECCIÓ DE LAS CONDICIONS D'OPERACIÓ I CàLCUL RIGORÓS DELS PARÀMETRES TEÒRICS DE LA COLUMNA.

11.7.2.1. SELECCIÓ DE LAS CONDICIONS D'OPERACIÓ

La columna d'absorció és una operació unitària dins del nostre procés químic, per tant s'haurà de fixar unes condicions d'operació i algunes d'aquestes estaran limitades per el procés i unes d'altres que podran ser modificades.

Condiciones limitades:

1. Cabal i composició de alimentació.
2. Requeriments especials de las especies Químicas rectificadas.

Condiciones Modificables:

1. Pressió i temperatura de operació.
2. Temperatura del absorbent.
3. Número de etapes teòriques.

Les condicions es fixaran tenint com a prioritat la màxima absorció i el mínim cost del equip.

11.7.2.2. CàLCUL RIGORÓS DE LOS PARÀMETRES TEÒRICS DE LA COLUMNA

El càlcul rigorós de la torre d'absorció adiabàtica d'orgànics s'ha realitzat mitjançant el simulador Asen Hysys V8.4.

Per poder simular el procés s'ha seleccionat un fluid Package a la torre d'absorció en funció de les substàncies que formen el cabal d'entrada. En el cas de la torre d'absorció adiabàtica es selecciona el fluid Package 'SRK-twu' i per la segona torre s'utilitza un disseny proporcionat per la empresa Diedrich, especialitzada en el tractament de gasos.



Aplicant aquest paquet de treball i disseny proporcionat per Diedrich, es poden calcular les etapes teòriques necessàries per poder fer l'absorció i tots els paràmetres necessaris per poder fer el disseny.

A continuació es presenta una taula on es pot veure les composicions de cada corrent d'entrada i de sortida obtinguts de la simulació en la torre d'absorció adiabàtica d'orgànics.

Taula 11.7-1 Composició dels corrents d'entrada i sortida de la torre d'absorció adiabàtica d'orgànics.

Components	Composició Molar	Composició Molar	Composició Molar	Composició Molar
	entrada cues	sortida caps	entrada caps	sortida cues
	Fase Gasosa	Fase Gasosa	Fase Orgànica	Fase Orgànica
Benzè	1,01E-01	3,94E-02	9,99E-01	9,44E-01
HCL	8,81E-01	9,56E-01	0	4,45E-02
DCB	2,37E-04	0	0	2,07E-04
Cl-BZ	1,24E-02	3,00E-06	5,91E-04	1,13E-02
Cl ₂	5,43E-03	6,24E-03	0	0

S'observa en la taula 11.7-1 les composicions de la fase orgànica i la fase gasosa.

També s'obtenen els valors de temperatura, pressió i cabal necessaris per poder dissenyar la torre d'absorció adiabàtica d'orgànics. El corrent de cues es recircularà al procés i el corrent que surt de caps es portarà a la torre d'absorció de HCL per neutralitzar el HCL.

Taula 11.7-2 Paràmetres dels corrents d'entrada i sortida de la torre d'absorció adiabàtica d'orgànics.

	Unitats	Entrada caps	Sortida caps	Sortida cues	Entrada cues
		Fase Orgànica	Fase Gasosa	Fase Orgànica	Fase Gasosa
Fracció de Vapor		0	1	0	1
Temperatura	C	9,99	18,93	40,97	55,00
Pressió	kPa	240	240	240	240
Cabal Molar	kmol/h	9,98E+01	8,55E+01	1,13E+02	9,85E+01
Cabal Màssic	kg/h	7,80E+03	3,27E+03	8,65E+03	4,12E+03
Cabal Volumètric	m ³ /h	8,84E+00	3,74E+00	9,76E+00	4,67E+00



11.7.3. SELECCIÓ, DISSENY I DIMENSIONAMENT INTERN

11.7.3.1. SELECCIÓ DEL TIPUS DE COLUMNA

Les columnes d'absorció poden tenir diferents tipus de configuracions i dissenys, en el nostre procés s'ha seleccionat un disseny empaquetat estructurar per la seva alta eficiència.

El nostre procés de producció de clorbenzè constarà només de columnes del tipus empaquetat.

A les columnes de rebliment la transferència de matèria es fa de forma continuada. Aquestes columnes també són anomenades columnes empaquetades. La torre de rebliment més comuna és la que consisteix en una carcassa cilíndrica on hi conté el material inert en el seu interior. Aquest material inert és el que rep el nom de rebliment.

L'objectiu principal del rebliment és proporcionar una superfície de contacte més ampla entre el vapor i el líquid extractor, d'aquesta manera fa que augmenti la seva turbulència i per tant, millora la seva eficàcia.

Hi ha rebliments de moltes formes i dimensions diferents. Es poden situar de forma ordenada; si el volum del rebliment és gran (5-20cm) o desordenada si el volum del rebliment és petit (5-50mm).

El que s'acostumen a utilitzar són els anells Rasching grans de 5-8cm de diàmetre i es situen de forma ordenada. A mesura que augmenten les dimensions del rebliment, l'eficàcia de la transferència de matèria, va disminuint i per tant augmenten les pèrdues de carrega.

En conclusió, per tal de poder determinar quin és el dimensionament òptim del rebliment s'han de tenir en compte dos factors:

- La selecció del material del rebliment.
- L'ordenació del material inert, rebliment.

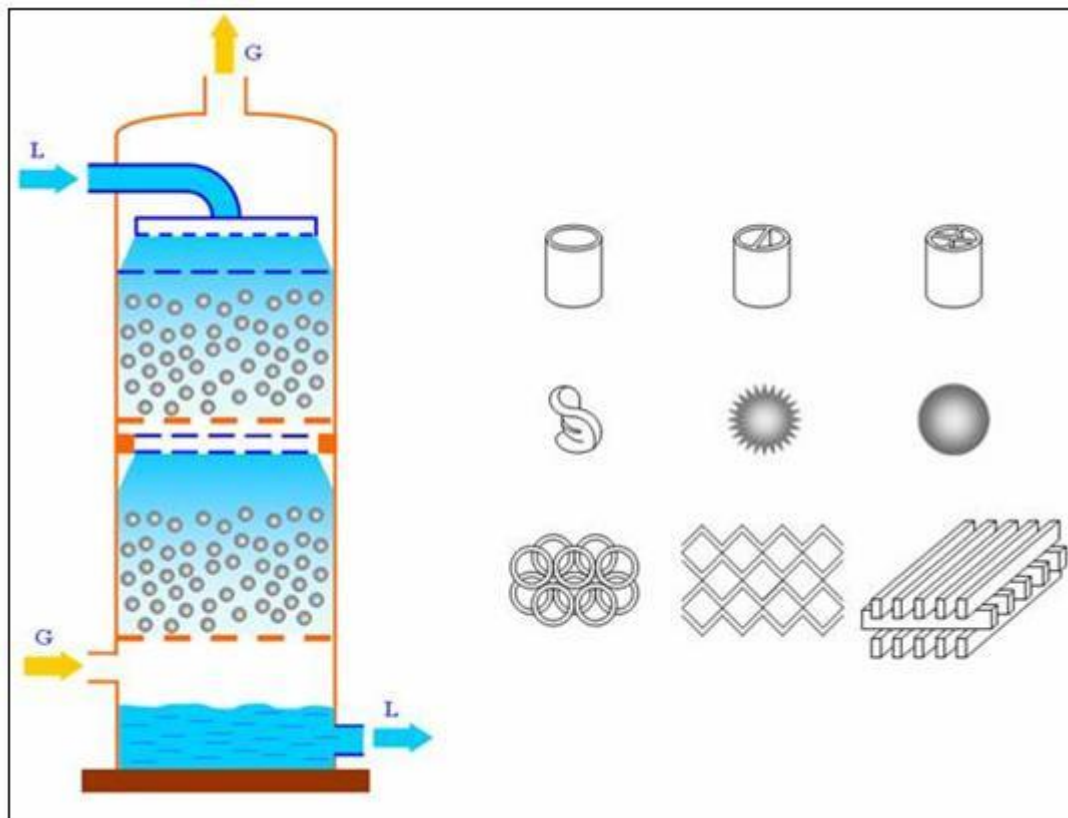


Figura 11.7-1 Esquema columna d'absorció de gasos i rebliments.

Les característiques dels rebliments són:

- Han de ser químicament inerts.
- Han de tenir una certa resistència mecànica elevada.
- Han de permetre el pas adequat dels dos corrents.
- Han de permetre un bon contacte entre les dues fases.
- Han de ser de costos baixos; és a dir, econòmics.

La majoria dels rebliments són fets de material barat, inert i lleuger.

Els rebliments que estan ordenats dins la columna i per tant tenen unes dimensions relativament grans, presenten canals interromputs a través del llit i originen caigudes de pressió menors que les col·locades a l'atzar, on el gas es veu obligat freqüentment a canviar de velocitat i de direcció.

11.7.3.2. DISSENY I DIMENSIONAMENT INTERN

A continuació s'explica les diferents parts de la torre d'absorció empacada:

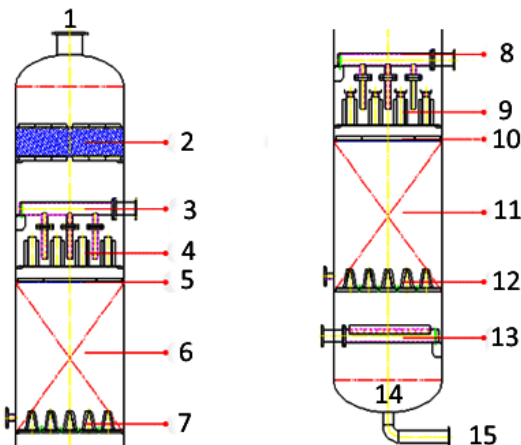


Figura 11.7-2 Esquema de las parts de la torre d'absorció empacada

Seguidament s'enumeren els elements de la columna empacada, tal i com estan enumerats en la figura 11.7-2.

Taula 11.7-3 Elements de la torre d'absorció empacada.

1- Sortida del Vapor.	9- Re-distribuïdor de líquid
2- Eliminador de boira	10-Limitador
3- Entrada de líquid absorbent	11-Empacat
4- Distribuïdor de líquid	12-Suport
5- Limitador	13-Entrada i distribuïdor de vapor absorbent
6- Empacat	14-Embornal
7- Suport	15-Sortida del líquid
8- Entrada de líquid	

S'ha de tenir en compte que a més d'aquets elements, en cas de que els diàmetres dels empacats siguin diferents, es tindrà que instal·lar un distribuïdor de vapor en el estretament, per sota del suport del primer empatat.

11.7.3.3. EMPAQUETAT

Per al disseny d'una columna de empaquetat tenim que tenir en compte poder obtenir el màxim de transferència del contaminat amb el mínim de consum d'energia i dimensió de la columna. El càlcul principal en el disseny de la columna és l'altura del empatat necessari per obtenir la transferència del contaminant al líquid desitjada, en funció del equilibri que tingui entre el gas i el líquid.

També existeixen altres paràmetres importants, com són el diàmetre de la columna, els cabals de gas residual i líquid, el tipus de empatat i la pèrdua de pressió.

El diàmetre del empatat depèn del cabals interns del flux i de la seva velocitat, s'ha de tenir en compte que tant el cabal com la velocitat siguin lo suficient com per a no inunda la columna.

El diàmetre del empatat delimita el propi diàmetre de la columna.

L'alçada ve fixada per la conversió d'etapes teòriques a reals, això s'anomena alçada equivalent HETP, depèn del tipus d'empacat, de la forma de cada una d'aquestes, del material i de la dimensió de cada unitat.

A continuació es presenten diferents tipus d'empacats

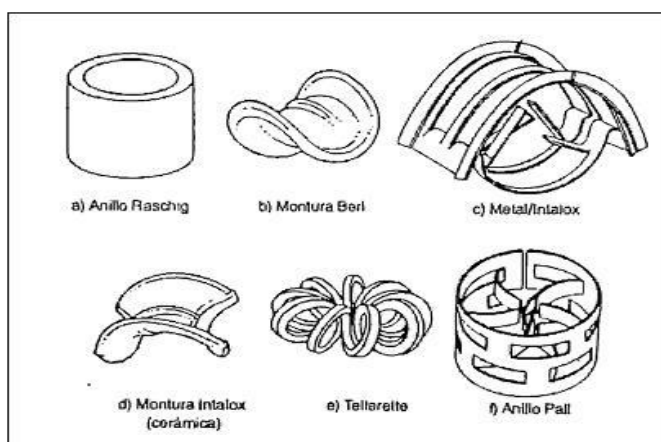


Figura 11.7-3 Rebliments d'una columna.



Hi ha rebliments de moltes formes i dimensions diferents. Es poden situar de forma ordenada; si el volum del rebliment és gran (5-20cm) o desordenada si el volum del rebliment és petit (5-50mm).

A mesura que augmenta la dimensió del rebliment, l'eficàcia de la transferència de matèria va disminuint i per tant augmenten les pèrdues de càrrega.

En conclusió, per tal de poder determinar quin és el dimensionat òptim del rebliment s'han de tenir en compte dos factors:

- La selecció del material del rebliment.
- L'ordenació del material inert, rebliment.

A continuació es mencionen els criteris de selecció del tipus d'empaquetat:

- Separació de mescles corrosives
- Diàmetre de la columna
- Objectiu d'alta eficiència per plat teòric
- La caiguda de pressió

Les característiques d'aplicació:

- Tenen un contacte continu amb el gas.
- Diàmetre del gas petit.
- S'utilitzen quan hi ha compostos corrosius en la mescla de gasos. I també quan hi ha líquids escumosos.
- S'aplica en els casos que hi hagin canvis bruscos de temperatura.
- S'utilitzen quan s'ha de treballar amb pressions baixes.

Una vegada seleccionat el tipus d'empacat es calcula el diàmetre i l'alçada.

Per al càlcul del diàmetre de la columna l'eina de disseny més apropiada per columnes empacades és la interpolació de dades experimentals. S'utilitzen correlacions de disseny. És important reconèixer que treballar una única correlació de disseny de la torre d'empacat no és suficient, donat que un problema freqüent és la incertesa de que la correlació seleccionada proporcioni una predicció apropiada per el servei en consideració, ja que les limitacions són a



vegades desconegudes, i si són conegudes, és poc freqüent la vegada que es reporten. A continuació s'expressarà la correlació seleccionada per al disseny.

S'utilitza la correlació basada en el concepte d'inundació, es pot definir inundació com una regió de ràpid increment de la pressió amb pèrdua simultània de eficiència en la transferència de massa.

Les torres empacades normalment són dissenyades per un 70 a 80 per cent de la velocitat d'inundació.

Es selecciona el mètode figura de *Sherwood-Eckert* per una correlació generalitzada de caiguda de pressió, també coneguda com GPDC per les seves sigles en anglès, és el mètode més utilitzat. Aquest mètode es fonamenta en 4 equacions i 1 correlació gràfica:

Aquest mètode es fonamenta en 4 equacions i 1 correlació gràfica:

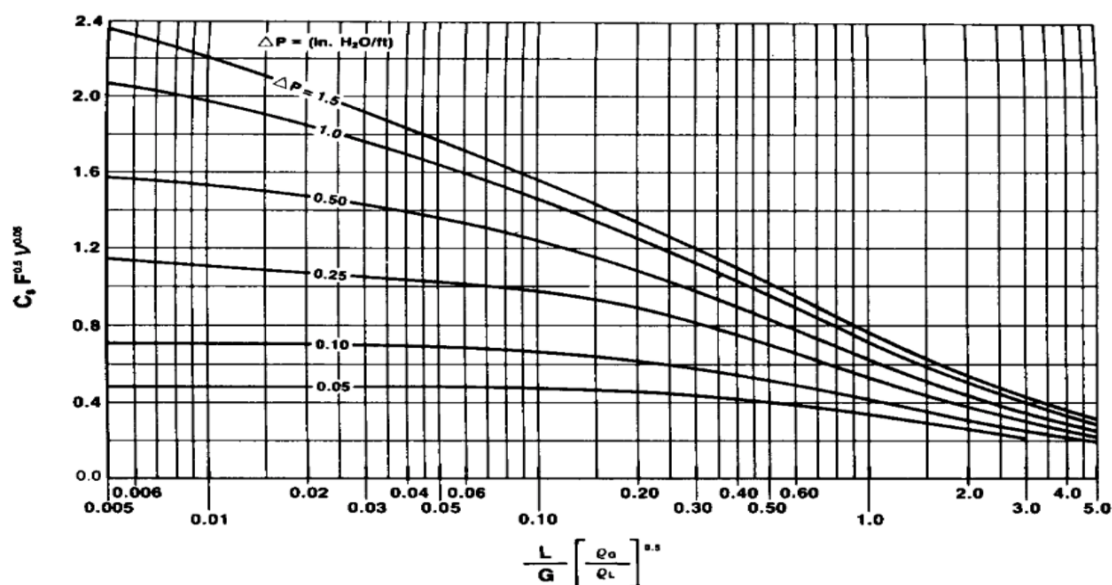


Figura 11.7-4 Correlació de Sherwood-Eckert per empacat aleatori.

La abscissa de la figura 11.7-4 ve donada per el paràmetre del flux:

$$F_{lv} = \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad (\text{Equació 11.7-1})$$

- L= Cabal màssic del líquid (lb/h)



- G = Cabal màssic de vapor (lb/h)
- ρ_G = densitat del gas (lb/ft³)
- ρ_L = densitat del líquid (lb/ft³)

i l'ordenada per:

$$\text{Paràmetre de Capacitat} = C_s F_p^{0.5} v^{0.05} \quad (\text{Equació 11.7-2})$$

On:

- v = viscositat cinemàtica del líquid en centistoks
- F_p = Factor d'empaquetat, es un factor empíric característic de la forma i el dimensionat de empaquetat. (ft⁻¹)

C_s = factor "C" la velocitat superficial del vapor corregida per les densitats del líquid i vapor fixada per:

$$C_s = u_s \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \quad (\text{Equació 11.7-3})$$

On:

- u_s = Velocitat superficial del vapor (ft/s)

Caiguda de pressió en el punt de la inundació es funció solament del factor del empaquetat:

$$\Delta P_{FI} = 0.115 F_p^{0.7} \quad (\text{Equació 11.7-4})$$

On:

- ΔP_{FI} = Caiguda de pressió

Una vegada coneguda la caiguda de pressió, es pot calcular la velocitat d'inundació aplicant qualsevol mètode estàndard de caigudes de pressió.

Primer s'utilitza l'equació 11.7-4 per determinar la caiguda de pressió màxima permesa per el empaquetat. La caiguda màxima depèn de un factor empíric diferent per cada model d'empaquetat.

A continuació es presenta diferents tipus d'empaquets aleatoris.



Taula 11.7-4 Característiques del tipus d'empacat aleatori.

Tipus d'empacat	Dimensió nominal		Pes aprox per m3, kg (densitat)	Àrea superficial aprox. m2/m3	Espai buit (%)	Factor d'empacat: Fp, m-1
Montures Berl , ceràmica	mm	pulg				
	6	0,25	900	900	60	900
	13	0,5	865	465	62	240
	25	1	720	250	68	110
	38	1,5	640	150	71	65
	51	2	625	105	72	45
Anell Rasching, ceràmica	6	0,25	960	710	62	1680
	13	0,5	880	370	64	640
	16	0,625	800	240	72	270
	25	1	670	190	74	160
	38	1,5	740	120	68	95
	51	2	660	92	74	65
	76	3	590	62	75	36
	89	3,5	580	46	80	25
Anell Rasching, acer	13	0,5	1500	417	80	222
	25	1	1140	207	86	137
	38	1,5	785	130	90	82
	51	2	590	102	92	57
	76	3	400	72	95	32

Es selecciona l'Anell Rasching de ceràmica de dimensió nominal 51 mm amb un FP de 65 m^{-1} , una vegada obtinguda la caiguda de pressió màxima es selecciona la caiguda de pressió d'operació, amb el % d'inundació com a criteri. Es selecciona una caiguda de pressió determinada per a que la columna treballi entre el 70 i 80% d'inundació.



S'utilitza l'equació 11.7-1 per calcular el cabal i així poder determinar el paràmetre de capacitat amb la correlació gràfica, tenint en compte la caiguda de pressió seleccionada i fent interpolacions si fos necessari.

Amb el paràmetre CP es calcula el factor Cs utilitzant l'equació 11.7-2, i finalment es determina la velocitat superficial del vapor, U_s aplicant l'equació 11.7-3.

Un cop s'obté la velocitat del vapor es pot determinar el àrea de pas ($A=Q_v/U_s$) i el diàmetre del empacat amb la relació diàmetre-àrea ($A=\pi/4 \cdot D^2$).

El següent pas després de calcular el diàmetre del empacat, sent aquest el diàmetre intern de la columna, es determina l'altura. Això es realitza amb la conversió d'etapes teòriques a altura real. Cada tipus d'empacat té una conversió diferent i depèn de la geometria del empacat, la pressió de treball i el fluid d'operació entre altres.

L'únic mètode que es considera per determinar l'altura requerida del empacat és el de l'altura equivalent a una etapa teòrica HETP, i han altres mètodes com el de l'altura de una unitat de transferència NTU que és més complexa, més difícil d'aplicar i addicionalment milloren molt poc la precisió, en comparació al mètode de HETP.

Es presenta un mètode de càlcul del valor HETP (alçada del rebliment la columna equivalent a un plat teòric). El mètode es basa en la teoria de transferència de massa per difusió a través de les capes laminars de la fase líquida i vapor en la interfase de transferència de massa. El valor del HETP, per un determinat material de rebliment i les condicions d'operació de la columna, permeten determinar la superfície de transferència de massa necessària per cada etapa teòrica o plat teòric. Aquesta informació facilitarà poder determinar l'altura total del llit de material de empacat en la columna.

$$Z = \text{HETP} \times N \quad \text{(Equació 11.7-5)}$$

on Z és l'altura de tot el llit d'empacat dins de la columna i N és el nombre requerit d'etapes teòriques o plats teòrics d'operació.

El càlcul del nombre d'etapes o plats teòrics, la relació de reflux i la relació d'evaporació, i la posició de la etapa teòrica d'entrada del corrent d'alimentació s'han de calcular prèviament aplicant els mètodes teòrics disponibles, com 'short-cut' o aproximacions conegudes com 'Fenske/Winn-Underwood-Gilliland' i els mètodes rigorosos computacionals basats en el mètode gràfic de McCabe-Thiele.



En aquest cas s'aplica el mètode rigorós de càlcul desenvolupat en el programa comercial de simulació Aspen Hysys v8.4.

Taula 11.7-5 Resultats obtinguts en la simulació amb Aspen Hysys v8.4.

Tipus d'empacat	Raschig Rings (Ceramic, random) 2_inch
HETP [m]	0,46
Numero d'etapes teòriques	7
Z [m]	3,22

11.7.3.4. SUPORT I LIMITADOR

L'empacat reposa sobre un suport localitzat en la part inferior que aguanta tot el pes. La part superior del empacat té un limitador que impedeix que les peces puguin patir desplaçament del seu lloc d'origen.

Els suports d'empacat han de complir les següents funcions:

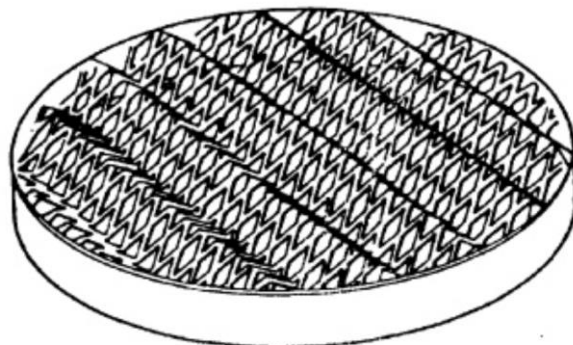
- 1) Suportar físicament el empacat
- 2) Proveir suficient àrea oberta amb el fi de permeti un flux ininterromput de líquid i vapor
- 3) Evitar la migració descendent de peces d'empacat.

L'àrea oberta de la majoria dels suports d'empacat moderns estan en el ordre del 70%, i és menor del 65% per suports construïts en ceràmica, carbó i plàstics.

Quan l'àrea oberta d'un suport és relativament petita, es pot convertir en un coll d'ampolla per a la capacitat de la columna. Una manera de comprovar això es quan es compara l'àrea oberta del suport amb l'àrea oberta del fracciona'l d'empacat. Si la primera es significativament menor que l'última, es pot iniciar una inundació prematura en el suport, i propagar-se al empacat.

Per evitar la migració descendent de peces d'empacat, les obertures del suport tenen que ser menors a la dimensió del empacat. No es recomanable la pràctica de incorpora malles metàl·liques a sobre del suport, perquè pot reduir l'àrea oberta disponible.

Els tipus de suports d'empacat més utilitzats són els plats de suport de injecció de gas tipus parrilla com el de la figura 11.7-5.



Taula 11.7-5 Plat de suport de injecció de gas tipus parrilla

11.7.3.5. ELIMINADOR DE BOIRA

L'objectiu del eliminador de boira és eliminar el líquid en suspensió del vapor abans de que aquest pugui sortir de la columna per la part superior. La seva configuració habitual consisteix en un conjunt de malles superposades, les inferiors s'encarreguen d'eliminar les gotes de líquid grans i les superiors estan dissenyades per eliminar les gotes amb unes dimensions més petites.

Els beneficis que representa l'ús d'eliminadors de boira són:

- Evitar l'ús de químics com el glicol, amines o solvents per separar les partícules del líquid
- Presentar una major capacitat e processament del gas
- Protegir a altres dispositius interns, eliminar o reduir considerablement la presencia de problemes que necessitin manteniment seriós.
- Ajudar a reduir contaminació al reduir les emissions de partícules al ambient.

Els tipus principals d'eliminadors de boira són les malles i les aletes.

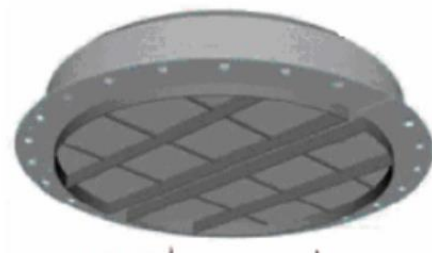


Figura 11.7-6 Malla Demister per Flux Vertical

Consisteix bàsicament en un entramat definit de fil ferros, on els constats canvis de direcció que experimenta el corrent de gas fa que les partícules líquides xoquin i quedin adherides als fil ferros, promovent així la coalescència fins arribar a les dimensions necessàries per que baixi per els efectes de la gravetat.

Les malles són dispositius versàtils que són aptes per qualsevol configuració i orientació de separadors, sent útils per a altes pressions amb baixa caiguda de pressió, poden arribar a altes eficiències i baixos costos de instal·lació.

Les malles no es recomanen per processos que tinguin tendència a formar escumes o que tinguin corrents amb un alt contingut en brutícia, degut a que les malles són propenses al taponament com a conseqüència de la seva naturalesa en forma de teixit donant lloc al fenomen d'inundació.

Entre els materials més utilitzats per a la fabricació de les malles demister es troben dos materials principalment, el fil ferro (Figura 6) i la fibra de vidre (Figura 7), el primer es el més utilitzat, degut a que es el més econòmic en relació cost-eficiència i el segon per ser el que proporciona millor resultats de separació gas-líquid. En aquest cas instal·larem el fil ferro. La seva instal·lació es normalment amb orientació horitzontal tenint especial interès en mantenir l'entrada de la corrent de gas de la forma més perpendicular possible al àrea transversal de la malla.



Figura 11.7-7 Malla de fil ferro



Figura 11.7-8 Malla de fibra

Amb la finalitat d'analitzar aquest tipus de instal·lació és necessari parlar del factor K i l'equació de Souders-Brown.

L'equació de Souders-Brown es una relació que ajuda al dimensionament d'unitat de malla en les qual es busca estimar la màxima velocitat del gas admissible, en aquesta equació apareix el factor K o factor de carrega.

$$K = \frac{V_G}{\sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}}} \quad \text{(Equació 11.7-6)}$$

On:

- V_G : és la velocitat del gas en [ft/s]
- ρ_G : és la densitat del gas en [lb/ft³]
- ρ_L : és la densitat del líquid en [lb/ft³]



Aquest factor K representa el límit de capacitat de la unitat a partir de la velocitat del gas i corregida amb les densitats del líquid i del gas, de manera que a major valors de K, més difícil es que es doni el cas d'inundació en la columna.

Valors obtinguts en el simulador Aspen Hysys v8.4:

Taula 11.7-5 Resultats obtinguts en la simulació amb Aspen Hysys v8.4.

V_g [ft/s]	3,08
ρ_G [lb/ft ³]	0,23
ρ_L [lb/ft ³]	63

El valor obtingut es de $K = 0,19$. Saben això es decideix un grossor òptim en el rang de 5 cm a 30 cm.

Existeixen diferents mètodes per calcular el grossor òptim però no són massa pràctics i precisos, per tant es selecciona una mida de 10 cm com estàndard per a totes les columnes.

11.7.3.6. ENTRADA I DISTRIBUÏDOR DE LÍQUID

Una distribució idònia del líquid i el vapor ajuda a proveir el contacte necessari entre el líquid i el vapor per obtenir la màxima eficiència del empaquetat.

Qualsevol distribuïdor de líquid no està excepte d'una mala distribució, ja que per raons pràctiques, el líquid pot ser dividit solament en un nombre limitat de corrents.

Les consideracions principals al seleccionar un distribuïdor per un servei donat són la compatibilitat amb el servei i evitar una mala distribució a gran escala. És convenient remarcar que la flexibilitat operacional de la torre empacada usualment ve fixada per la relació de reflux mínima del seu equip de distribució.

Els tipus més comuns de distribuïdors de líquids comercials són distribuïdor de tubs escalonats, distribuïdor d'anell perforat i el distribuïdor spray (Figura 11.7-9) que serà el seleccionat per al nostre disseny.

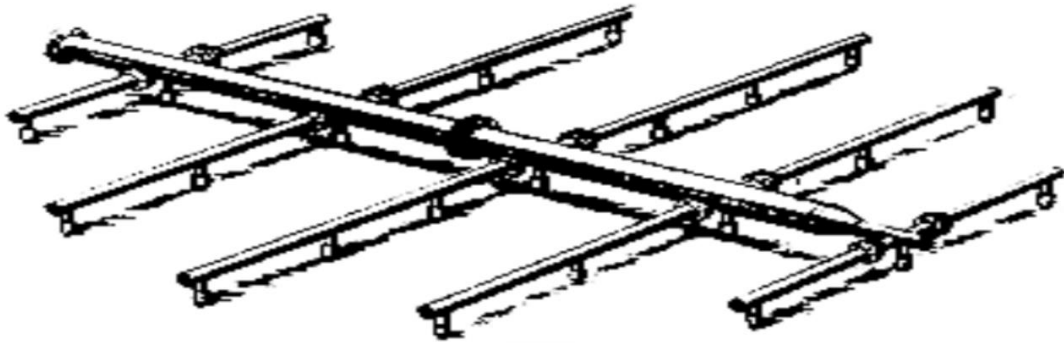


Figura 11.7-9 Distribuïdor spray

Els distribuïdors de spray, són capçals de canonada equipada amb boquilles ruixadors en la part inferior dels tubs. Són el més utilitzats en serveis de transferència de calor i de neteja. Requereixen del us de eliminadors de líquid (demisters) a sobre del distribuïdor.

Els criteris per el disseny i la selecció són els següents:

- Típicament els distribuïdors spray, utilitzant ruixadors d'angle 120º, i estan localitzats de 460 a 900 mm per sobre del llit, abarquant un àrea de 0,5 a 0,9 m² per boquilla.
- Les caigudes de pressió típiques estan en el ordre de 0,35 a 2,1 bar.
- Es requereix del solapament de l'àrea abarcada per cada boquilla en el límit del llit.

A continuació es fa una comparativa dels diferents tipus de distribuïdors:



Taula 11.7-6. Distribuïdors de líquid.

Distribuïdors de líquid							
	Escala	Anell perforat	Spray	Safata d'orifici	Túnel amb orifici	Safata amb perforacions	Abocador elevat
Diagrama							
Força motriu	Pressió	Pressió	Pressió	Gravetat	Gravetat	Gravetat	Gravetat
Tipus	Canonada perforada	Canonada perforada	Spray	Orifici	Orifici	Vertit	Vertit
Materials disponibles	Metall, plàstic	Metall, plàstic	Metall	Metall, plàstic, ceràmic	Metall	Metall, plàstic, ceràmic	Metall, plàstic, ceràmic
Diàmetre de la torre (mm)	>460	>920	Qualsevol	<1200	Qualsevol <1200	Qualsevol <600	Qualsevol <1200
Tendència al taponament	Mitja	Mitja	Baixa-Mitja	Alta	Alta	Baixa	Baixa
Resistència al taponament	Baixa	Baixa	Baixa	Alta	Mitja	Baixa	Alta
Susceptible a desnivellacions	No	No	No	A baix flux	A baix flux	Si	Si
Afectat per corrosió	Si	Si	Poc	Si	Si	No	No
Susceptible a la agitació en superfície líquida	No	No	No	Si	Si	Si	Si
Possible causant de retenció líquida	Si	Si	Si	No	No	No	No
Relació de carga mínima	Baixa	Baixa	Baixa	Mitja	Baixa	Alta	Mitja
Rang aproximat de cabal líquid per disseny estàndard gpm/peu ²	1-oct	1-oct	Ampli	ene-30	1.5-70	ene-50	1-oct
Pes	Baixa	Baixa	Baixa	Alta	Mitja	Mitja	Mitja
Qualitat de distribució	Mitja	Mitja	Baixa-Mitja	Alta	Alta	Mitja	Mitja



11.7.3.7. REDISTRIBUÏDOR DE LÍQUIDS

Els redistribuïdors de líquid són usats sempre que una alimentació líquida inter mitjà sigui introduïda dins d'una columna empacada, o quan es requereix d'una redistribució de líquid entre seccions empacades.

S'ha de redistribuir el líquid cada 6 metres com a màxim o cada 10 vegades el diàmetre de la torre, el que sigui més restrictiu.

Existeixen tres tipus de redistribuïdors: el d'orifici, el de abocador i els de roseta. En el nostre cas seleccionem el tipus d'orifici que és el més utilitzat ja que no requereix l'addició d'un col·lector de líquids, el qual consumeix més espai vertical i incrementa el cost i complexitat de la columna.

Són idèntics als distribuïdors d'orifici, be sigui el tipus de safata o canal, sent l'única diferència la instal·lació de sombrerets o cintes en els rasers de vapor per evitar l'entrada de líquid del llit empaquetat superior.

11.7.3.8. ENTRADA Y DISTRIBUÏDOR DE VAPOR

En el nostre disseny no és necessari instal·lar un distribuïdor de vapor, ja que es requereix d'un distribuïdor de vapor quant el factor F a l'entrada de la columna excedeix de $52.4\sqrt{\Delta P}$. El factor F és igual a la velocitat d'entrada en peus per segon per l'arrel quadrada de la densitat del gas en lliures per peu cúbic, i ΔP és la caiguda de pressió en el llit en polsades d'aigua per peu de empaquetat.

Si el vapor que entra en la columna té un factor F inferior a $52.4\sqrt{\Delta P}$ i la caiguda de pressió en el llit excedeix de 0.08 polsades d'aigua per peu de empaquetat, no es considera que la distribució del vapor sigui un problema, i no requereix d'un distribuïdor.

$$F = Vg\sqrt{\rho_g} \quad \text{(Equació 11.7-7)}$$

$$52.4\sqrt{\Delta P} \quad \text{(Equació 11.7-8)}$$



Els valor utilitzats per als càlculs es troben en la taula 5.

$$F = 3.08\sqrt{0.23} = 1.48$$

$$\frac{0.4 \text{ Kpas}}{m} \times \frac{4.01 \text{ inH}_2\text{O}}{1 \text{ Kpas}} \times \frac{0.3 \text{ m}}{1 \text{ ft}} = 0.48$$

$$\Delta P = 0.48 \quad 52.4\sqrt{0.48} = 36.30$$

El nostre cas el factor $F = 1.48$, és inferior a 36.30 i per tant no es necessària la instal·lació del distribuïdor.

Com que tenim un diàmetre petit de columna el gas entrar per una canonada de forma paral·lela al líquid del fons. En el cas de mescles corrosives s'ha de col·locar una placa de xoc en la paret frontal de l'entrada del vapor per evitar una ràpida corrosió.

El retor del vapor no ha d'estar submergit i ha d'estar col·locat a una distància de 30 cm del nivell màxim del líquid i 38 cm del suport del empaquet.

11.7.3.9. SORTIDA DE VAPOR Y LÍQUID

En la part superior e inferior de la columna estan ubicades les canonades d'entrada i sortida de vapor i líquid. Els orificis de sortida tenen que tenir les dimensions precises per respectar les velocitats típiques i ajustar-se al sistema de canonades del resta de la planta.

11.7.3.10. CORROSIÓ I AÏLLAMENT EXTERN

La columna estarà pintada per el seu interior de PTFE, d'aquesta manera queda protegida de sofrir corrosió degut al HCL de la fase gas.

En el cas del aïllament extern, es posarà llana de roca, així s'aconsegueix no tindre pèrdues de calor amb l'exterior i mantenir una temperatura de 55°C en l'interior, i protegir a qualsevol persona d'un contacte directe amb la columna.



11.7.3.11. BOCA DE HOME

En la columna d'absorció adiabàtica s'instal·larà una boca home d'una mida lo suficientment gran per a que pugui passar una persona, per facilitar llavors de manteniment, neteja, i la carrega i descarrega del empaquet d'entre altres coses.

11.7.4. DISSENY I CàLCUL DE L'EQUIP A PRESSIÓ

Una vegada tenim el disseny dels elements interns de la columna d'absorció, es te que dissenya com un recipient vertical a pressió agafant com a referencia el codi ASME, exactament la secció VIII divisió 1.

A continuació s'explica breument els passos a seguir per efectuar el disseny d'un recipient cilíndric vertical:

Taula 11.7-7 Especificacions generals del disseny.

Temperatura de disseny:	55 °C
Pressió de disseny:	240 kPa
Espressor de corrosió:	1 mm
Material:	AISI-304
Factor soldadura	0,85
Alçada:	4 m
Radiografiat:	Parcial
Cos:	Cilíndric vertical
Fons superior:	Toriesfèric decimal
Fons inferior:	Toriesfèric decimal

Càlcul per pressió interna:

Per efectuar els càlculs de la pressió interna és necessari sumar la pressió hidrostàtica del fluid del a tractar a la pressió del disseny. S'ha de tenir en compte que si el pes específic del producte es inferior al del aigua, s'usarà el pes específic del aigua. En el nostre cas s'agafa el del aigua.

$$PH = \rho * g * h \quad \text{(Equació 11.7-9)}$$



On:

- ρ : densitat del fluid (kg/m^3)
- g : Força de gravetat ($9,81 \text{ m/s}^2$)
- h : Alçada de la columna de líquid (m)

$$PH = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 4 \text{ m} = 39200 \frac{\text{Kg}}{\text{m} * \text{s}^2} = 39,2 \text{ Kpa} = 5,68 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}$$

El valor de la pressió de disseny P està fixat per el resultat major de les següents equacions:

$$P = (P_o + PH) * 1,1 \quad \text{Equació 11.7 - 10} \quad \text{o} \quad P = P_o + PH + 30 \text{ lb/Pulg}^2 \quad \text{(Equació 11.7-11)}$$

On:

- P_o = Pressió d'operació

Es selecciona l'equació 11.7-11 obtenint com a resultat:

$$P = 34,80 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2} + 5,68 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2} + 30 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2} = 70,48 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}$$

Aquesta serà la pressió de disseny $70,48 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}$ que s'utilitza pel càlcul del gruix de la paret del cilindre, segons les formules per la pressió interna en funció de dimensions internes:

$$t = \frac{P * R}{S * E - 0,6 * P} + C1 \quad \text{(Equació 11.7-12)}$$

On:

- P : Pressió d'operació ($\frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}$)
- R : Radi intern del cilindre (in)
- S : Tensió màxima admissible ($\frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}$)
- E : Factor de soldadura
- $C1$: Gruix corrosió (in)



$$t = \frac{70,48 \frac{lb}{pulg^2} * 14,96 in}{18800 * 0,85 - 0,6 * 70,48 \frac{lb}{pulg^2}} + 0,039 in = 0,11 in$$

Utilitzant l'equació anterior, s'obté un espessor t de 0,11 in , que passat a mm dona 2,82 mm, per tant, segons el resultats calculat amb l'expressió, s'hauria d'escollir un gruix de 3 mm que seria un estàndard de fabricació de la xapa.

Aquest gruix, en polzades (in), presenta un valor de 0,117 in . Realitzant el càlcul de la pressió màxima que pot suportat l'equip per a aquest espessor, a partir de l'equació (12) s'obté un resultat de 83,05 psi, per tant, podrà suportat la pressió desitjada en el disseny.

Càlcul de dimensions internes del cap i fons toriesfèric per la pressió interna de l'aparell.

Es selecciona la configuració toriesfèrica per caps i fons degut a que són les que major acceptació tenen en l'indústria, per el seu baix cost i a que suporten altes pressions manomètriques, la seva característiques principal es que el radi d'esbombat es aproximadament igual al diàmetre, es poden fabricar en diàmetres de 0,3 fins a 6 metres.

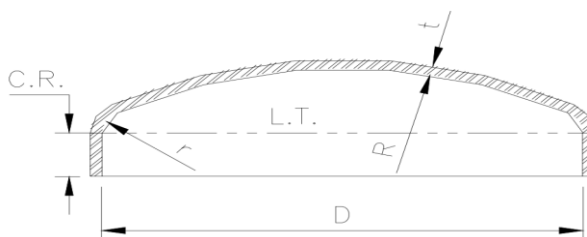


Figura 11.7-9. Capçal toriesfèric

Es calcularà amb la següent equació:

$$t = \frac{P * L * M}{2 * S * E - 0,2 * P} \quad \text{(Equació 11.7-13)}$$



On:

- P= Pressió de disseny ($\frac{lb}{pulg^2}$)
- L= Radi d'esbombat (in)
- M= Factor adimensional que depèn de la relació L/r
- r = Radi de cantonada (in)
- S= Esforç màxim permisible del material ($\frac{lb}{pulg^2}$)
- t = Espessor mínim requerit sense corrosió (in)
- E= Eficiència de la soldadura
- El càlcul de la relació L s'obté amb la relació L=D i r amb $r=0,1 \times L$
- El factor M depèn de la relació esmentada anteriorment (L/r) i al document del Codi ASME es troba els valors del factor M (Figura 10), si la relació pertinent és L/r=10, per tant, el factor M=1,54, tabulat al codi ASME.

Valors del Factor M

L/r	1.00	1.25	1.50	1.75	2.00	2.25	2.50	2.75
M	1.00	1.03	1.06	1.08	1.10	1.13	1.15	1.17

L/r	3.00	3.25	3.50	4.00	4.50	5.00	5.50	6.00
M	1.18	1.20	1.22	1.25	1.28	1.31	1.34	1.36

L/r	6.50	7.00	7.50	8.00	8.50	9.00	9.50	10.0
M	1.39	1.41	1.44	1.46	1.48	1.50	1.52	1.54

L/r	10.5	11.0	11.5	12.0	13.0	14.0	15.00	16.0
M	1.56	1.58	1.60	1.62	1.65	1.69	1.72	1.75

Figura 11.7-10. Valors tabulats del Factor M



S'utilitza l'equació 11.7-13:

$$t = \frac{70,48 \frac{lb}{pulg^2} * 29,92 \text{ in} * 1,54}{2 * 18800 \frac{lb}{pulg^2} * 0,85 - 0,2 * 70,48 \frac{lb}{pulg^2}} = 0,102 \text{ in}$$

S'obté el gruix t , ha de ser de 0,102 in, No obstant, s'ha de tenir en compte també el gruix de corrosió (c_1), que és el mateix que per al cilindre i també el gruix de tolerància de fabricació que es té en compte degut a la deformació que sofreix la xapa quan aquest es manipulada per a realitzar el fons de l'aparell i que serà igual al 10% de l'espessor calculat. Per tant l'expressió següent ens determinar el gruix:

$$t = 0.102 + C1 + \text{gruix tolerancia} \quad \text{(Equació 11.7-14)}$$

$$t = 0.102 \text{ in} + 0.039 \text{ in} + (0.1 * 0.102 \text{ in}) = 0,151 \text{ in} = 3,88 \text{ mm}$$

Ja que, segons els valors estàndards europeus per a xapes, no es troba inclòs el gruix de 3,88 mm, serà necessari agafar-ne un estàndard proper de 4 mm , o sigui, 0,156 in. Per aquest gruix, la pressió màxima que podrà suportar l'aparell serà de $81,11 \frac{lb}{pulg^2}$, per tant, serà suficient segons el disseny, aquest valor de pressió s'ha calculat amb l'equació (13) tenint en compte la $C1$.

Càlcul de l'altura del cap i fons toriesfèric del recipient

Per realitzar el càlcul de l'altura per als capçals toriesfèrics s'aplica la següents equació,

$$H = 0,193 * Di + h \quad \text{(Equació 11.7-15)}$$

$$h = 3,50 * e \quad \text{(Equació 11.7-16)}$$

On:

- Di: Diàmetre interior
- e : Espessor superior
- h: Espessor de seguretat



$$h = 3,50 * 4 \text{ mm} = 14 \text{ mm}$$

$$H = 0,193 * 760 \text{ mm} + 14 \text{ mm} = 161 \text{ mm}$$

El càlcul del fons i cap toriesfèric d'espessor 4 mm, ens dona una altura de $H_{FT} = 165 \text{ mm}$

Càlcul de l'altura Total

El càlcul de l'altura total es realitza amb la següent equació:

$$L_T = L_C + H + H_{FT} \quad \text{(Equació 11.7-17)}$$

On:

- L_C : Altura del cos del cilindre
- H : Altura del cap superior toriesferic
- H_{FT} : Altura del fons inferior toriesfèric

$$L_T = 4000 \text{ mm} + 161 + 165 = 4326 \text{ mm} = 4,32 \text{ m}$$

S'obté el valor de 4,32 m d'altura total de la torre d'absorció, per temes comercials aproximem a 4,5 m l'altura total.

Càlcul del Pes de la Torre

Per el càlcul del pes total del equip és necessari el càlcul previ del cilindre i dels capçals, aquets càlculs es fan a partir de les següents equacions:

$$M_{cilindre} = \pi * H_{cilindre} * \left(\left(\frac{D_e}{2} \right)^2 - \left(\frac{D_i}{2} \right)^2 \right) * \rho_{material} \quad \text{(Equació 11.7-18)}$$

$$M_{capçal, toriesfèric} = \left((0,08089 * D_e^2) - (0,08089 * D_i^2) \right) * \rho_{material} \quad \text{(Equació 11.7-19)}$$

$$M_{equip} = M_{cilindre} + M_{capçal superior} + M_{capçal inferior} \quad \text{(Equació 11.7-20)}$$

$$M_{cilindre} = \pi * 4,5 \text{ m} * \left(\left(\frac{0,768 \text{ m}}{2} \right)^2 - \left(\frac{0,76 \text{ m}}{2} \right)^2 \right) * 7930 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 342,6 \text{ kg}$$

$$M_{capçal, toriesfèric} = ((0,08089 * 0,768^2) - (0,08089 * 0,76^2)) * 7930 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 7,84 \text{ kg}$$

$$M_{equip} = 342,6 \text{ Kg} + 7,84 \text{ kg} + 7,84 \text{ kg} = 358,28 \text{ kg} \approx 359 \text{ kg}$$



S'obté 359 kg de pes del equip

A continuació es calcula la massa de l'equip en operació:

$$M_{operació} = M_{equip} + (V_{líquid} * \rho_{líquid}) \quad \text{(Equació 11.7-21)}$$

$$M_{operació} = 359 \text{ kg} + \left(\left(\frac{\pi}{4} * (0,760 \text{ m})^2 * 4,5 \text{ m} \right) * 1000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right) = 2400 \text{ kg}$$

S'obté un pes amb la columna operant de 2400 kg

S'ha de mencionar que en els càlculs del pes no s'ha tingut en compte el pes del reblliment i de les peces internes del equip, això augmentaria substancialment el pes del equip.

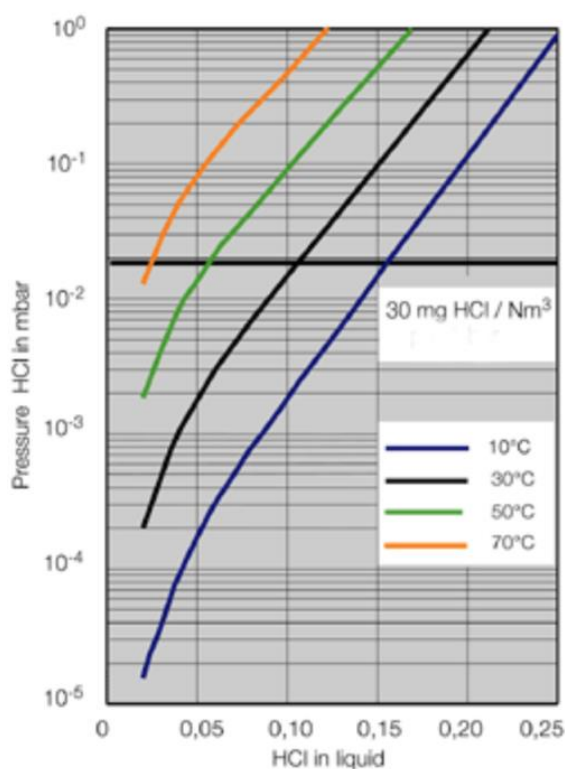
11.7.5. DISSENY DE LA COLUMNA D'ABSORCIÓ D'ÀCID CLORHÍDRIC

11.7.5.1. CONSIDERACIONS DE DISSENY

El següent equip té com a objectiu absorbir el corrent de HCL en fase gas, provinent de la columna d'absorció d'orgànics per a l'obtenció d'àcid clorhídric comercial al 30 %.

Un dels aspectes claus a l'hora de dissenyar l'equip és que l'absorció de HCL en aigua és un procés fortament exotèrmic, ja que tal producte té un calor de dissolució molt elevat. Així doncs, això permet obtenir un cabal calent, el qual es pot reaprofitar energèticament com a fluid calent en altres punts del procés, també garantim que el benzè surti íntegrament en la fase gas.

També és important mencionar que el procés d'absorció HCL amb aigua es troba regit per el següent equilibri:

Figura 11.7-11 Equilibri HCl-H₂O

Finalment, abans de passar al disseny detallat del equip, cal esmentar que el procés d'absorció de HCL que es dur a terme a una temperatura aproximada de 61,6 °C. Serà necessari una camisa per a refrigerar l'absorbidor, enretirant-se així l'excés d'energia deguda al calor de dissolució.

A continuació, doncs, es presenten els càlculs i balanços realitzats per al disseny de la columna.

11.7.5.2. MÈTODE DE DISSENY

El mètode de disseny de la columna d'absorció d'àcid clorhídric es basa en el procés patentat per l'empresa *De Dietrich – Process Systems*. Aquest procés consta d'una sèrie de dades teòriques i experimentals, correlacions i gràfiques, les quals es presenten a continuació.

El tipus de torre que es selecciona és empacada aleatòria com en el cas de la torre d'absorció d'orgànics, ja que per tal d'evitar una pèrdua de càrrega molt elevada i millorar la relació àrea/volum, i en conseqüència la transferència de matèria i energia entre fases.



Finalment, un altre aspecte molt important es la quantitat de HCl pur que hi ha en el corrent gasos d'entrada a la columna, ja que es el que determina quant concentrat serà el cabal de HCL líquid que es podrà obtenir. Aquesta relació es presenta seguidament:

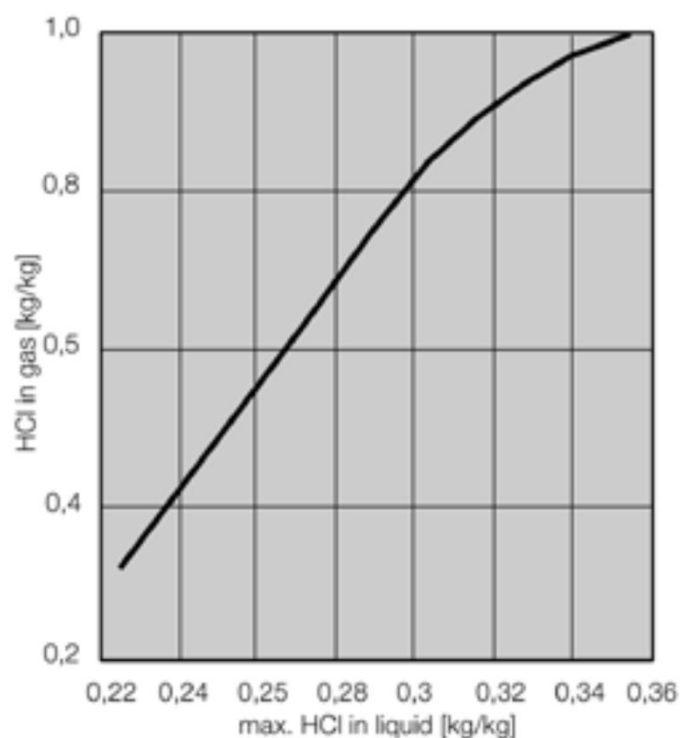


Figura 11.7-12 Relació % en pes corrent gasos amb % en pes corrent HCl-H₂O

Les condicions del cabal d'entrada a la columna d'absorció són els següents:

Tabla 11.7-8 Composició del corrent d'entrada i propietats

Component	Kg/h
Benzè	262,89
HCL	2981
Cl ₂	38,07
Temperatura (°C)	19
Pressió (kPa)	240



Un cop tenim caracteritzat els requeriments i tipus d'equip per a l'absorció, es passa ja al disseny d'aquest, tot utilitzant la informació proporcionada per l'empresa De Dietrich per al disseny de tal equip.

L'àcid clorhídric que es vol obtenir és de composició al 30% en massa, ja que té una molt bona sortida comercial. Per a tal objectiu, l'empresa De Dietrich ens proporciona les següents corbes, les quals relacionen la quantitat de HCL gas a tractar amb el diàmetre de columna necessari:

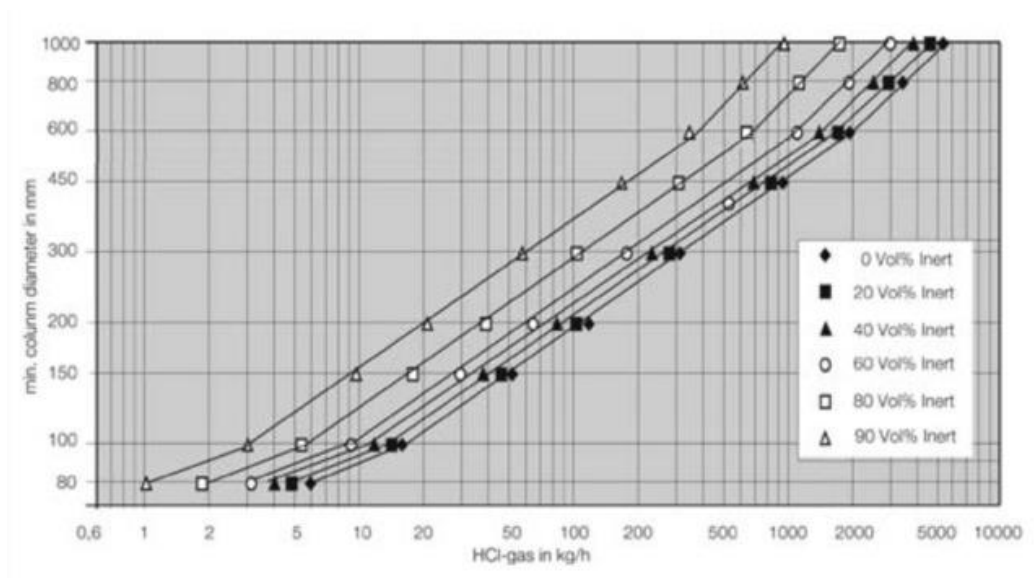


Figura 11.7-13 Relació cabal de gas a tractar- diàmetre de la columna per a diferents composicions de gas d'entrada.

Tal com es pot observar en la figura 11.7-13, la columna necessària per al cabal de gas d'entrada a l'absorbidor tindrà un diàmetre intern d'uns 770 mm, el qual s'arrodoneix a 800 mm, ja que és un dels valors estàndard de venda de l'empresa.

A partir d'aquest valor i, seguint el mètode de disseny proposat per De Dietrich, és possible determinar la resta de paràmetres, els quals venen tabulats:



De Dietrich PROCESS SYSTEMS 			
Absorber DN	Packing height [m]	Raschig Glass Rings [mm]	max. 30% Acid Concentration [kg/h]
80	3,4	8	19
100	3,4	10	52
150	3,4	15	173
200	3,4	20	395
300	3,8	25	1054
450	4,4	40	3201
600	5,0	50	6591
800	5,7	50	11676
1000	6,2	50	18080

Figura 11.7-14 Relació per al disseny d'absorbidors HCL/H₂O segons l'empresa De Dietrich.

Per tant, s'obté que l'equip necessari és una columna empacada de 80 cm de diàmetre intern i 5,7 m d'alçada d'empacat. Aquest tipus d'empacat es el Rashing Glass Rings, material el qual és resistent a l'ambient àcid de treball.

Amb aquests valors s'obtindrà una eficàcia d'absorció de clorhídric en aigua, per sobre del 80%, es decideix augmentar l'altura de la columna uns 2 metres per recomanació de l'empresa, ja que s'ha de tenir en compte els equips interns de la columna, tals com els distribuïdors, espais de neteja i reposició.

D'aquesta manera assegurem tenir una absorció de clorhídric amb aigua total, es a dir, que no s'obtindrà un corrent gasos de HCL per caps de columna.

Finalment, pel que fa a l'aigua necessària per absorció, aquesta es calcula directament com l'aigua necessària per a una solució de HCL al 30% en pes, d'acord amb el cabal d'entrada d'aquest:

$$m_{H_2O} = \frac{m_{HCl}}{w_{HCL}} w_{H_2O} = \frac{2981 \text{ Kg/h}}{0,3} * 0,7 = 6955,6 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} H_2O$$

Els altres paràmetres de la torre, com gruix d'aquest, alçada total, pes, etc. Es calcula seguint el codi ASME ja explicat en el disseny de l'anterior columna d'absorció d'orgànics i ubicats a continuació en una taula resum.



Tabla 11.7-9 Resum dels paràmetres de la torre

Dades		Cos cilíndric	
Temperatura de disseny (°C)	100	t gruix (in)	0.075
Pressió d'operació	2.4	t gruix (mm)	1.91
Pressió de Disseny (bar)	5,3	t gruix + corrosió (mm)	2.90
Material	AISI-304		
Factor Soldadura	0,85		
Radiografiat	Parcial	Capçal toriesféric	
Altura (m)	8	L (mm)	800
Cos	Cilíndric	r (mm)	80
Fons superior	Toriesféric	L/r	10
Fons inferior	Toriesféric	M	1.54
		t gruix (in)	0.116
		t gruix (mm)	2.94
		t gruix + corrosió + tol. 10% (mm)	4.22

11.7.5.3. BALANÇ D'ENERGIA

Un cop ja se ha realitzat el disseny físic de la columna, és necessari realitzar un balanç energètic per tal de veure quina quantitat d'energia serà necessària retirar per a obtenir un cabal d'HCL comercial a 61,6 °C.

A continuació, es presenta una taula dels cabals d'entrada i de sortida la columna on es poden veure el balanços a resoldre a partir de la següent equació:

$$G_{gas,e} + L_{líquid,e} = G_{gas,s} + L_{líquid,s} \quad \text{(Equació 11.7-21)}$$



Tabla 11.7-10 Cabals màssics d'entrada i sortida de la columna d'absorció

	Cabal entrada cues (Kg/h)	Cabal sortida cues (Kg/h)	Cabal entrada caps (Kg/h)	Cabal sortida caps (Kg/h)
HCL	2981	0	0	0
Benze/Cl ₂	300,96	0	0	300,96
H ₂ O	0	0	6955,6	0
HCL 30%	0	9936,6	0	0

La resolució del balanç d'energia es realitza a continuació pas a pas:

Transformem els kg/h a mol/h a partir del pes molecular de cada component:

Tabla 11.7-9 Valors d'entrada i sortida a l'absorbidor.

	Cabal entrada (mol/h)	He (KJ/mol HCL)	Cabal sortida (mol/h)	Hs (KJ/mol HCL)
HCL (g)	81768	H ₁	0	0
H ₂ O (l)	386422	0	0	0
HCL (30%)	0	0	81768	H ₂

Primer obtenim el càlcul H₁:

$$H_1 = \Delta H = \int_{10}^{19} C_p dT \quad \text{(Equació 11.7-22)}$$

On:

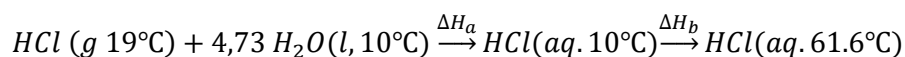
○ $C_p = 0,0219 \text{ KJ/mol} \cdot \text{K}$

$$H_1 = 0,0219 \frac{\text{KJ}}{\text{mol} \cdot \text{K}} * [292\text{K} - 283\text{K}] = 0,2 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}}$$

Càlcul H₂:

$$\text{Relació molar} = r = \frac{386422 \text{ mol } H_2O}{81768 \text{ mol } HCL} = 4,73 \frac{\text{mol } H_2O}{\text{mol } HCL}$$

Així doncs, el càlcul a realitzar és:





El valor de H_a es troba tabulat, d'acord amb la taula XX (Perry's Chemical engineers' Handbook, Annex 2).

$r(\text{mol H}_2\text{O/mol solute})$	$(\Delta \hat{H}_s)_{\text{HCl}(g)}$ kJ/mol HCl	$(\Delta \hat{H}_s)_{\text{NaOH}(s)}$ kJ/mol NaOH	$(\Delta \hat{H}_m)_{\text{H}_2\text{SO}_4}$ kJ/mol H_2SO_4
0.5	—	—	-15.73
1	-26.22	—	-28.07
1.5	—	—	-36.90
2	-48.82	—	-41.92
3	-56.85	-28.87	-48.99
4	-61.20	-34.43	-54.06
5	-64.05	-37.74	-58.03
10	-69.49	-42.51	-67.03
20	-71.78	-42.84	—
25	—	—	-72.30
30	-72.59	-42.72	—
40	-73.00	-42.59	—
50	-73.26	-42.51	-73.34
100	-73.85	-42.34	-73.97
200	-74.20	-42.26	—
500	-74.52	-42.38	-76.73
1 000	-74.68	-42.47	-78.57
2 000	-74.82	-42.55	—
5 000	-74.93	-42.68	-84.43
10 000	-74.99	-42.72	-87.07
50 000	-75.08	-42.80	—
100 000	-75.10	—	-93.64
500 000	—	—	-95.31
∞	-75.14	-42.89	-96.19

Figura 11.7-15 Valors de calor de reacció del HCl en aigua.

Amb una relació molar de 4,73 hem de interpolar:

$$\frac{5 - 4}{5 - 4,73} = \frac{-64,05 \frac{\text{KJ}}{\text{mol HCL}} - (-61,20 \frac{\text{KJ}}{\text{mol HCL}})}{-64,05 \frac{\text{KJ}}{\text{mol HCL}} - X}$$

Obtenim com a resultat $H_a = -63,3 \text{ KJ/mol HCl}$

Pel que fa a la calor específica de la solució aquosa de clorhídric, el valor s'obté de 'Perry's Chemical Engineers' Handbook, p.2-184''



Mole % HCl	Specific heat, cal/(g.°C)				
	0 °C	10 °C	20 °C	40 °C	60 °C
0.0	1.00				
9.09	0.72	0.72	0.74	0.75	0.78
16.7	0.61	0.605	0.631	0.645	0.67
20.0	0.58	0.575	0.591	0.615	0.638
25.9	0.55				0.61

Figura 11.7-16 Calor específic de solucions de HCl en aigua

Així doncs, calculant la fracció molar s'obté:

$$x_{HCL} = \frac{81768 \frac{mol}{h} HCL}{81768 \frac{mol}{h} HCL + 386422 \frac{mol}{h} H_2O} = 0,17 \frac{mols HCL}{mols TOTALS}$$

Agafem el valor de C_p :

$$C_p = 0,624 \frac{cal}{g * ^\circ C}$$

Canviem les unitats:

$$C_p = 0,624 \frac{Kcal}{Kg * ^\circ C} \times \frac{9936,6 kg solució}{81768 mol HCL} \times \frac{4,184 KJ}{1 Kcal} = 0,317 = 0,32 \frac{KJ}{mol HCL * ^\circ C}$$

$$\Delta H_b = \int_{10}^{61,6} C_p dT$$

$$\Delta H_b = 0,32 \frac{KJ}{mol * ^\circ C} * [61,6^\circ C - 10^\circ C] = 16,51 \frac{KJ}{mol HCL}$$

$$H_2 = \Delta H_a + \Delta H_b = \frac{(-63,3 + 16,51) KJ}{mol HCL} = -46,79 \frac{KJ}{mol HCL}$$

Balanç Global:

$$Q = \Delta H = \sum_{salida} n_i H_i - \sum_{entrada} n_j H_j$$

$$Q = \Delta H = \left(81768 \frac{mol}{h} HCL \right) \times \left(-46,79 \frac{KJ}{mol} HCL \right) - \left(81768 \frac{mol}{h} HCL \right) \times \left(0,2 \frac{KJ}{mol} \right)$$

$$= -3,84 \times 10^6 KJ/h$$



11.7.5.4. CAMISA REFRIGERANT

Tal com s'ha esmentat al llarg del càlcul, l'objectiu es dissenyar una columna que retiri la calor generada degut a la reacció que es fortament exotèrmica, per tal de que el fluid no vari la temperatura, es necessari retirar tot el calor anteriorment calculat. Aquesta calor es retira mitjançant una camisa de refrigeració, per la qual circularà aigua de torre de refrigeració. Tot seguit, es presenta el càlcul dels requeriments d'aquesta:

Es coneix el calor total a bescanviar, el qual és de $3,84 \times 10^6$ KJ/h. Aquest es vol eliminar mitjançant aigua de torre, a la qual se l'hi estableix un salt tèrmic de 30°C .

$$Q = m * C_p * \Delta T$$

Aïllant s'obté:

$$m = \frac{Q}{C_p * \Delta T} = \frac{3,84 \times 10^6 \text{ KJ/h.}}{4,184 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg} * \text{K}} * 30\text{K}} = 30592,73 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} = 30,5 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

El cabal que circula per la camisa refrigerant es de $30,5 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$, no obstant, s'ha de calcular si la camisa té la suficient capacitat tèrmica com per a bescanviar aquesta calor. El procés a seguir serà realitzar el càlcul del coeficient global de transferència de calor i veure si aquest es troba dins del rang de valors típics per a camises de refrigeració amb aigua.

Apliquem la següent equació:

$$Q = U * A * \Delta T$$

On:

- A: es el àrea de bescanvi de calor
- U: es el coeficient global de calor

$$U = \frac{Q}{A * \Delta T_{ml}}$$

On l'àrea correspon a la part cilíndrica de la columna d'absorció, que és al voltant de la qual es trobarà la camisa de refrigeració. Així doncs, aquesta àrea correspon a :

$$A = 2\pi * r * L = 2\pi * 0,4\text{m} * 8\text{m} = 20,10\text{m}^2$$



Substituint a l'equació:

$$U = \frac{3,84 \times 10^6 \frac{\text{KJ}}{\text{h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} * \frac{1000 \text{ J}}{1 \text{ KJ}}}{20,10 \text{ m}^2 * 35^\circ\text{C}} = 1516 \frac{\text{J}}{\text{m}^2 * \text{s} * \text{K}}$$

Finalment, cal comprovar si aquest valor es troba o no dins del rang típic de valors de U per a camises de refrigeració. Bibliogràficament, s'han trobat els següents valors:

Process fluid or product	Wall material	U (W/m ² C)
Water	Stainless steel	850 - 1 700
	Glass-lined Carbon steel	400 - 570

Figura 11.7-17 Valors Típics de U per a camises refrigerants.

Tal com es pot observar, fent la camisa d'acer inoxidable el valor trobat de U es troba dins dels límits establerts. Així doncs, es pot donar per bo el càlcul realitzat.

11.7.6. SCRUBBERS

Els scrubbers són un tipus específic de absorbidors que tenen la funció d'eliminar els compostos contaminants d'una corrent de gas per posteriorment poder emetre la corrent neta a l'atmosfera.

L'adsorció és un mètode molt emprat industrialment en la separació de components de gasos.

El procés es duu a terme en continu en una columna, a l'interior de la qual hi ha un llit empaquet de sòlid adsorbent; el corrent gasos circula a través d'aquesta de manera que el component a eliminar, el qual interacciona ràpidament amb l'adsorbent, es va acumulant al llit. A mesura que avança el temps d'operació el llit es va omplint de contaminant fins que arriba a un punt en el que es satura i la composició d'aquest a la sortida del corrent gasos comença a augmentar molt ràpidament; en aquest moment s'ha arribat al punt de ruptura de la columna. Industrialment mai s'arriba al punt de ruptura, sinó que una mica abans ja s'atura la circulació a través de la columna.

A l'hora de triar un bon absorbidor cal tenir en compte els diversos aspectes que es mostren a continuació:



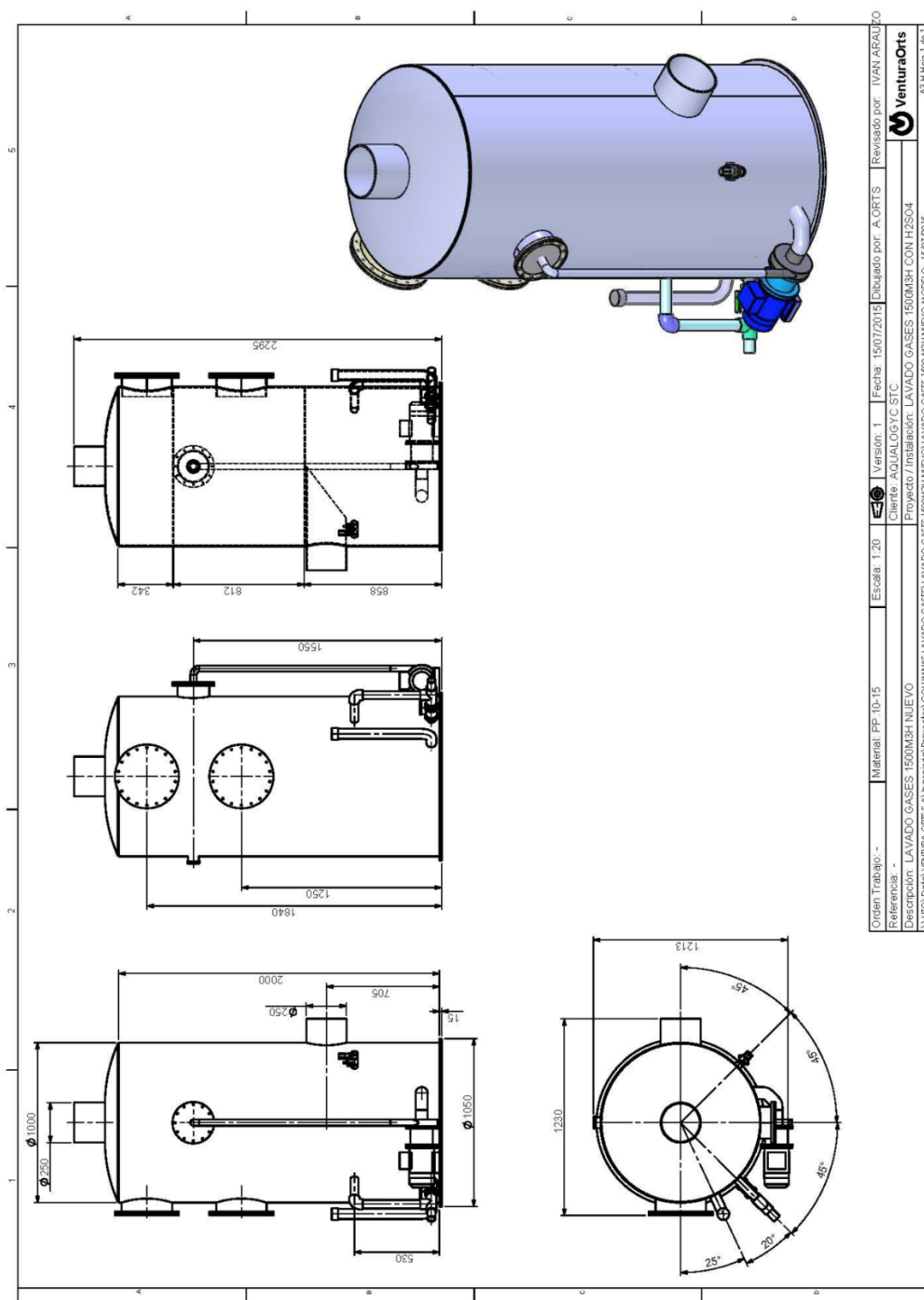
- Selectivitat: cal que el sòlid només adsorbeixi el contaminant d'interès i que no interactuï, o ho faci el mínim possible, amb els altres components del corrent gasós.
- Eficàcia: també anomenada capacitat de càrrega, és la quantitat de solut que pot contenir el sòlid abans de saturar-se. S'acostuma a expressar com el quocient entre els grams de contaminant adsorbits/ gram de sòlid adsorbent i interessa que sigui el més alta possible ja que així es requerirà un equip menor.

Segons els punts anteriors ,s'ha decidit per al rentat dels gasos avanç d'emetre a l'atmosfera compra un equip de rentat de gasos que ens el proporciona l'empresa Ventura Orts.

A continuació es presenta el disseny seleccionat per a la torre de rentat de gasos situada a la zona A-5000.

Torre de rentat de gasos de 1500 m³/h de capacitat, construcció cilíndrica vertical de diàmetre 800 mm i 2000 mm d'altura, totalment construïda amb Polipropilè. Equipada dels següents elements i accessoris.

- Dipòsit de recirculació de 400 litres situat a la part inferior
- 1 bomba de recirculació de immersió 0,75 kw de 8000 l/h
- Tub col·lector amb By-Pas, per a ruixar per aspersió a càrrec de boquilles de conus ple de ½ " 120º
- 1 Compartiment de separació de gotes
- Pèrdua de carrega mm.ca
- Espiell de registre i accés de diàmetre de 315
- Entrada de gasos brida diàmetre 180 mm
- Sortida de gasos brida diàmetre 180 mm
- Accés a rampes de polvorització diàmetre 200 mm
- Control de nivell amb sòndes de nivell, electró vàlvules de ple
- Sobreeixidor de diàmetre 40
- Entrada de reactius al dipòsit 2"
- Entrada sonda de nivell màxim mínim 1" H
- Polipropilè 10 mm
- Extractor centrífug anticorrosiu
- Material de construcció o PVC (polipropilè, poli clorur de vinil)
- Potència 1 Hp. Motor III 230/400V protecció IP-55, 000RPM

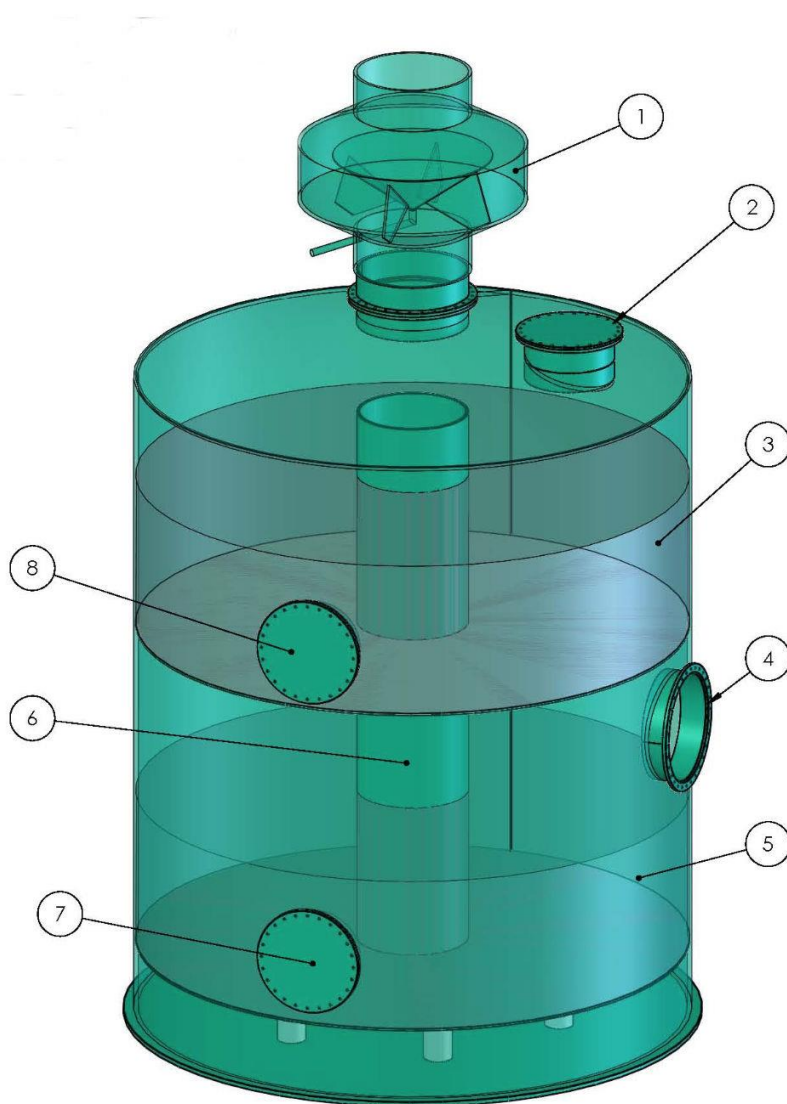


11.7.6.1. VENTILACIÓ

La ventilació són emissions gasosa de diferents equips provocades per el control de pressió. Es difícil quantificar exactament el cabal de ventilació que aura en la planta degut a varis factors, principalment a que es desconeix la exactitud del control de pressió i a mes perquè l'ompliment i al buidar els tancs d'emmagatzematge depèn del factor humà.

Per tant, es decideix posar una Torre amb filtres de carbó actiu, també es compra a la empresa Ventura Orts.

El disseny proposat es el següent:





Nº Element	Descripció
1	Sortida sistema antientrada de pluja
2	Registre neteja
3	Llit de carbó actiu
4	Entrada
5	Llit de carbó actiu
6	Tub Bypass
7	Registre d'ompliment
8	Registre d'ompliment

Paràmetres del Disseny:

- MODEL TCA 700
- Material construcció PP 10mm
- Mesures : Diàmetre de la torre 710 mm,
- Altura : 1500 mm
- Pes carbó actiu: 100 Kg
- Cabal màxim: 300 m³/h
- Pressió 30 mmca
- Ventilador 0,75 Kw
- Entrada/sortida de gasos DN 160

11.8. BESCANVIADORS DE CALOR

En aquest apartat de càlcul és definirà els paràmetres de disseny que s'han utilitzat per al càlcul dels bescanviadors de calor necessaris per a la planta de *MCB Producers*.

S'ha determinat l'ús de bescanviadors del tipus carcassa i tubs ja que la seva configuració permet una gran àrea superficial per a un volum petit, el seu disseny es pot adaptar per a qualsevol condició d'operació (bona conformació per operacions a altes pressions), utilitza tècniques de fabricació molt establertes, poden ser construïts d'un ampli rang de materials i són fàcils de netejar.

S'han diferenciat quatre tipus de bescanviadors de calor necessaris per a la planta:

- **Refrigeradors:** El seu objectiu és el de refredar un corrent de procés.
- **Calefactors:** El seu objectiu és el de escalfar un corrent de procés.
- **Reboilers:** El seu objectiu és el de vaporitzar un corrent de procés.
- **Condensadors:** El seu objectiu és el de condensar un corrent de procés.

Per tal de complir amb les condicions de pressió i temperatura a la sortida de cada un dels bescanviadors, el fluid refrigerant utilitzat correspon a l'aigua de xarxa, i en el cas extrem del bescanviador W-4002B s'utilitza aigua glicolada, degut als requeriments energètics necessaris. Pel que fa els fluids calefactors, s'utilitza vapor a 10 bars de pressió.

11.8.1. DISSENY FUNCIONAL DEL BESCANVIADOR DE CALOR

Les característiques de disseny mecànic, fabricació, materials de construcció, i les proves de la carcassa i els tubs dels bescanviadors de calor estan coberts per les normes estàndards de *American Tubular Heat Exchanger Manufacturers Association, TEMA*. Aquestes estipulen que el tipus de bescanviador de carcassa i tubs més simple i barat correspon al de tubs fixes, mostrat a la figura X (TEMA tipus BEM).

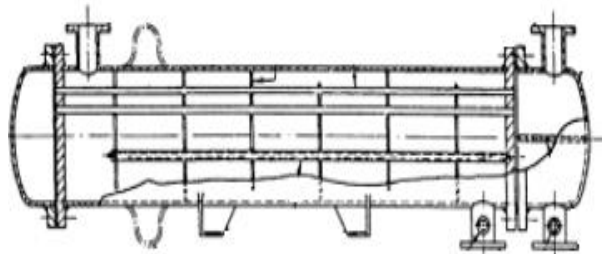


Figura 11.8-1. Exemple gràfic d'un bescanviador de carcassa i tubs

Per al disseny dels bescanviadors de calor s'ha utilitzat el programa *Aspen Shell and Tubes Exchanger*, aquest permet el disseny òptim, qualificat i la simulació d'intercanviadors de



calor de carcassa i tubs i, a més a més, brinda diferents eines de síntesi per tal de poder millorar la fiabilitat d'aquests equips en qüestió.

11.8.2. CONSIDERACIONS GENERALS DE DISSENY

11.8.2.1. LOCALITZCIÓ DEL FLUID: CARCASSA O TUBS

Quan no es dona lloc un canvi de fase, els factors següents han sigut determinants per escollir la localització del fluid, és a dir, si aquest va per carcassa o per tubs.

- **Corrosió:** El fluid més corrosiu ha de circular per l'interior dels tubs. Aquest fet reduirà el cost de l'aliatge o dels tubs revestits.
- **Embrutiment:** El fluid que té la tendència més gran d'embrutar la superfície de l'intercanviador de calor ha de circular per tubs. Aquest fet donarà un millor control sobre el disseny de la velocitat del fluid, i a major velocitat permesa en els tubs, menys possibilitat d'embrutiment. A més, els tubs seran més fàcils de netejar.
- **Temperatures del fluid:** Els fluids que estiguin a temperatures més elevades circularan per els tubs, ja que la carcassa no tindrà temperatures elevades i això permetrà disminuir les pèrdues de calor i les mesures de seguretat.
- **Pressió d'operació:** El corrent de més pressió ha de circular per tubs. El disseny dels tubs per a altes pressions resultarà més barat que el disseny de la carcassa per a altes pressions.
- **Caiguda de pressió:** Per la mateixa caiguda de pressió, els coeficients de transferència de calor més elevats seran obtinguts en els tubs i no pas en la carcassa, i el fluid amb la menor pèrdua de càrrega permesa ha d'estar localitzat en la zona dels tubs.
- **Viscositat:** Generalment, el coeficient de transferència més elevat s'obtindrà localitzant el material més viscos a la carcassa, proporcionant un flux turbulent. Si no es pot aconseguir aquest flux turbulent a la carcassa, és millor localitzar aquest fluid als tubs, on el coeficient es pot predir amb més exactitud.
- **Corrents de procés:** Localitzant el fluid amb la menor velocitat de flux a la carcassa probablement donarà el disseny més econòmic.



11.8.2.2. VELOCITATS TÍPIQUES I CAIGUDA DE PRESSIÓ

Amb altes velocitats s'obtidran coeficients de transferència més elevats, però també caigudes de pressió majors. La velocitat ha de ser el suficientment elevada per prevenir qualsevol estancament de sòlid, però no tant alta que pugui ocasionar erosions en el equip. Les altes velocitats reduiran l'embrutiment. Les velocitats típiques que s'han tingut en compte alhora de dur a terme el disseny dels bescanviadors de calor son les següents:

- **Líquids:** El fluid de procés localitzat als tubs ha d'estar entre 1 i 2 m/s, màxim 4 m/s si és necessari per disminuir l'embrutiment. Pel que fa fluid de procés localitzat a la carcassa haurà d'estar entre 0,3 i 1 m/s.
- **Vapor:** Per als corrents de vapor, la velocitat utilitzada dependrà de la pressió d'operació i la densitat del fluid:

<i>PRESSIÓ ATMOSFÈRICA</i>	10 a 30 m/s
<i>ALTA PRESSIÓ</i>	5 a 10 m/s

Pel que fa els límits de caiguda de pressió s'han utilitzat els exposats a continuació, que normalment donen un disseny prou òptim

- **Líquids:** Si la viscositat es menor a 1mNs/m^2 la pèrdua de pressió no podrà superar els 35 kN/m^2 .
- **Vapor:** Si la pressió del fluid va de 1 a 2 bars, la caiguda de pressió no podrà superar 0,5 cops la pressió manomètrica del sistema. En canvi, si la pressió del fluid es troba per sobre dels 10 bars, la caiguda de pressió no podrà superar 0,1 cops pressió manomètrica del sistema.

Pel que fa el dimensionat dels bescanviadors:

Les dimensions dels tubs han d'estar compreses entre 16-50 mm de diàmetre extern i la longitud entre 1800 i 4880 mm.

El diàmetre de la carcassa haurà d'estar comprés entre 150 – 1520 mm.

Finalment, pel que fa les temperatures i pressions dels fluids refrigerants i calefactores, a la Taula 11.9-1, es mostra els salts tèrmics escollits per cada fluid refrigerant. Tal i com s'observa, la temperatura d'entrada i sortida del vapor a 10 bars roman constant, això es degut a que el



fluid canvia de fase, per tal d'aprofitar la seva calor latent, i per tant, el seu canvi de temperatura és gairebé nul.

Taula 11.8-1. Salt tèrmic per a cada fluid de servei

FLUID DE SERVEI	TEMPERATURA ENTRADA (°C)	TEMPERATURA SORTIDA (°C)
Vapor a 10 bars	180	180
Aigua de torre	20	30
Aigua glicolada	-10	0

11.8.3. PROCEDIMENT PER AL DISSENY D'UN BESCANVIADOR DE CARCASSA I TUBS

Per tal d'entendre el procediment que s'ha seguit alhora de dissenyar els bescanviadors de calor, a continuació es fa un breu exemple d'execució del programa utilitzat *Aspen Shell and Tubes Exchanger* amb el disseny del bescanviador W-4002.

Primerament, dins de la pestanya anomenada *console* hem de definir els paràmetres configuracionals del nostre bescanviador de calor, tal i com es mostra a la Taula 11.9-2. En aquest apartat es defineix, entre d'altres, si el costat calent representa el dels tubs o el de la carcassa, així com el material del que estarà fet el bescanviador. Tots aquests paràmetres podran ser reajustats tant com es vulgui, per tal d'optimitzar el disseny del bescanviador.

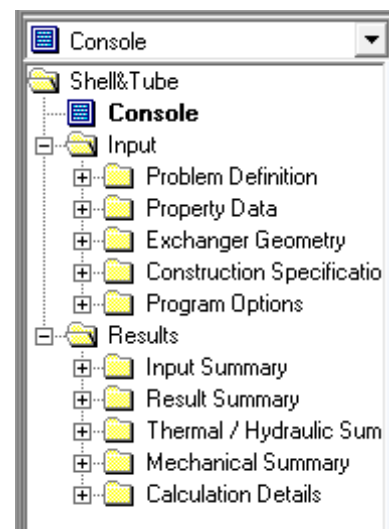


Figura 11.8-2. Configuració del sumari

Taula 11.8-2. Configuració de la consola

TEMA type	BEM
-----------	-----



Layout type	-
Hotside	Tube side
Tube OD/Pitch (mm)	19,05 23,81
Tube pattern	30-Triangular
Tubes in window	Yes
Baffle type	Single segmental
Baffle cut orientation	Horizontal
Exchanger material	Carbon Steel

Dintre de la mateixa pestanya de la *console* també s'ha de completar la part que fa referència més directament al procés, tal i com es mostra a la taula X. En aquesta taula de càlcul, hem de definir els paràmetres del fluid que volem escalfar o refredar així com les condicions en que aquest es troba, per tal de que el programa, a través de les iteracions, trobi un cabal de refrigerant òptim per als nostres paràmetres de procés.

Taula 11.8-3. Configuració del procés

PROCESS CONDITIONS	HOT SIDE	COLD SIDE
Mass flowrate (Kg/s)	2,1667	
Inlet pressure (bar)	2,8000	1,500
Outlet pressure (bar)	2,6720	1,385
Inlet temperature (°C)	80,11	20
Outlet temperature (°C)	45	30
Inlet vapor fraction	0	0
Outlet vapor fraction	0	0
Heat load (KW)		NA
Initial Heat load (KW)	NA	NA

Seguidament, dins de l'apartat de *inputs, propriety data, stream composition* ens demana la composició del corrent calent i fred, tal i com es mostra a la Taula 11.9-4 i 11.9-5, respectivament.



Taula 11.8-4. Composicions corrent calent

COMPONENTS	COMPOSITION	COMPONENT TYPE
Benzene	0,9991	Program
Monochlorobenzene	0,0009	Program

Taula 11.8-5. Composicions corrent fred

COMPONENTS	COMPOSITION	COMPONENT TYPE
Water	1	Program

Un cop especificades totes les variables necessàries, el programa ja pot començar a iterar per tal de trobar, a través dels paràmetres establerts i dels requeriments del sistema, la millor combinació de bescanviador de calor. Tot i així, el programa proporciona una sèrie d'avertències o *warnings* els quals indiquen possibles problemes operacionals i/o de disseny que s'han de procurar eliminar o minimitzar, modificant els paràmetres del propi programa fins a solucionar aquests problemes.

Finalment, es pot accedir al *overall summary*, el qual ens dona un resum general de les característiques del bescanviador dissenyat. Així com un disseny de les seves dimensions i un full d'especificació amb tots els paràmetres necessaris per poder caracteritzar aquest equip.

11.9. SERVEIS DE PLANTA



Els serveis de la planta s'han calculat basant-se en les necessitats que han de proporcionar i s'ha escollit un equip comercial que pugui abastir aquestes necessitats requerides per a la planta.

A través d'aquest manual, es determinaran els paràmetres necessaris per tal d'escollir un el sistema comercial òptim.

A la Taula 11.9-1 es mostra el fluid de servei, així com els quilograms hora per a cada equip de calor i fred utilitzat a la planta, per tal d'estimar les necessitats d'aquesta.

Taula 11.9-1. Equips amb necessitats de fluids de servei

ÍTEM	DESCRIPCIÓ	FLUID DE SERVEI	CAUDAL MÀSSIC (Kg/h)	TEMPERATURA SORTIDA (°C)
W-4007	Bescanviador carcassa i tubs	Aigua descalcificada	8496,00	30,00
w-4006	Bescanviador carcassa i tubs	Aigua descalcificada	12427,00	30,00
W-4008	Bescanviador carcassa i tubs	Vapor 10 bars	21702,00	180,00
W-4005	Bescanviador carcassa i tubs	Aigua descalcificada	481747,00	40,00
W-4004	Bescanviador carcassa i tubs	Vapor 10 bars	5899,00	180,00
W-4003	Bescanviador carcassa i tubs	Aigua glicolada	11988,00	0,00
W-4002	Bescanviador carcassa i tubs	Aigua descalcificada	12170,00	30,00
W-4001	Bescanviador carcassa i tubs	Aigua descalcificada	74589,00	30,00
W-3001	Bescanviador carcassa i tubs	Aigua descalcificada	13617,00	25,00
W-2001	Bescanviador carcassa i tubs	Vapor 10 bars	293,00	180,00
W-5001	Bescanviador carcassa i tubs	Aigua glicolada	12028,00	0,00
W-5002	Bescanviador carcassa i tubs	Aigua descalcificada	29158,00	30,00
W-2002	Bescanviador de plaques	FP5	1049,00	118,40
W-2003	Bescanviador de plaques	FP5	1049,00	60,55
C-2001A	Reactor de cloració	Aigua descalcificada	33800,00	30,00
C-2001B	Reactor de cloració	Aigua descalcificada	33800,00	30,00
C-2001B	Reactor de cloració	Aigua descalcificada	33800,00	30,00
C-3001	Reactor de neutralització	Aigua descalcificada	22100,00	45,00
K-5002	Columna d'absorció d'HCl	Aigua descalcificada	30000,00	50,00



11.9.1. CALDERA DE VAPOR

El vapor d'aigua el qual es utilitza com a fluid de servei per als diferents intercanviadors de calor de la planta es genera a través d'una caldera de vapor, i per tant s'ha de calcular l'aportació de calor requerida.

Criteris de selecció del model de caldera de vapor

Per tal d'escollir l'equip comercial òptim i que més s'adapti a les necessitats de la planta, s'han seguit una sèrie de criteris basats en paràmetres de disseny alhora de seleccionar el proveïdor i el model de caldera.

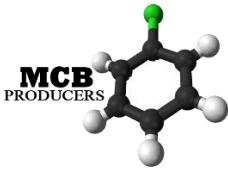
1. Caudal de fluid tèrmic a proporcionar.
2. Temperatura d'entrada de l'aigua.
3. Temperatura de sortida del vapor.

A través del càlcul de les necessitats de vapor per als equips de la planta s'obté un cabal de vapor corresponent a 27894 Kg/h.

Per mitjà de la recerca de diferents proveïdors i models i tenint en compte els requeriments de vapor anteriorment exposats, s'ha triat la caldera corresponent a la marca *BOSCH*, model *Caldera universal* tipus *ZFR 20000*, tal i com s'observa a la Taula 11.9-2.

Taula 11.9-2. Disseny mecànic caldera

Datos Técnicos UNIVERSAL	
Tipo	ZFR
Medios de transferencia térmica	Vapor saturado de baja presión
Tipo de construcción	3 pasos - doble hogar - técnica igneotubular
Potencia en kg/h	18.000 a 55.000
Presión de diseño en bar	Hasta 30
Temperatura máx. en °C	235
Combustible	Gasóleo C, Fuel-Oil, Gas



El proveïdor facilita les característiques de disseny que tindrà la caldera de vapor que s'ha escollit, i corresponen a les que es mostren a la Taula 11.9-3.

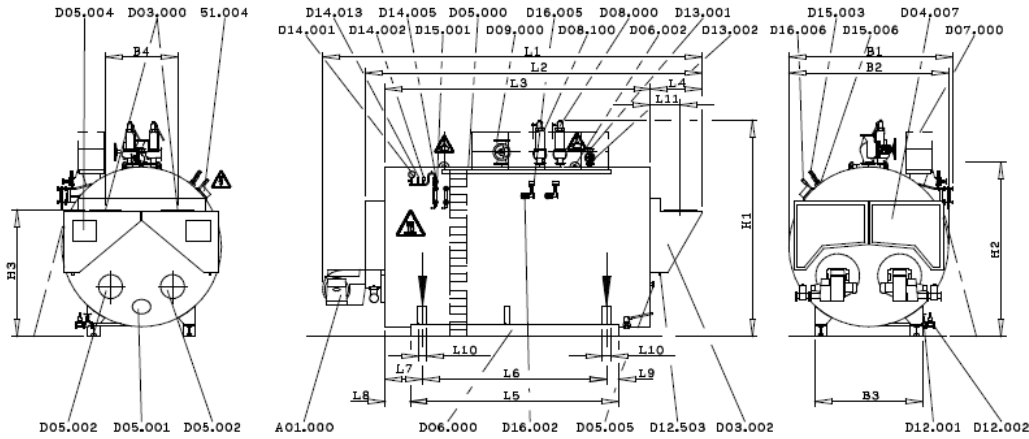


Figura 11.9-2. Esquema caldera de vapor

Taula 11.9-3.Caràcterístiques de la caldera de vapor

UNIVERSAL High pressure steam boiler Type	Dimensions								Flue gas connection		
	L 1 ²⁾ [mm]	L 2 ¹⁾⁵⁾ [mm]	L 3 [mm]	L 4 [mm]	B 1 [mm]	B 2 ¹⁾ [mm]	H 1 ³⁾ [mm]	H 2 ¹⁾ [mm]	L 11 [mm]	B 4 [mm]	H 3 [mm]
ZFR 20000	8999	7160	5575	1075	3817	3700	4819	4057	678	1500	2870
ZFR 23000	9389	7550	5825	1215	4017	3900	5023	4246	678	1500	3059
ZFR 28000	10598	8570	6655	1355	4117	4000	5232	4350	748	1500	3163
ZFR 30000	10598	8670	6655	1355	4317	4200	5607	4522	748	1800	3350
ZFR 35000	10409	9090	7075	1355	4517	4400	5792	4712	748	1900	3540
ZFR 40000	10598	9340	7325	1355	4617	4400	5609	4712	748	1900	3540
ZFR 50000	10604	9780	7575	1495	4817	4700	6407	5085	818	1900	3853
ZFR 55000	11139	10530	8325	1495	4817	4700	6187	5085	818	1900	3853

UNIVERSAL High pressure steam boiler Type	Base frame							Universal column IPB - HEB - DIN 1025 [mm]
	L 5 [mm]	L 6 [mm]	L 7 [mm]	L 8 [mm]	L 9 [mm]	L 10 [mm]	B 3 [mm]	
ZFR 20000	4325	3725	925	625	300	225	2470	260
ZFR 23000	4575	3975	925	625	300	225	2600	280
ZFR 28000	5225	4625	925	625	300	225	2700	300
ZFR 30000	5375	4775	850	550	300	225	2800	300
ZFR 35000	5500	4900	950	650	300	225	2900	300
ZFR 40000	5500	4900	1120	820	300	225	2900	300
ZFR 50000	5500	4900	1325	1025	300	425	3100	300
ZFR 55000	6250	5650	1325	1025	300	425	3100	300



11.9.2. TORRE DE REFRIGERACIÓ

Al llarg del procés de producció del monoclorbenzè és necessari diferents fluids de refrigeració per realitzar les transferència de energia que es donen en diferents etapes del procés. Un d'aquest fluids de servei correspon a l'aigua, la qual es refreda gràcies a una torre de refrigeració, equips versàtils i de fàcil manteniment.

Criteris de selecció del model de la torre de refrigeració

S'han tingut en compte els criteris de selecció basats en paràmetres de disseny següents:

1. Caudal d'aigua refrigerant a necessari.
2. Temperatura d'entrada de l'aigua.
3. Temperatura de sortida de l'aigua.

S'ha calculat la potència tèrmica necessària per escollir una solució comercial òptima amb la capacitat d'abastir els requeriments d'aigua de refrigeració de la planta. Per dur a terme aquest càlcul, s'ha utilitzat l'equació 11.9-1.

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T \quad \text{(Equació 11.9-1)}$$

Sabent que es té un cabal d'aigua de refrigeració de 755704 kg/h i es treballa amb un salt de temperatura de 20°C (prenent el cas més desfavorable), s'obté un valor de KW requerits corresponent a 17549 KW. Un cop obtinguda la potència requerida, s'ha de sobredimensionar l'equip per estar preparats en casos imprevistos i tenint en compte que l'equip treballa habitualment a un 80% de la seva capacitat. Per tant, la potència real esdevindrà:

$$P_{real} = Q \cdot 0,8 \quad \text{(Equació 11.9-2)}$$

Les torres de refrigeració s'han de seleccionar entre els diferents models dels catàlegs dels fabricants industrials. S'ha escollit com a proveïdor de sistema de refrigeració l'empresa TEVA. Més concretament, són necessaris 3 unitats del model TPA 86 i una unitat del model TPA 81.



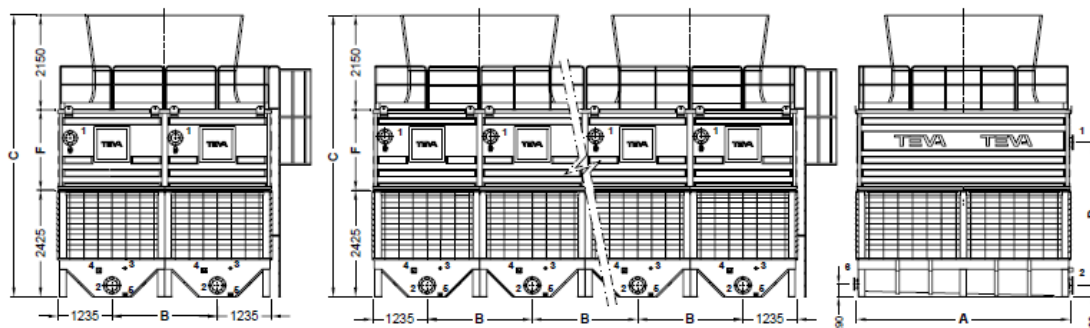
El proveïdor facilita les característiques de disseny que tindran les torres de refrigeració que s'han escollit, i corresponen a les que es mostren a la Taula 11.9-4.

Taula 11.9-4. Característiques de la torre de refrigeració

Serie TPA / Series TPA (standard)

Modelos	Con relleno laminar "TEVAFilm" With film filling "TEVAFilm"						Con relleno de goteo "TEVAPlash" With splash filling "TEVAPlash"						Nivel sonoro 15m (3) dB(A)	Pot. motor kW
	Pot. térmica kW (1)	Pesos aproximados (kg) (2)					Pot. térmica kW (1)	Pesos aproximados (kg) (2)						
		Con balsa		Supl.	sin balsa			Con balsa		Supl.	sin balsa			
		vacío	carga			vacío	carga		vacío		carga		vacío	carga
Models	Heat rejection kW (1)	Weigth aprox (kg) (2)					Heat rejection kW (1)	Weigth aprox (kg) (2)					Noise level 15m (3) dB(A)	Power motor kW
		With basin			Without basin			With basin			Without basin			
		net	In oper	Supl.	net	In oper		net	In oper	Supl.	net	In oper		
TPAS 80	3093	4815	12605	510	3765	4510	3056	5695	13485	510	4645	5390	54	18,5
TPA 80	3093	4395	12185	510	3695	4440	3056	5275	13065	510	4575	5320	62	18,5
TPAS 81	3232	4835	12625	510	3785	4530	3206	5715	13505	510	4665	5410	54	22
TPA 81	3318	4415	12205	510	3715	4460	3244	5295	13085	510	4595	5340	62	22
TPAS 82	3563	5035	12825	540	3985	4730	3315	6355	14145	540	5305	6050	54	22
TPA82	3782	4620	12410	540	3920	4665	3424	5940	13730	540	5240	5985	62	22
TPAS 83	3956	5055	12845	540	4005	4750	3489	6375	14165	540	5325	6070	55	30
TPA 83	4065	4650	12440	540	3950	4695	3746	5970	13760	540	5270	6015	63	30
TPAS 84	4293	5385	13175	550	4335	5080	3600	7145	14935	550	6095	6840	55	30
TPA 84	4342	4940	12730	550	4240	4985	3839	6700	14490	550	6000	6745	63	30
TPAS 85	4442	5400	13190	550	4350	5095	3793	7160	14950	550	6110	6855	55	37
TPA 85	4616	4975	12765	550	4275	5020	3935	6735	14525	550	6035	6780	64	37
TPAS 86	4596	5990	15485	650	4690	5625	4117	7630	17125	650	6330	7265	55	30
TPA 86	4771	5510	15005	650	4640	5575	4334	7150	16645	650	6280	7215	63	30
TPAS 87	4815	6035	15530	650	4735	5670	4420	7675	17170	650	6375	7310	55	37
TPA 87	5076	5540	15035	650	4670	5605	4678	7180	16675	650	6310	7245	63	37
TPAS 88	5154	6260	15755	680	4960	5895	4471	8460	17955	680	7160	8095	55	37
TPA 88	5403	5745	15240	680	4875	5810	4757	7945	17440	680	7075	8010	64	37
TPAS 89	5353	6335	15830	680	5035	5970	4567	8535	18030	680	7235	8170	56	45
TPA 89	5701	5795	15290	680	4925	5860	4949	7995	17490	680	7125	8060	64	45

Taula 11.9-5. Dimensions de la torre de refrigeració

Diseño con balsa de agua / Design with water basin

TPA TPAS	A	B	C	D	F	Conexiones / Conexions					
						1. Entrada de agua / Water inlet	2. Salida de agua / Water outlet	3. Reposición / make-up connec	4. Rebosadero / Overflow	5. Desagüe / Drain	6. By-pass balsas / basin by-pass
						1	2	3	4	5	6
80	4870	2400	6380	3255	1830	DN 200 PN 10	DN 250 PN 10	2"	3"	2"	DN 150 PN 10
81	4870	2400	6380	3255	1830						
82	4870	2400	6680	3555	2130						
83	4870	2400	6680	3555	2130						
84	4870	2400	6980	3855	2430						
85	4870	2400	6980	3855	2430						
86	6070	2400	6680	3555	2130						
87	6070	2400	6680	3555	2130						
88	6070	2400	6980	3855	2430						
89	6070	2400	6980	3855	2430						

11.9.3. CHILLER

Per tal de refredar corrents de procés a menys de 20 graus s'utilitza un *chiller* com a equip refrigerant, ja que aquest pot treballar a rangs de temperatura inferiors. El fluid de servei que s'utilitza correspon a l'aigua glicolada (30% glicol-70% aigua) i el refrigerant correspon al R-407-C.

Criteris de selecció del model del *chiller*

S'han tingut en compte els criteris de selecció basats en paràmetres de disseny següents:

1. Caudal d'aigua refrigerant necessaris.
2. Temperatura d'entrada de l'aigua glicolada.
3. Temperatura de sortida de l'aigua glicolada.



S'ha calculat la potència tèrmica necessària per escollir una solució comercial òptima amb la capacitat d'abastir els requeriments d'aigua glicolada de la planta. Per dur a terme aquest càlcul, s'ha utilitzat l'equació 11.9-1.

Sabent que es té un cabal d'aigua glicolada de 24016 kg/h, es treballa amb un salt de temperatura de 10°C i que la capacitat calorífica de l'aigua glicolada esdevé aproximadament 3,73 KJ/Kg·°C, s'obté un valor de KW requerits corresponent a 245 KW. Tenint en compte que l'equip treballa habitualment a un 80% de la seva capacitat, el *chiller* que s'ha seleccionat entre els diferents models dels catàlegs dels fabricants industrials correspon a l'empresa *Officine Meccaniche Industrial*, model *CHW 2552*.

El proveïdor facilita les característiques de disseny que tindrà el *chiller* que s'ha escollit, i correspon a les que es mostren a la Taula 11.9-6.

Taula 11.9-6. Característiques del chiller

06W.2552.20.000.G.A000 - CHILLER CHW 2552 R407C-400/3/50, STD, RAL 7035 BUCC., STD OMI

06W.2552.27.000.G.A000 - CHILLER CHW 2552 R407C-460/3/60, STD, RAL 7035 BUCC., STD OMI

	50 Hz	60 Hz
Potenza frigorifera totale alle condizioni di riferimento/ Total cooling capacity at standard conditions	255 kW	297 kW
Potenza assorbita dal compressore alle condizioni di riferimento / Compressor power at standard conditions	47750 W / 83,2 A	64540 W / 90,8 A
Numero di compressori / Compressors number	2	2
Numero di circuiti frigoriferi / Cooling circuits number	1	1
Numero ventilatori assiale / Axial fans number	3	3
Potenza ventilatori / Fan power	5820 W / 11,7 A	5700 W / 11 A
Portata pompa / Pump flow (standard)	600-1200 l/min	600-1400 l/min
Prevalenza pompa / Pump head (solo curva della pompa / only pump performance curve)	3,1-2,0 bar	3,0-1,4 bar
Potenza nominale pompa/ Pump standard power	5500 W / 10,4 A	5500 W / 9 A
Capacità serbatoio / Tank capacity	500 l	500 l
Raccordi idraulici / Fittings	3" BSP	3" BSP
Livello sonoro massimo / Max noise level (1m in campo aperto/ 1m far open)	81 dBA	81 dBA
Dimensioni / Dimensions AxBxH	1525x3990x2170 mm	1525x3990x2170 mm
Dimensioni di imballaggio / Packing dimensions AxBxH	1570x4030x2190 mm	1570x4030x2190 mm
Carica refrigerante / Cooling media charge	50 Kg	58 Kg
Peso a vuoto / Weight	1930 Kg	1930 Kg
Alimentazione/ Power supply	400/3/50	460/3/60
Assorbimento totale alle condizioni di riferimento/ Total absorption at standard conditions	59070 W / 105,3 A	75740 W / 110,7 A
Potenza installata totale / Total power consumption	79870 W / 134,6 A	92480 W / 133,3 A

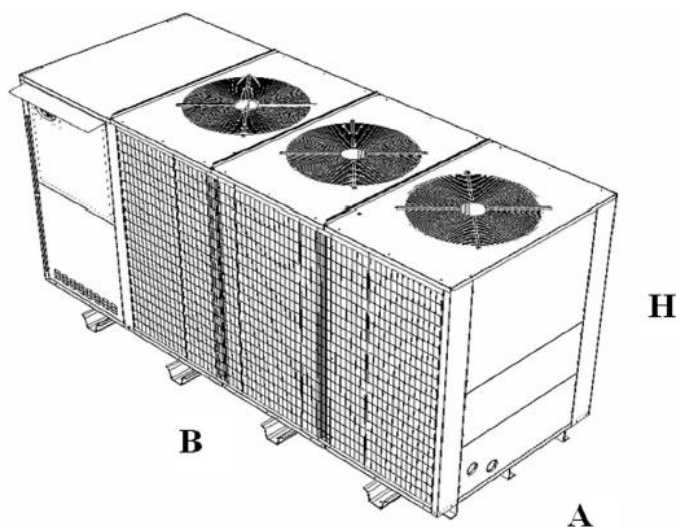


Figura 11.9-3. Dimensions del chiller

11.9.4. AIRE COMPRIMIT

Per a la selecció del equip d'aire comprimit i com la planta no disposa de cap equip que necessiti aire comprimit de forma intensiva, el consum d'aquest correspondrà únicament a les vàlvules pneumàtiques.

Es coneix que una vàlvula requereix un mínim $1,5 \text{ m}^3/\text{h}$ i un màxim de $3 \text{ m}^3/\text{h}$ d'aire comprimit per al seu correcte funcionament. Per tant, sabent el número de vàlvules amb necessitats d'aire comprimit, es pot estimar el cabal total que requereix la planta.

$$Q_{\text{aire}} = 3 \cdot N_{\text{vàlvules}} \quad (\text{Equació 11.9-3})$$

On Q_{aire} correspon al cabal d'aire comprimit i $N_{\text{vàlvules}}$ correspon al nombre de vàlvules.



11.9.5. AGUA DESCALCIFICADA

Per tal d'escollir l'equip comercial adequat s'ha de tenir en compte dos paràmetres bàsics, els quals corresponen al cabal d'aigua a tractar, en m³/h i la duresa de l'aigua tractada.

A través de l'equació X es pot calcular el cabal d'aigua requerida per obtenir el cabal d'aigua necessari per a suplir les necessitats de la planta.

$$Q_{requerit} = \frac{Q_{descalcificada}}{R} \quad \text{(Equació 11.9-4)}$$

On Q correspon al cabal en , m³/h i R correspon al factor de recuperació, el qual oscila entre 0,6 i 1, depenent de la duresa de l'aigua.

Amb un cabal aigua a descalcificar de 783 m³/h, corresponent a l'aigua introduïda a la caldera de vapor i als bescanviadors, i a través de l'equació X, es requereix un cabal real de 978 m³/h. S'ha de tenir en compte que un cop tota l'aigua de xarxa estigui descalcificada, aquesta no s'anirà renovant contínuament, ja que el sistema de bescanviadors i caldera correspon a un circuit tancat i només es necessitarà aquest cabal per omplir el circuit en la posta en marxa. A més a més, aquesta s'anirà fent per zones i tindrà una durada determinada. Per tal de suplir les necessitats requerides s'ha escollit un equip de l'empresa *CULLIGAN* model *HB 4500*.

El proveïdor facilita les característiques de disseny que tindrà la descalcificadora que s'ha escollit, i corresponen a les que es mostren a la Taula 11.9-7.



Taula 11.9-7. Característiques de la descalcificadora d'aigua

MODELO	CONEXIONES entrada-salida diámetro pulgadas	PRESIÓN FUNCIONAMIENTO máx bar	CAPACIDAD DE INTERCAMBIO máx.* m³ • °f	CAUDAL DE SERVICIO máx. m³/h	DIMENSIONES TOTALES			PESO DE ENVÍO kg
					Tanque resinas diámetro mm	altura mm	Depósito sal diámetro mm	
ULTRA LINE HB								
HB 770 Δ	21/2	7	4.587	50	950	2.056	1.070	1.470
HB 850 Δ	21/2	7	5.097	50	950	2.056	1.070	1.560
HB 1200 Δ	21/2	7	7.136	50	1.200	2.172	1.580	2.250
HB 1400 Δ	21/2	7	8.325	50	1.200	2.172	1.580	2.430
HB 1550 Δ	21/2	7	8.825	60	1.400	2.392	1.580	2.580
HB 1700	4	7	10.430	114	1.500	2.620	1.580	3.355
HB 2100	4	7	11.390	114	1.500	2.620	1.580	3.644
HB 2500	4	5	16.050	114	1.800	2.660	BRINE MAKER ◊	4.500
HB 3000	4	5	18.480	114	1.800	2.660		4.790
HB 4500	6	5	28.500	227	2.100	3.030		7.300
HB 6600	6	5	42.900	227	2.500	3.100		10.485

11.9.6. NITROGEN

La principal funció del nitrogen d'inertització es mantindrà la pressió als tancs d'emmagatzematge, ja que en el moment d'extreure un volum determinat dels diferents tancs, en el seu interior es produeix el buit, per tal de que això no es doni, s'incorpora el nitrogen en estat gasos. Es tria aquest gas ja que correspon a un gas inert respecte els diferents tipus de compostos de la planta i és econòmic.

El nitrogen s'utilitzarà també abans de cada posta en marxa per desplaçar l'aire que hi ha dintre del sistema, per tal d'eliminar la possibilitat de crear atmosferes explosives. Per considerar el volum necessari cal fer el sumatori dels volums de nitrogen requerit per equip. El volum total necessari correspon a 2110 m³ de nitrogen gas, però com aquest s'emmagatzema en un tanc criogènic en forma de gas líquid, el volum de nitrogen líquid esdevé 3,51 m³. Per tal d'emmagatzemar aquest compost s'ha escollit un tanc comercial de l'empresa *Linde*, model *Cryogenic Standard Tanks 60*.

11.9.7. ELECTRICITAT

El servei d'electricitat s'encarrega d'alimentar a tots els equips de la planta que necessiti d'aquesta per a operar. La planta de producció opera en la seva majoria a 380 V i 50 Hz, i



externament es disposa d'una línia elèctrica de 20 KV, per tant, es requerirà d'un transformador per disposar del voltatge requerit.

Després de realitzar un recull del consum energètic de cada àrea, el total del qual es mostra a la taula següent, i suposant que l'equip treballa amb un rendiment del 80%, s'obtenen els KW elèctrics requerits per tal de poder escollir el transformador òptim.

Taula 11.9-8. Requeriments elèctrics del transformador

KW	304,55
RENDIMENT (%)	80
KW REQUERITS	380,69
SOBREDIMENSIONAMENT (%)	25
KW TOTAL	475,86

Per tal de suplir aquestes necessitats elèctriques s'ha instal·lat un transformador de l'empresa *JARA TRANSFORMADORES* tipus caseta de 630 KW, ja que correspon a la potència més propera a la requerida dels models comercials, i amb les característiques tècniques que es mostren a la Taula 11.9-9:

Taula 11.9-9. Característiques del transformador elèctric

Potencia (kVA)			250	400	630	800	1000	1250	1600
H bt (mm)			230	230	270	150	150	320	345
H2 (mm)			1175	1185	1340	1225	1285	1455	1510
H at (mm)	bornas enchufables	Serie 24	90	90	90	90	90	90	90
		Serie 36	135	135	135	135	135	135	135
	aisladores cerámicos	Serie 24	385	385	385	385	385	385	385
		Serie 36	440	440	440	440	440	440	440
H1 (mm)	bornas enchufables	Serie 24	1085	1095	1210	1215	1275	1275	1305
		Serie 36	1130	1140	1255	1260	1320	1320	1350
	aisladores cerámicos	Serie 24	1380	1390	1505	1510	1570	1570	1600
		Serie 36	1435	1445	1560	1565	1625	1625	1655
L (mm)			1080	1170	1230	1380	1430	1610	1760
A (mm)			700	820	870	920	960	1030	1150
D at (mm)	Serie 24		275	275	275	275	275	275	275
	Serie 36		375	375	375	375	375	375	375
D bt (mm)			150	150	150	150	150	150	150
D entre ruedas (mm)			670	670	670	670	670	820	820
Volumen de aceite (l)			240	270	380	400	510	590	800
Masa a desencubar (kg)			550	790	1060	1300	1450	1550	2050
Masa total (kg)			1000	1300	1800	2100	2500	2800	3600



En cas de fallada elèctrica, però, es proveirà a la planta d'un grup electrogen d'emergència que mantinguin els serveis en operació, funcionant amb gasoil que es posarà en funcionament en el cas d'una parada elèctrica. El generador que s'ha seleccionat entre els diferents models dels catàlegs dels fabricants industrials correspon a l'empresa *TODO GENERADORES* el tipus generador trifàsic model *SG200*. Ja que la màxima potència que subministra el generador correspon a 250 KW de potència, se'n col·locaran 3, obtenint així una potència total de 750 KW. Assegurant poder subministrar també energia elèctrica a la sala d'oficines, la de control i els laboratoris de la planta en cas de fallada general.

11.9.8. GAS NATURAL

Aquest servei té una connexió a peu de parcel·la a mitja pressió, 1,5 kg/cm². El servei de gas natural s'utilitzarà per abastir les calderes de vapor, el grup electrogen i l'aigua sanitària de l'edifici de les oficines.



11.10. BIBLIOGRAFIA

- [1] American Petroleum Institute (API). Eleventh Edition, June 2007. *Welded Tanks for Oil Storage*.
- [2] Condicions d'emmagatzematge del Clor: <http://hydro-land.com/e/ligne-en/doc/gaz-Chlore.html>
- [3] Stanley M. Walas. *Chemical Process Equipment. Selection and Design*. Butterworth-Heinemann Series in Chemical Engineering, USA, 1990.
- [4] SIMEZA: Distribuïdor de Sitges: <http://simeza.com/sites/default/files/HS-A3-ESP.pdf>
- [5] SANDVIK: Processing Systems <http://processsystems.sandvik.com/solutions/flaking-systems/>
- [6] Departamento de Ing. Química de la USC. *Editorial Síntesis, Mayo 2015. Ingeniería Bioquímica*
- [7] *Benzene Chlorination Case Study*, University of California. Jeffrey D., Duran A.
- [8] Dedietrich.com. (2017). *De Dietrich Process Systems: Soluciones de procesos químicos y Servicios*. [online] Available at: <http://www.dedietrich.com/es> [Accessed 11 Jun. 2017].
- [9] Green, D. (2008). *Perry's chemical engineers' handbook*. 1st ed. New York [etc.]: McGraw-Hill.
- [10] Lacova.upc.es. (2017). *model matemàtic*. [online] Available at: http://lacova.upc.es/~plantapilot/model%20matematic_2.4.html [Accessed 11 Jun. 2017].
- [11] Patience, G. (2013). *Experimental methods and instrumentation for chemical engineers*. 1st ed. Amsterdam: Elsevier.
- [12] Ventura Orts S.A. (2017). *TORRE LAVADO DE GASES 1.500M3H*. [online] Available at: <http://www.venturaorts.com/torre-lavado-de-gases-1-500m3h/> [Accessed 11 Jun. 2017].
- [13] Gavin Towler, R.K. Sinnott. Second Edition, June 2007. *Chemical Engineering Design*.