



Treball Final Grau

Escola Tècnica Superior d'Enginyeria

Universitat Autònoma de Barcelona

Planta Química per la producció d'alfa-naftol

Juny 2014 • Tutor: Carles Solà

Pau Ayats Forrelat • Raquel Fuentes Lopez • Marc Giménez Gallardo

Anaïs Gómez Ramon • Alberto Ramón Ferrer



11. MANUAL DE CÀLCULS



Índex

11.1 Tancs d'emmagatzemament de líquids	5
11.1.1 Consideracions de disseny	5
11.1.2 Determinació de les variables de disseny dels tancs	5
11.1.3 Càlcul del volum dels tancs d'emmagatzematge	12
11.1.4 Càlcul dels espessors	13
11.1.5 Pes dels tancs d'emmagatzematge	15
11.1.6 Emmagatzematge d'àcid nítric	18
11.1.7 Emmagatzematge d'àcid sulfúric.....	22
11.1.8 Tanc d'emmagatzematge d'isopropanol	25
11.1.9 Tancs d'emmagatzematge d'aigua desmineralitzada	28
11.2 Emmagatzematge de gasos	31
11.2.1 Emmagatzematge d'hidrogen	31
11.3 Sitges d'emmagatzematge de sòlids	34
11.3.1 Consideracions de disseny.....	34
11.3.2 Determinació de les variables de disseny dels tancs	34
11.3.3 Càlcul del volum de les sitges	35
11.3.4 Càlcul dels espessors	36
11.3.5 Pes de la sitja	38
11.3.6 Emmagatzematge de naftalè.....	41
11.3.7 Emmagatzematge de 2-Nitronaftalé	45
11.3.8 Emmagatzematge de 1-Naftol.....	48
11.4 Reactors de nitració	51
11.4.1 Introducció	51
11.4.2 Balanç de matèria.....	52
11.4.3 Dimensions del reactor.....	53
11.4.4 Càlcul dels espessors	54
11.4.5 Pes dels reactors	56
11.4.6 Balanç d'energia	59
11.4.7 Disseny del sistema de refrigeració	61
11.4.8 Disseny de l'agitador	68
11.5 Reactors d'hidrogenació.....	72
11.5.1 Introducció	72
11.5.2 Balanç de matèria.....	73

11.5.3	Dimensions del reactor.....	75
11.5.4	Càlcul dels espessors	77
11.5.5	Pes dels reactors	79
11.5.6	Balanç d'energia	81
11.5.7	Disseny del sistema de refrigeració	83
11.5.8	Disseny de l'agitador	85
11.5.9	Disseny del difusor d'hidrogen	88
11.6	Reactors d'hidròlisi.....	90
11.6.1	Introducció	90
11.6.2	Balanç de matèria.....	91
11.6.3	Dimensions del reactor.....	91
11.6.4	Càlcul dels espessors	92
11.6.5	Pes dels reactors	92
11.6.6	Balanç d'energia	93
11.6.7	Disseny del sistema de refrigeració	94
11.6.8	Disseny de l'agitador	96
11.7	Separadors líquid-líquid	98
11.7.1	Introducció	98
11.7.2	Càlcul de les dimensions dels separadors.....	99
11.7.3	Càlcul dels espessors	101
11.7.4	Pes dels separadors	103
11.7.5	Separador D-301	105
11.7.6	Separador D-701	106
11.8	Bescanviadors de calor	107
11.8.1	Disseny dels bescanviadors de calor.....	107
11.8.2	Bescanviadors de calor dissenyats	109
11.9	Columnes de destil·lació.....	112
11.9.1	Disseny de les columnes.....	112
11.9.2	Columna C-301	115
11.9.3	Columna C-501	115
11.9.4	Columna C-701	116
11.10	Tancs pulmó de procés.....	117
11.10.1	Tancs pulmó de reactors discontinus	117
11.10.1.1	Disseny dels tancs.....	117

11.10.1.2 Tanc pulmó T-201	117
11.10.1.3 Tanc pulmó T-601	118
11.10.2 Tancs pulmó de condensats	119
11.10.3 Tancs pulmó dels productes de les columnes	120
11.11 Assecadors per aspersió	121
11.11.1 Introducció	121
11.11.2 Càlcul de les dimensions de l'assecador	123
11.11.3 Assecador de 2-Nitronaftalè	124
11.11.4 Assecador de 1-Naftol	125
11.12 Ciclons	127
11.12.1 Introducció	127
11.12.2 Càlcul de l'eficàcia del cicló	128
11.12.3 Cicló de 2-Nitronaftalé	129
11.12.4 Cicló de 1-Naftol	130
11.13 Torres de refrigeració	132
11.13.1 Introducció	132
11.13.2 Càlcul de la potència frigorífica	133
11.13.3 Pèrdues d'aigua de refrigeració	134
11.13.4 Càlcul del número de torres de refrigeració	134
11.14 Caldera d'oli tèrmic	136
11.14.1 Introducció	136
11.14.2 Càlcul de la potència de la caldera d'oli tèrmic	136
11.15 Caldera de vapor	138
11.15.1 Introducció	138
11.15.2 Càlcul de les necessitats de vapor	139
11.16 Bombes	141
11.17 Filtre	147

11.1 Tancs d'emmagatzemament de líquids

11.1.1 Consideracions de disseny

- Els tancs d'emmagatzematge d'àcid nítric, àcid sulfúric i isopropanol s'han dissenyat com a tancs atmosfèrics, i per tant, s'han dissenyat segons la normativa DIN 28011.
- La normativa aplicada per a l'emmagatzematge de líquids inflamables i combustibles és APQ-001.
- La normativa aplicada per a l'emmagatzematge de líquids corrosius és APQ-006.
- La normativa aplicada per a l'emmagatzematge de líquids tòxics és APQ-007.

11.1.2 Determinació de les variables de disseny dels tancs

- **Pressió de disseny**

La pressió de disseny és la pressió que s'empra per a dissenyar els recipients. És necessari mantenir una certa sobrepressió a l'interior dels recipient respecte l'exterior per a que no entri aire del exterior. A més serveix com a marge de seguretat en el cas de que s'origini algun problema i es treballi a una pressió major a la pressió de treball.

Existeixen dos pressions diferents que s'han de tenir en compte. La primera és la pressió interna de disseny i la segona és la pressió externa de disseny. Els recipients a pressió interna es dissenyaran tenint en compte les següents pressions:

- **Pressió d'operació:** Pressió que es requereix en el procés del qual forma part el recipient, és a dir, pressió a la que opera el recipient.

- Pressió de la prova hidràulica: És la pressió que ha de suportar el tanc quan s'omple d'aigua.

$$P_{disseny} = P_{operació} + P_{hidràulica} + 0.15 \cdot (P_{operació} + P_{hidràulica})$$

(Eq. 11.1.2.1.1)

Es fa un sobredimensionament de la pressió de disseny del 15%.

- **Temperatura de disseny**

La temperatura de disseny serà superior a la temperatura d'operació de l'aparell per a poder garantir un marge de seguretat sobre la resistència del material emprat, en aquest projecte s'ha establert un marge de 20°C. La temperatura de disseny es calcula:

$$T_{disseny} = T_{operació} + 20^{\circ}C \quad (Eq. 11.1.2.2.1)$$

- **Material**

L'elecció de material per a cada equip i aparell es realitza en funció de les propietats del material. Aquestes propietats són:

- Característiques del fluid, capacitat de corrosió del fluid, conductivitat elèctrica, conductivitat tèrmica, capacitat d'ignició...
- Resistència a la temperatura
- Resistència mecànica a la pressió interna i externa, i esforços de tracció, compressió...
- Preu del material

Degut a que les substàncies de les quals es disposa són inflamables i corrosives, s'ha decidit emprar acers inoxidables ja que, tot i que el seu cost és superior al dels acers al carboni, aquests necessiten menys espessor de corrosió que els acers al carboni. Els acers que s'ha escollit són el AISI 304 per a tots aquells equips que es trobin en contacte amb àcid nítric, i el AISI 316 per a la resta d'equips de la planta.

Els acers inoxidable són aliatges de ferro amb un mínim del 10,5% de crom. Les seves propietats s'obtenen mitjançant la formació d'una pel·lícula adherent e invisible d'òxid de crom. S'afegeix molibdè a l'aliatge per a augmentar la resistència a la corrosió, especialment en entorns que contenen clorurs.

La denominació i les característiques físiques dels acers inoxidable utilitzats en aquest projecte venen descrites a continuació:

Taula 11.1.2.3.1 Denominació dels acers inoxidable

AISI	Tipus	w. Nr	DIN	Cmax	Cr	Ni	Mo	Altres
304	Austenític	1,4301	X5CrNi18-10	0.07	17,5/19.5	8/10.5	-	N≤0,11
316L	Austenític	1,4404	X2CrNiMo17-12-2	0.03	16,5/18.5	10/13	2/2.5	N≤0,11

Taula 11.1.2.3.2 Característiques físiques dels acers inoxidable

AISI	Densitat (Kg/dm ³)	Resistivitat elèctrica (Ω·mm ² /m)	Coef. de dilatació tèrmica [0-100°C] (10 ⁻⁶ · K ⁻¹)	Conductivitat tèrmica (W/K·m)	Calor específica (KJ/Kg·K)	Duresa màx. (HB 30)
304	7.9	0.73	16	15	0.50	215
316L	8.0	0.75	16.0	15	0.50	215

- **Espessor de corrosió**

Tots els tancs es dissenyen amb un espessor addicional per a fer front a la degradació per corrosió del material de construcció. D'aquesta manera s'allarga la vida útil del equip i augmenta la resistència a la pressió de la paret. Per a realitzar el càlcul de l'espessor total del recipient a pressió s'ha fixat un espessor de corrosió de 1 mm.

- **Espessor de tolerància**

Per al disseny dels recipients també s'ha fixat un espessor de tolerància degut a la tolerància sobre la fabricació de la xapa. Els valor de tolerància s'ha fixat en 1 mm.

- **Connexions**

Les connexions més comuns en els recipients són les següents:

- Entrada i sortida dels fluids
- Reguladors de nivell
- Vàlvula de seguretat
- Serveis com drenatge, venteig de neteja, etc.

Les connexions als recipients per les quals circula el fluid han d'estar proveïdes per una vàlvula manual externa situada lo més proper possible a la paret del recipient.

Totes les connexions han d'estar soldades a excepció de les connexions de gas, les quals són de rosca. Les connexions per a realitzar la pressa de mostra manual són proveïdes de tancaments o taps.

Les connexions d'entrada en recipients destinats a contenir líquids de classe B estran dissenyats e instal·lats per a minimitzar la possibilitat de generar electricitat estàtica.

- **Venteig**

Tots els recipients han de tenir sistemes de venteig o alleujament de pressió per a prevenir la formació de buit o pressió interna, de tal manera que s'eviti la deformació de les parets com a conseqüència de pressions produïdes per efecte d'ompliments, buidats i canvis de temperatura.

Els venteigs d'un recipient han de tenir, com a mínim, un tamany igual o superior al de les canonades d'ompliment i buidat, i en cap cas inferiors a 35 mm de diàmetre intern.

Quan la capacitat dels recipients sigui superior a 5m³ i emmagatzemin substàncies de la classe B1, el venteig estarà tancat, excepte el ventegi a la atmosfera en condicions de pressió interna o buit.

Quan es tingui un producte que, per efecte de la humitat de l'aire, augmenti la seva acció corrosiva, es disposarà d'un sistema que eviti aquest efecte o el corregeixi.

Pel que fa referència a líquids tòxics i corrosius, s'evitarà, en la mesura de lo possible, l'emissió a l'atmosfera de vapors líquids o tòxics.

El venteig està relacionat amb la superfície humida del recipient que pot estar exposada a un foc exterior. Aquesta superfície es calcularà sobre les bases d'un 55% de la superfície total d'una esfera, o d'un 75% de l'àrea total d'un recipient vertical.

$$A_{cilindre} = \pi \cdot D \cdot H_{cilindre} \quad (Eq. 11.1.2.7.1)$$

El calor rebut en cas de foc extern serà el següent, on el Factor F=1.

$$Q = A \cdot F \cdot A^{0.82} \cdot 10^3 \quad (Eq. 11.1.2.7.2)$$

Un cop obtingut el calor rebut, es calcula el venteig total per a líquids estables en el cas de emmagatzematge a pressió atmosfèrica.

$$Q_{venteig} = \frac{4.414 \cdot Q}{C_v \cdot \sqrt{PM}} \quad (Eq. 11.1.2.7.3)$$

$Q_{venteig}$ = Cabal volumètric de venteig [m³/h]

PM = Pes molecular de la substància [g/mol]

C_v = Calor latent de vaporització del fluid [KJ/Kg]

Q = Calor rebut en cas de foc extern [KJ/h]

• Inertització

En recipients on s'emmagatzemi líquids de la classe B1, en tancs de sostre fix, per a evitar possibles explosions del material contingut en el recipient per reacció amb algun element de l'aire, s'introduirà nitrogen en el tanc amb una pressió lleugerament superior a la pressió atmosfèrica, el que impossibilita l'entrada d'aire.

Les condicions mínimes que han de complir les instal·lacions d'atmosfera inert són:

- El tipus d'atmosfera inert s'ha d'escollir en funció del producte emmagatzemat.
- El subministrament de gas inert i el gas contingut al recipient has de ser analitzats periòdicament per a comprovar el contingut d'oxigen i/o components que poguessin ser peril·losos.

- Sistemes de creació d'atmosfera inert: Aspiració de gas inert d'un centre d'emmagatzematge adequat i expulsió a la atmosfera sense posterior recuperació. La canonada d'entrada de gas inert es connectarà al sostre del recipient. El sistema estarà dotat dels sistemes de control i regulació necessaris que garantitzin el funcionament permanent, així com una alarma que avisi de la seva fallada.

- **Cubetes de retenció**

S'han de dissenyar les cubetes on aniran depositats els recipients d'emmagatzematge, que s'utilitzaran per a contenir possibles vessaments.

En totes les cubetes els recipients no han d'estar disposat en més de dos files. Es necessari que cada fila de recipients tingui una via d'accés adjacent que permeti la intervenció de la brigada de lluita contra incendis.

El fons de la cubeta tindrà una pendent de manera que tot el producte vessat vagi ràpidament a la zona de la cubeta.

La distància de projecció horitzontal entre la paret i la cantonada inferior de la cubeta serà de mínim 1 metre. Quan la cubeta contingui diversos recipients, la capacitat de la cubeta serà la capacitat global dels recipients, considerant que no existeix cap recipient en el seu interior.

Les parets de les cubetes hauran de ser de materials no combustibles, estancades i hauran de resistir la pressió que exercirà el líquid en cas de que la cubeta s'ompli completament. En general, les parets de les cubetes han de tenir una alçada màxima de 1,8 metres, per a aconseguir una bona ventilació.

En la planta de producció de 1-Naftol es disposarà d'una cubeta que contindrà els tancs d'emmagatzematge d'àcid nítric i d'àcid sulfúric.

- **Tensió màxima admissible**

La tensió màxima admissible de cada material és funció de les característiques intrínseques i de les condicions que es requereixen. Els valor de la tensió interna i externa que exerceix sobre el recipient no pot ser major al valor de la tensió màxima admissible pel material.

Taula 11.1.2.10.1 Valors de la màxima tensió admissible.

MAXIMUM ALLOWABLE STRESS VALUES IN TENSION FOR HIGH-ALLOY STEEL (CAUTION: See UW-12 for vessels constructed under part UW)														
Specification		Maximum Allowable Stress, ksi (Multiply by 1000 to Obtain psi), for Metal Temp., °F, Not Exceeding												
Number	Grade	-20 to 100	200	300	400	500	600	650	700	750	800	850	900	950
SA-240	304	18,8	17,8	16,6	16,2	15,9	15,9	15,9	15,9	15,5	15,2	14,9	14,7	14,4
SA-240	304L	15,7	15,7	15,3	14,7	14,4	14	13,7	13,5	13,3	13	---	---	---
SA-240	316	18,8	18,8	18,4	18,1	18,0	17,0	16,7	16,3	16,1	15,9	15,7	15,5	15,4
SA-240	316L	15,7	15,7	15,7	15,5	14,4	13,5	13,2	12,9	12,6	12,4	12,1	---	---

- **Coefficient sísmic**

La normativa per a la edificació proporciona coeficients de càlcul per a contrarestar els efectes sísmics que poden tenir lloc sobre una zona. Aquest criteri s'aplica a zones propenses a activitats sísmiques i a recipients de gran capacitat.

La zona que correspon a aquesta planta (Tarragona) no és propensa a l'activitat sísmica, per la qual cosa, el coeficient sísmic es menysprea en tots els dissenys.

- **Eficiència de la soldadura**

La zona de soldadura entre dos xapes es considera una zona feble degut a que es poden intensificar localment les tensions produïdes en la resta del recipient. És una discontinuïtat del material i ha de ser inspeccionada regularment.

El càlcul dels recipients es realitza introduint una reducció de la tensió màxima admissible multiplicant aquesta per un coeficient denominat eficiència de la soldadura (E). Segons el tipus d'inspecció (codi ASME VIII) s'obté un factor de soldadura variable:

Taula 11.1.2.12.1 Valors de l'eficiència de la soldadura segons el radiografiat.

Tipus de soldadura	Grau d'examen radiogràfic		
	Total	Parcial	No
Soldadura en "X"	1,00	0,85	0,70
Soldadura en "V" amb fons	0,90	0,80	0,65
Soldadura en "V" sense fons	-	-	0,60

Considerant radiografiat parcial, el valor d'eficiència de soldadura emprat en el disseny dels recipients és 0.85.

11.1.3 Càlcul del volum dels tancs d'emmagatzematge

El volum dels tancs d'emmagatzematge es calcula amb les següents expressions:

$$V_{tanc} = V_{cilindre} + V_{toriesfèric} \quad (Eq. 11.1.3.1)$$

$$V_{cilindre} = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot H_{cilindre} \quad (Eq. 11.1.3.2)$$

$$V_{toriesfèric} = 0.08089 \cdot D^3 \quad (Eq. 11.1.3.3)$$

V_{tanc} = Volum del tanc [m³]

$V_{cilindre}$ = Volum del cos cilíndric [m³]

$V_{toriesfèric}$ = Volum del cap toriesfèric [m³]

$H_{cilindre}$ = Alçada del cos cilíndric [m]

D = Diàmetre intern del cos cilíndric [m]

Per a la relació alçada diàmetre s'ha escollit un valor de 1,5.

$$H_{cilindre} = 1.5 D \quad (Eq. 11.1.3.4)$$

L'alçada total del tanc serà la suma de l'alçada del cos cilíndric i el fons superior.

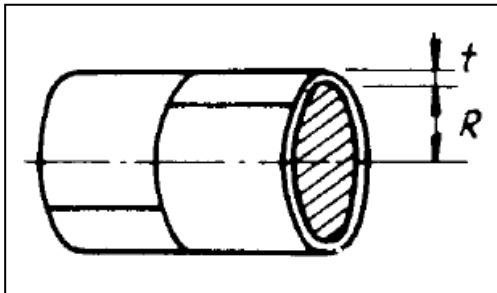
$$H_{equip} = H_{cilindre} + 0.169 \cdot D \quad (Eq. 11.1.3.5)$$

11.1.4 Càlcul dels espessors

Els espessors dels recipients es determinen segons la normativa ASME.

- **Disseny del cilindre**

Per a realitzar el càlcul dels espessors mínims a pressió interna dels diferents recipients s'utilitza la següent equació:



$$t = \frac{P_{disseny} \cdot R_{extern}}{S \cdot E - 0.6 \cdot P_{disseny}} \quad (Eq. 11.1.4.1)$$

t = Espessor mínim [inch]

$P_{disseny}$ = Pressió de disseny [psi]

R_{extern} = Radi intern del recipient [inch]

S = Tensió màxima admissible [psi]

E = Factor de soldadura

Un cop determinar l'espessor mínim, es calcula l'espessor total i el valor de la pressió màxima que pot resistir el cilindre:

$$t_{total} = t + C_1 + C_2 \quad (Eq. 11.1.4.2)$$

t_{total} = Espessor total [inch]

t = Espessor mínim [inch]

C_1 = Espessor de corrosió [inch]

C_2 = Espessor de tolerància [inch]

$$P = \frac{S \cdot E \cdot t_{total}}{R + 0.6 \cdot t_{total}} \quad (Eq. 11.1.4.3)$$

P = Pressió de disseny final [psi]

- Disseny dels capçals**

En aquest projecte s'han dissenyat recipients amb capçal toriefèric. Les equacions pel càlcul de els espessors i pressions finals de disseny són les que s'indiquen a continuació:

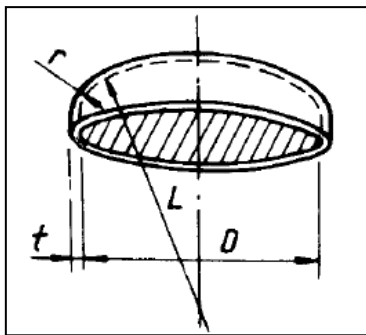


Figura 11.1.3.2.1 Capçal toriefèric.

$$t = \frac{P_{disseny} \cdot M \cdot L}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P_{disseny}} \quad (Eq. 11.1.4.4)$$

$$P = \frac{2 \cdot S \cdot E \cdot t_{total}}{L \cdot M + 0.2 \cdot t_{total}} \quad (Eq. 11.1.4.5)$$

Taula 11.1.4.2.1 Valors del factor "M" en funció de L/r.

VALORES DEL FACTOR "M"																
L/r	1.00	1.25	1.50	1.75	2.00	2.25	2.50	2.75	3.00	3.25	3.50	4.00	4.50	5.00	5.50	6.50
M	1.00	1.03	1.06	1.08	1.10	1.13	1.15	1.17	1.18	1.20	1.22	1.25	1.28	1.31	1.34	1.39
L/r	7.00	7.50	8.00	8.50	9.00	9.50	10.0	10.5	11.0	11.5	12.0	13.0	14.0	15.0	16.0	16.5
M	1.41	1.44	1.46	1.48	1.50	1.52	1.54	1.56	1.58	1.60	1.62	1.65	1.69	1.72	1.75	1.77
* LA MAXIMA RAZON PERMITIDA ES: L = D + 2t (véase la nota 2 de la página opuesta)																

*El processament pel càlcul de l'espessor de la paret de qualsevol equip (reactors, columnes, etc) és exactament el mateix.

11.1.5 Pes dels tancs d'emmagatzematge

- **Pes del tanc buit**

El pes de l'equip s'obté fent la suma del pes del cos cilíndric i dels dos capçals que componen l'equip, aquests capçals dels tancs d'emmagatzematge seran toriesfèrics en el cas de planta de producció de 1-Naftol.

1) Càlcul de la superfície del cilindre

$$A_{cilindre} = \pi \cdot D_e \cdot h_{cilindre} \quad (Eq. 11.1.5.1)$$

$A_{cilindre}$ = Superfície del cilindre [m²]

D_e = Diàmetre extern del cilindre [m]

$h_{cilindre}$ = Alçada del cilindre [m]

2) Càlcul del volum d'acer del cilindre

$$V_{cilindre} = A_{cilindre} \cdot e_{cilindre} \quad (Eq. 11.1.5.2)$$

$V_{cilindre}$ = Volum cilindre [m³]

$e_{cilindre}$ = Espessor de la paret del cilindre [m]

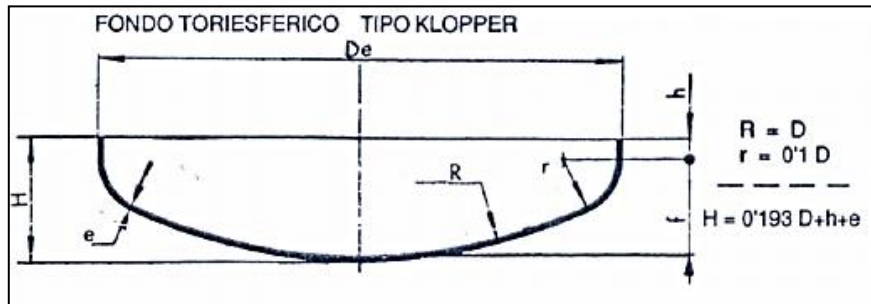
3) Càlcul de la superfície del fons toriesfèric

Figura 11.1.5.1 Proporcions del fons toriesfèric

$$A_{\text{toriesfèric}} = \frac{\pi}{2} \cdot D_p^2 + De \cdot (De - 2 \cdot D_p) \quad (\text{Eq. 11.1.5.3})$$

On $D_p = 2 \cdot e_{\text{toriesfèric}} \cdot De \quad (\text{Eq. 11.1.5.4})$

De = Diàmetre extern de la base. [m]

$e_{\text{toriesfèric}}$ = Espessor de la paret del fons. [m]

4) Càlcul del volum d'acer del fons toriesfèric

$$V_{\text{toriesfèric}} = A_{\text{toriesfèric}} \cdot e_{\text{toriesfèric}} \quad (\text{Eq. 11.1.5.5})$$

$V_{\text{toriesfèric}}$ = Volum fons toriesfèric. [m³]

5) Càlcul del volum de les parets de l'equip

$$V_{\text{parets tanc}} = V_{\text{cilindre}} + V_{\text{fons inferior}} + V_{\text{toriesfèric}} \quad (\text{Eq. 11.1.5.6})$$

6) Càlcul del pes del recipient buit

$$\text{Pes tanc} = (V_{\text{cilindre}} + V_{\text{inferior}} + V_{\text{superior}}) \cdot \rho_{\text{acer}} \quad (\text{Eq. 11.1.5.7})$$

Pes recipient = Massa del recipient. [Kg]

ρ_{acer} = Densitat de l'acer. [Kg/m³]

- **Pes del tanc ple d'aigua**

$$Pes\ tanc\ amb\ aigua = Pes\ tanc\ buit + (Volum\ líquid\ a\ contenir \cdot \rho_{aigua})$$

(Eq. 11.1.5.8)

$$\rho_{aigua} = \text{Densitat de l'aigua.} \quad [Kg/m^3]$$

$$Volum\ líquid\ a\ contenir = Volum\ que\ ocupa\ el\ líquid\ dins\ el\ recipient \quad [m^3]$$

$$Pes\ recipient\ buit = Pes\ del\ recipient\ buit. \quad [Kg]$$

- **Pes del tanc en operació**

$$Pes\ recipient\ operació = Pes\ recipient\ buit + (Volum\ líquid\ a\ contenir \cdot \rho_{líquid})$$

(Eq. 11.1.5.9)

$$\rho_{líquid} = \text{Densitat de líquid que conté el recipient.} \quad [Kg/m^3]$$

$$Volum\ líquid\ a\ contenir = Volum\ que\ ocupa\ el\ líquid\ dins\ el\ recipient \quad [m^3]$$

$$Pes\ recipient\ operació = Pes\ del\ recipient\ en\ operació \quad [Kg]$$

En el cas dels reactor, on la densitat del fluid que conté varia en el temps, s'agafa la densitat més elevada que es dona dins de l'equip.

11.1.6 Emmagatzematge d'àcid nítric

- **Capacitat d'emmagatzematge**

Les necessitats d'àcid nítric a la planta són 26197,25 Kg/dia (4366,208 Kg per cada batch). L'àcid nítric s'emmagatzema a una a una concentració del 90% ja que per al procés de nitració es requereix àcid nítric molt concentrat.

El volum d'àcid nítric diari es calcula amb la densitat de la següent manera.

$$V_{HNO_3} = \frac{\text{Massa } HNO_3 (90\%)}{\rho_{HNO_3 90\%}} = \frac{43662.208 \text{ Kg/dia}}{1.47 \text{ Kg/m}^3} = 17,82 \text{ m}^3/\text{dia}$$

Com el stock és de 14 dies per a evitar parades en la producció en cas de vaga o un altra incidència, la quantitat d'emmagatzematge en la planta haurà de ser de 249,48 m³. Aquest compost arribarà a la planta en camions d'un volum aproximat de 25 m³, i per tant, diàriament l'entrada de camions serà la següent:

$$N_{camions} = \frac{17,82 \text{ m}^3/\text{dia}}{25 \text{ m}^3} = 0,71 \text{ camions} \sim 1 \text{ camió/dia}$$

Pel que fa referència al número de tancs, s'ha de tenir en compte que com més tancs hi hagi a la planta més dispositius de control es necessitaran i la inversió en equips també serà major. Per tant, s'ha decidit que el número de tancs sigui dos.

$$V_{tanc} = \frac{249.48 \text{ m}^3}{2} = 124,74 \text{ m}^3$$

Els dos tancs es sobredimensionen a un volum de 150 m³.

- **Condicions d'emmagatzematge**

Segons la normativa ITC-MIE-APQ-006 l'àcid nítric es classifica en "Corrosius classe A", és a dir, és molt corrosiu. S'ha escollit utilitzar recipients atmosfèrics.

- **Dimensions**

Els tancs seran recipients cilíndric en posició vertical amb fons toriesfèric Köppler en la part superior i base plana en la inferior. El càlcul de les dimensions del tanc es faran seguint expressions 11.1.3.1, 11.1.3.2, 11.1.3.3, 11.1.3.4 i 11.1.3.5.

Els valors obtinguts en el disseny dels tancs d'àcid nítric són els següents:

Taula 11.1.6.1 Dimensions dels tancs d'emmagatzematge d'àcid nítric

Alçada cilindre (m)	7,38
Alçada cap toriesfèric (m)	0,98
Alçada tanc (m)	8,4
Diàmetre (m)	4,93
Volum cilindre (m³)	140,36
Volum cap toriesfèric (m³)	9,64
Volum tanc (m³)	150

- **Disseny mecànic**

En l'apartat 11.1.3 s'explica el procediment pel càlcul dels espessors. El espessors del cos cilíndric i el cap toriesfèric es calcules amb les equacions 11.1.4.1, 11.1.4.2, 11.1.4.3, 11.1.4.4 i 11.1.4.5 . Els resultats obtinguts són els que es mostren a continuació:

Taula 11.1.6.2 Disseny mecànic dels tancs d'emmagatzematge d'àcid nítric

Espessor cilindre (mm)	5,21
Espessor cap toriesfèric (mm)	7,61
Pressió de disseny (atm)	1,97

Per a tots els recipients, els gruixos obtinguts s'arrodoneixen a números sencers, en aquest cas, 6 mm d'espessor de la paret del cilindre i 8 mm d'espessor de la paret del cap toriesfèric.

Les parets del recipient i les seves canonades es protegiran contra la corrosió exterior. Els mètodes que es podran emprar són:

- Pintures o recobriments.
- Protecció catòdica.
- Utilització de materials resistents a la corrosió.

- **Pes de l'equip buit**

En l'apartat 11.1.5 s'explica el procediment pel càlcul del pes de l'equip buit, ple de líquid i ple d'aigua segons la geometria de l'equip. Per als tancs d'emmagatzematge d'àcid nítric, el càlculs són els següents:

$$1) A_{cilindre} = \pi \cdot D_e \cdot h_{cilindre} = \pi \cdot 4,93 \cdot 7,38 = 114,38 \text{ m}^2$$

$$2) V_{cilindre} = A_{cilindre} \cdot e_{cilindre} = 114,38 \cdot 0,006 = 0,686 \text{ m}^3$$

$$3) D_p = 2 \cdot e_{toriesfèric} \cdot D_e = 2 \cdot 0,008 \cdot 4,93 = 0,0789 \text{ m}$$

$$4) A_{toriesfèric} = \frac{\pi}{2} \cdot D_p^2 + D_e \cdot (D_e - 2 \cdot D_p) = \frac{\pi}{2} \cdot 0,0789^2 + 4,93 \cdot (4,93 - 0,0789) = 23,56 \text{ m}^2$$

$$5) V_{toriesfèric} = A_{toriesfèric} \cdot e_{toriesfèric} = 23,56 \cdot 0,008 = 0,188 \text{ m}^3$$

$$6) A_{fons pla} = \pi \cdot \frac{D_e^2}{4} = \pi \cdot \frac{4,93^2}{4} = 19,11 \text{ m}^2$$

$$7) V_{fons pla} = A_{fons pla} \cdot e_{fons pla} = 19,11 \cdot 0,006 = 0,115$$

$$8) V_{parets equip} = V_{cilindre} + V_{fons inferior} + V_{fons superior} = 0,686 + 0,188 + 0,115 = 0,989 \text{ m}^3$$

$$9) \text{ Pes recipient buit} = V_{parets equip} \cdot \rho_{acer} = 0,989 \cdot 8000 = 7915,43 \text{ Kg}$$

- **Pes de l'equip en operació**

$$1) \text{ Massa de líquid} = V_{\text{líquid}} \cdot \rho_{\text{líquid}} = 124,75 \cdot 1470 = 7915,43 \text{ Kg}$$

$$2) \text{ Pes del recipient en operació} = \text{Pes recipient buit} + \text{Pes àcid nítric} = 7915,43 + 183380,72 = 191296,16 \text{ Kg}$$

- **Pes de l'equip ple d'aigua**

$$1) \text{ Massa d'aigua} = V_{\text{líquid}} \cdot \rho_{\text{aigua}} = 124,75 \cdot 1000 = 12478,89 \text{ Kg}$$

$$2) \text{ Pes del recipient ple} = \text{Pes recipient buit} + \text{Pes aigua} = 7915,43 + 12478,89 = 132664,23 \text{ Kg}$$

Taula 11.1.6.3 Pes del tanc d'àcid nítric

Volum parets de l'equip (m³)	0,989
Pes de l'equip buit (Kg)	7915,43
Pes de l'equip en operació (Kg)	191296,16
Pes de l'equip ple d'aigua (Kg)	132664,23

- **Venteig**

En l'apartat 11.1.2.7 s'explica els procediments pel càlcul del venteig.

Considerant $F=1$:

$$Q = 139.7 \cdot F \cdot A^{0.82} \cdot 10^3 = 139.7 \cdot 114.38^{0.82} \cdot 10^3 = 6808375,21$$

Finalment:

$$Q_{\text{venteig}} = \frac{4.414 \cdot Q}{C_v \cdot \sqrt{PM}} = \frac{4.414 \cdot 7217188.79}{533.90 \cdot \sqrt{63}} = 7517.44 \text{ m}^3/\text{h}$$

11.1.7 Emmagatzematge d'àcid sulfúric

- **Capacitat d'emmagatzematge**

Les necessitats d'àcid sulfúric a la planta són 31752 Kg/dia (5292 Kg per cada batch). L'àcid sulfúric s'emmagatzema a una concentració del 98% ja que per al procés de hidròlisi es requereix àcid sulfúric molt concentrat.

El volum d'àcid sulfúric diari es calcula amb la densitat, de la següent manera.

$$V_{H_2SO_4} = \frac{\text{Massa } H_2SO_4 (98\%)}{\rho_{H_2SO_4 98\%}} = \frac{31752 \text{ Kg/dia}}{1845 \text{ Kg/m}^3} = 17,21 \text{ m}^3/\text{dia}$$

Com el stock és de 14 dies per a evitar parades en la producció es cas de vaga o un altra incidència, la quantitat d'emmagatzematge en la planta haurà de ser de 240 m³. Aquest compost arribarà a la planta en camions d'un volum aproximat de 25 m³, i per tant, diàriament l'entrada de camions serà la següent:

$$N_{camions} = \frac{17,21 \text{ m}^3/\text{dia}}{25 \text{ m}^3/\text{camió}} = 0,67 \text{ camions} \sim 1 \text{ camió}$$

Pel que fa referència al número de tancs, s'ha de tenir en compte que com més tancs hi hagi a la planta més dispositius de control es necessitaran i la inversió en equips també serà major. Per tant, s'ha decidit que el número de tancs sigui dos.

$$V_{tanc} = \frac{240 \text{ m}^3}{2} = 120 \text{ m}^3$$

Els dos tancs es sobredimensionen a un volum de 136 m³.

- **Condicions d'emmagatzematge**

Segons la normativa ITC-MIE-APQ-6 l'àcid nítric es classifica en "Corrosius classe A", és a dir, és molt corrosiu. S'ha escollit utilitzar recipients atmosfèrics.

- **Dimensions**

Els tancs seran recipients cilíndric en posició vertical amb fons toriesfèric Köppler en la part superior i base plana en la inferior. El càlcul de les dimensions del tanc es faran seguint les equacions 11.1.3.1, 11.1.3.2, 11.1.3.3, 11.1.3.4 i 11.1.3.5.

Els valors obtinguts en el disseny dels tancs d'àcid sulfúric són els següents:

Taula 11.1.7.1 Dimensions dels tancs d'emmagatzematge d'àcid sulfúric.

Alçada cilindre (m)	8
Alçada cap toriesfèric (m)	0,9
Alçada tanc (m)	8,9
Diàmetre (m)	4,5
Volum cilindre (m³)	127
Volum cap toriesfèric (m³)	9
Volum tanc (m³)	136

- **Disseny mecànic**

En l'apartat 11.1.3 s'explica el procediment pel càlcul dels espessors. El espessors del cos cilíndric i el cap toriesfèric es calcules amb les equacions 11.1.4.1, 11.1.4.2, 11.1.4.3, 11.1.4.4 i 11.1.4.5. Els resultats obtinguts són els que es mostren a continuació:

Taula 11.1.7.2 Disseny mecànic dels tancs d'àcid sulfúric

Espessor cilindre (mm)	5,34
Espessor cap toriesfèric (mm)	6,96
Pressió de disseny (atm)	2,33

Arrodonint els valor dels espessors de paret s'obté un gruix del cos cilíndric de 6mm i un gruix del cap toriesfèric de 7 mm.

Les parets del recipient i les seves canonades es protegiran contra la corrosió exterior. Els mètodes que es podran emprar són:

- Pintures o recobriments.
- Protecció catòdica.
- Utilització de materials resistent a la corrosió.

- **Pes de l'equip**

En l'apartat 11.1.5 s'explica el procediment pel càlcul del pes de l'equip buit, ple de líquid d'operació i ple d'aigua segons la geometria de l'equip. El procediment a seguir pel càlcul del pes de l'equip buit, ple de líquid i ple d'aigua és el mateix que en el cas dels tancs d'emmagatzematge d'àcid nítric.

Taula 11.1.7.3 Pes del tanc d'àcid sulfúric

Volum parets de l'equip (m³)	0,816
Pes de l'equip buit (Kg)	6515
Pes de l'equip en operació (Kg)	257919
Pes de l'equip ple d'aigua (Kg)	227915

- **Venteig**

En l'apartat 11.1.2.7 s'explica el procediment pel càlcul del venteig.

$$A = \pi \cdot D \cdot H_{cilindre} = 113.1 \text{ m}^2$$

Considerant F=1:

$$Q = 139.7 \cdot F \cdot A^{0.82} \cdot 10^3 = 139.7 \cdot 1 \cdot 113.1^{0.82} \cdot 10^3 = 6745835.4$$

Finalment:

$$Q_{venteig} = \frac{4.414 \cdot Q}{C_v \cdot \sqrt{PM}} = \frac{4.414 \cdot 6745835.4}{655 \cdot \sqrt{98}} = 4594 \text{ m}^3/h$$

11.1.8 Tanc d'emmagatzematge d'isopropanol

- **Capacitat d'emmagatzematge**

Les necessitats d'isopropanol a la planta són 3441 Kg/h, però es important destacar que, l'isopropanol en el procés de producció d'1-Naftol no constitueix cap reactiu, sinó que és un inert que s'utilitza en la hidrogenació. Per aquest motiu, aquest isopropanol es recuperarà mitjançant una columna azeotròpica, tenint en compte que es perd una petita quantitat d'isopropanol que constituirà un corrent residual.

S'ha decidit emmagatzemar aquest isopropanol en un tanc d'emmagatzematge de 30 m³.

Per calcular el nombre de camions que vindran per a realitzar el subministrament d'isopropanol per dies és important tenir en compte la quantitat d'isopropanol que es perd cada dia, a més de suposar que la capacitat del camió és de 25 m³.

$$N_{camions} = \frac{(3441 \text{ Kg/h} - 2753 \text{ Kg/h}) \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ dia}}}{800 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 23 \text{ m}^3/\text{camió}} = 0,822 \text{ camió/dia} \sim 1 \text{ camió/dia}$$

- **Condicions d'emmagatzematge**

L'isopropanol és un compost inflamable, per tant, caldrà inertitzar el tanc d'emmagatzematge per tal d'evitar una explosió.

- **Dimensions**

Els tancs seran recipients cilíndric en posició vertical amb fons torisfèric Köppler en la part superior i base plana en la inferior. El càlcul de les dimensions del tanc es faran seguint les equacions 11.1.3.1, 11.1.3.2, 11.1.3.3, 11.1.3.4 i 11.1.3.5

Els valors obtinguts en el disseny del tanc d'isopropanol són els següents:

Taula 11.1.8.1 Dimensions del tanc d'emmagatzematge d'isopropanol

Alçada cilindre (m)	4,32
Alçada cap toriesfèric (m)	0,49
Alçada tanc (m)	4,8
Diàmetre (m)	2,88
Volum cilindre (m³)	28,07
Volum cap toriesfèric (m³)	1,93
Volum tanc (m³)	30

- **Disseny mecànic**

En l'apartat 11.1.3 s'explica el procediment pel càlcul dels espessors. El espessors del cos cilíndric i el cap toriesfèric es calcules amb les equacions 11.1.4.1, 11.1.4.2, 11.1.4.3, 11.1.4.4 i 11.1.4.5. Els resultats obtinguts són els que es mostren a continuació:

Taula 11.1.8.2 Disseny mecànic del tanc d'emmagatzematge d'isopropanol

Espessor cilindre (mm)	3,59
Espessor cap toriesfèric (mm)	9,96
Pressió de disseny (atm)	1,63

Arrodonint els valor dels espessors de paret s'obté un gruix del cos cilíndric de 4mm i un gruix del cap toriesfèric de 10 mm.

Les parets del recipient i les seves canonades es protegiran contra la corrosió exterior. Els mètodes que es podran emprar són:

- Pintures o recobriments.
- Protecció catòdica.
- Utilització de materials resistents a la corrosió.

- **Pes de l'equip**

En l'apartat 11.1.5 s'explica el procediment pel càlcul del pes de l'equip buit, ple de líquid d'operació i ple d'aigua segons la geometria de l'equip.

- El pes de l'equip buit es calcula sumant el pes del cilindre i el pes del fons torisfèric.
- El pes de l'equip en operació es calcula sumant al pes de l'equip buit el pes del fluid.
- El pes de l'equip ple d'aigua es calcula sumant al pes de l'equip buit els pes d'aigua si el recipient estigués ple d'aigua.

Taula 11.1.8.3 Pes del tanc d'isopropanol

Volum parets de l'equip (m³)	0,51
Pes de l'equip buit (Kg)	3991,2
Pes de l'equip en operació (Kg)	4642,75
Pes de l'equip ple d'aigua (Kg)	4821,2

- **Venteig**

En l'apartat 11.1.2.7 s'explica el procediment pel càlcul del venteig.

$$A = \pi \cdot D \cdot H_{cilindre} = 39,09 \text{ m}^2$$

Considerant F=1:

$$Q = 139.7 \cdot F \cdot A^{0.82} \cdot 10^3 = 139.7 \cdot 1 \cdot 39,09^{0.82} \cdot 10^3 = 2822865,95$$

Finalment:

$$Q_{venteig} = \frac{4.414 \cdot Q}{C_v \cdot \sqrt{PM}} = \frac{4.414 \cdot 2822865,95}{756 \cdot \sqrt{60}} = 2127,77 \text{ m}^3/\text{h}$$

11.1.9 Tancs d'emmagatzematge d'aigua desmineralitzada

- **Capacitat d'emmagatzematge**

Les necessitats d'aigua a la planta són 58320 Kg/dia, i aquesta aigua s'emmagatzema en la zona de serveis, tot i ser un reactiu en la zona 600 (zona d'hidròlisi).

El volum d'aigua diari es calcula amb la densitat, de la següent manera.

$$V_{H_2O} = \frac{\text{Massa } H_2O}{\rho_{H_2O}} = \frac{58320 \text{ Kg/dia}}{1000 \text{ Kg/m}^3} = 58.3 \text{ m}^3/\text{dia}$$

Anteriorment, s'ha fixat el stock de 14 dies, però en el cas de l'aigua, al ser una substància que es pot abastir de manera fàcil, es fixa el stock de 10 dies. Per aquest motiu, la quantitat d'emmagatzematge en la planta haurà de ser d'uns 600 m³.

Pel que fa referència al número de tancs, s'ha de tenir en compte que com més tancs hi hagi a la planta més dispositius de control es necessitaran i la inversió en equips també serà major. Per tant, s'ha decidit que el número de tancs sigui quatre.

$$V_{tanc} = \frac{600 \text{ m}^3}{4} = 150 \text{ m}^3$$

Els dos tancs es sobredimensionen a un volum de 162,5 m³.

- **Condicions d'emmagatzematge**

L'aigua no es un comporto tòxic i perillós, per tant, no caldrà disposar de mesures de seguretat especials per a emmagatzemar aquest compost.

- **Dimensions**

Els tancs seran recipients cilíndric en posició vertical amb fons toriesfèric Köppler en la part superior i base plana en la inferior. El càlcul de les dimensions del tanc es faran seguint les equacions 11.1.3.1, 11.1.3.2, 11.1.3.3, 11.1.3.4 i 11.1.3.5.

Els valors obtinguts en el disseny dels tancs d'àcid sulfúric són els següents:

Taula 11.1.9.1 Dimensions dels tancs d'emmagatzematge d'aigua desmineralitzada

Alçada cilindre (m)	8
Alçada cap toriesfèric (m)	0,98
Alçada tanc (m)	8,98
Diàmetre (m)	4,9
Volum cilindre (m³)	11,65
Volum cap toriesfèric (m³)	150,85
Volum tanc (m³)	162,5

- **Disseny mecànic**

En l'apartat 11.1.3 s'explica el procediment pel càlcul dels espessors. El espessors del cos cilíndric i el cap toriesfèric es calculen amb les equacions 11.1.4.1, 11.1.4.2, 11.1.4.3, 11.1.4.4 i 11.1.4.5. Els resultats obtinguts són els que es mostren a continuació:

Taula 11.1.9.2 Disseny mecànic dels tancs d'aigua desmineralitzada

Espessor cilindre (mm)	5,55
Espessor cap toriesfèric (mm)	7,32
Pressió de disseny (atm)	2,45

Arrodonint els valor dels espessors de paret s'obté un gruix del cos cilíndric de 6mm i un gruix del cap toriesfèric de 8 mm.

- **Pes de l'equip**

En l'apartat 11.1.5 s'explica el procediment pel càlcul del pes de l'equip buit, ple de líquid d'operació i ple d'aigua segons la geometria de l'equip.

- El pes de l'equip buit es calcula sumant el pes del cilindre i el pes del fons toriesfèric.

- El pes de l'equip en operació es calcula sumant al pes de l'equip buit el pes del fluid.
- El pes de l'equip ple d'aigua es calcula sumant al pes de l'equip buit els pes d'aigua si el recipient estigués ple d'aigua.

Taula 11.1.9.3 Pes dels tancs d'aigua

Volum parets de l'equip (m³)	0,816
Pes de l'equip buit (Kg)	7381
Pes de l'equip en operació (Kg)	169891
Pes de l'equip ple d'aigua (Kg)	142381

- **Venteig**

En l'apartat 11.1.2.7 s'explica els procediment pel càlcul del venteig.

$$A = \pi \cdot D \cdot H_{cilindre} = 138.5 \text{ m}^2$$

Considerant F=1:

$$Q = 139.7 \cdot F \cdot A^{0.82} \cdot 10^3 = 139.7 \cdot 1 \cdot 138.5^{0.82} \cdot 10^3 = 7967.1$$

Finalment:

$$Q_{venteig} = \frac{4.414 \cdot Q}{2257 \cdot \sqrt{PM}} = \frac{4.414 \cdot 7967.1}{756 \cdot \sqrt{18}} = 3.7 \text{ m}^3/h$$

11.2 Emmagatzematge de gasos

11.2.1 Emmagatzematge d'hidrogen

- **Capacitat d'emmagatzematge**

Les necessitats d'hidrogen a la planta són de 273,6 kmol/dia. En la planta de producció de 1-Naftol, el hidrogen en fase gas prové de bombones a pressió. Aquestes bombones contenen el hidrogen a 200 bar i tenen una capacitat de 80 litres.

A continuació es calcula el número de bombones diàries que es necessiten per a proveir els reactors d'hidrogenació amb un cabal de 0,57Kmol/min a 100 bar.

$$\frac{0,57 \text{Kmol}}{\text{min}} \cdot \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ dia}} = 820,8 \text{ Kmol/dia}$$

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T \rightarrow V = \frac{n \cdot R \cdot T}{P} \quad (\text{Eq. 11.2.1.1})$$

R= Constant dels gasos ideals [atm·L/mol·K]

T = Temperatura del fluid [K]

P = Pressió dins la bombona [atm]

n = Mols d'hidrogen [mol]

V = Volum hidrogen al dia [L/dia]

$$V = \frac{n \cdot R \cdot T}{P} = \frac{820,8 \cdot 10^3 \cdot 0,082 \cdot 298}{1,01 \cdot 200} = 99292,42 \text{ L/dia}$$

$$\text{Núm. bombones} = \frac{99292,42 \text{ L}}{80 \text{ L}} = 1241,16 \sim 1242 \text{ bombones/dia}$$

Les bombones arriben a la planta en tràilers que tenen una capacitat de 420 bombones, de manera que la quantitat de tràilers que entren a la planta és de 3 tràilers al dia aproximadament.

- **Condicions d'emmagatzematge**

La normativa que especifica l'emmagatzematge i utilització d'ampolles de gasos comprimits, líquats i dissols a pressió és la ITC MIE-APQ-5. A continuació es mostra la taula amb les diferents categories de magatzem de bombones de gasos a pressió inflamables.

***Taula 11.2.1.1** Categories d'emmagatzematge d'ampolles de gasos inflamables a pressió*

Categoria	Volum (Nm³)
1	Fins a 50
2	De 50 fins a 175
3	De 175 fins a 600
4	De 600 fins a 2000
5	Més de 2000

Segons la normativa APQ-005, el magatzem de les bombones d'hidrogen es troben a la categoria 5, ja que s'emmagatzemen més de 200 m³ normalitzats d'hidrogen.

A l'hora de dissenyar l'emmagatzematge d'hidrogen, s'ha de tenir en consideració els murs tallafocs del magatzem.

En magatzems d'àrea oberta o tancada es podran emmagatzemar ampolles plenes de gasos inflamables sempre que les ampolles estiguin separades per un mur de RF-60 de 2 m d'alçada com a mínim i, 0,5 m per sobre de les ampolles que sobrepassi en projecció horitzontal 2 m a les ampolles emmagatzemades.

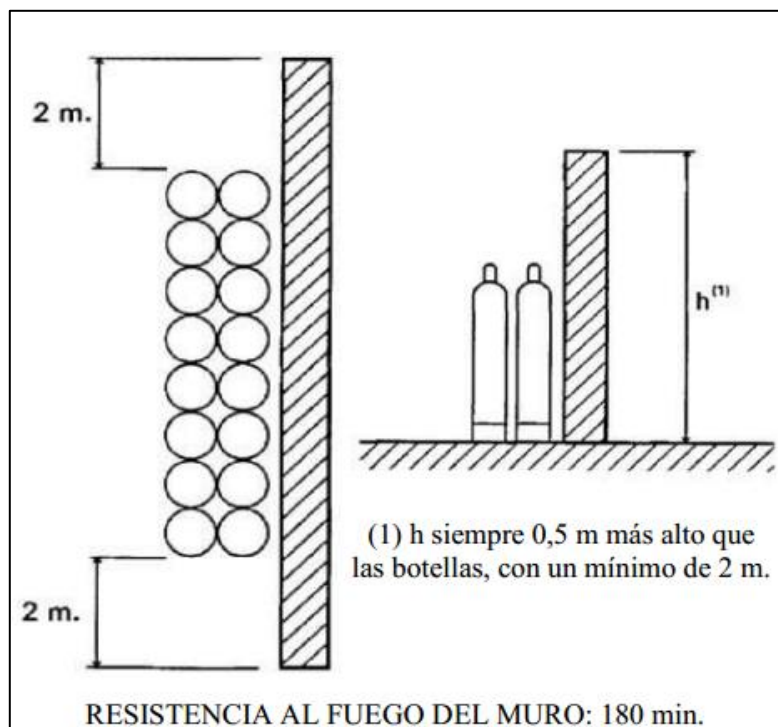


Figura 11.2.1.1 Murs tallafocs

- **Ventilació**

L'espai tancat on s'emmagatzemen les bombones d'hidrogen ha de disposar d'obertures o forats amb comunicació directa a l'exterior, distribuïts convenientment en zones altes i baixes. La superfície total d'aquests ha de ser superior a 1/18 de la superfície total de la zona d'emmagatzematge d'hidrogen.

11.3 Sitges d'emmagatzematge de sòlids

11.3.1 Consideracions de disseny

A l'hora de dissenyar les sitges d'emmagatzematge s'ha de tenir en compte que aquestes es trobaran inertitzades per a minimitzar la possibilitat de que es donin atmosferes explosives.

11.3.2 Determinació de les variables de disseny dels tancs

- **Pressió de disseny**

Al igual que en el disseny dels tancs d'emmagatzematge de líquid, la pressió de disseny es calcula:

$$P_{disseny} = P_{operació} + P_{hidràulica} + 0.15 \cdot (P_{operació} + P_{hidràulica})$$

(Eq. 11.3.2.1)

- **Temperatura de disseny**

La temperatura de disseny serà 20°C superior a la temperatura d'operació de les sitges per a poder garantir un marge de seguretat sobre la resistència del material emprat en la construcció de les sitges.

Totes les sitges operen a pressió atmosfèrica, per la qual cosa la temperatura de disseny serà de 45°C.

- **Material**

El material emprat per a construir les sitges on s'emmagatzemaràn els sòlids és l'acer inoxidable AISI 316L.

- **Espessor de corrosió**

Totes les sitges es dissenyen amb un espessor addicional per a fer front a la degradació per corrosió del material de construcció. D'aquesta manera s'allarga la vida útil del equip i augmenta la resistència a la pressió de la paret. Per a realitzar el càlcul de l'espessor total del recipient a pressió s'ha fixat un espessor de corrosió de 1 mm.

- **Espessor de tolerància**

Per al disseny de les sitges s'ha fixat un espessor de tolerància de 1mm.

- **Inertització**

Per a evitar possibles explosos del material contingut a les sitges per reacció amb algun element de l'aire, s'introduirà nitrogen en les sitges amb una pressió lleugerament superior a la atmosfèrica, el que impossibilitarà l'entrada d'aire als recipients.

11.3.3 Càlcul del volum de les sitges

1) Càlcul del volum de la sitja

$$V_{sitja} = V_{cilindre} + V_{con} = \frac{\pi}{4} \cdot De^2 \cdot L + \frac{\pi}{12} \cdot De^2 \cdot L \quad (Eq\ 11.3.3.1)$$

On
$$L = \frac{De}{2 \cdot \tan \alpha} \quad (Eq.\ 11.3.3.2)$$

V_{sitja} = Volum de la sitja. [m³]

$V_{cilindre}$ = Volum de la part cilíndrica. [m³]

V_{con} = Volum de la part cònica. [m³]

De = Diàmetre del cilindre. [m]

L = Longitud del cilindre. [m]

Considerant un angle de 45º, a partir de l'equació anterior s'obté el diàmetre de la sitja.

2) Càlcul de l'alçada del cilindre

$$\text{Alçada cilindre} = 1,5 \cdot D_e \quad (\text{Eq. 11.3.3.3})$$

3) Càlcul de l'alçada del fons cònic

$$\text{Alçada con } (L) = \frac{D_e}{2 \cdot \tan(45^\circ)} \quad (\text{Eq. 11.3.3.4})$$

4) Càlcul de l'alçada total de la sitja

$$\text{Alçada sitja} = \text{Alçada cilindre} + \text{Alçada con} \quad (\text{Eq. 11.3.3.5})$$

11.3.4 Càlcul dels espessors

• Disseny del cilindre

Per a realitzar el càlcul dels espessors mínims a pressió interna s'utilitza la següent equació:

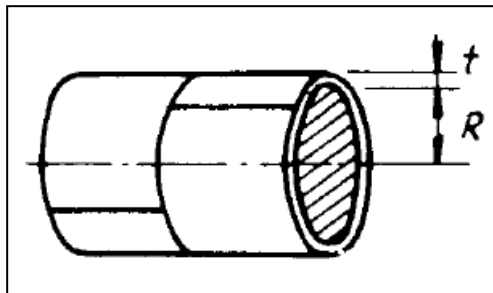


Figura 11.3.4.1 Cos cilíndric

$$t = \frac{P_{\text{disseny}} \cdot R_{\text{extern}}}{S \cdot E - 0.6 \cdot P_{\text{disseny}}} \quad (\text{Eq. 11.3.4.1})$$

t = Espessor mínim [inch]

P_{disseny} = Pressió de disseny [psi]

R_{extern} = Radi intern del recipient [inch]

S = Tensió màxima admissible [psi]

E = Factor de soldadura

Un cop determinar l'espessor mínim, es calcula l'espessor total i el valor de la pressió màxima que pot resistir el cilindre:

$$t_{total} = t + C_1 + C_2 \quad (Eq. 11.3.4.2)$$

t_{total} = Espessor total [inch]

t = Espessor mínim [inch]

C_1 = Espessor de corrosió [inch]

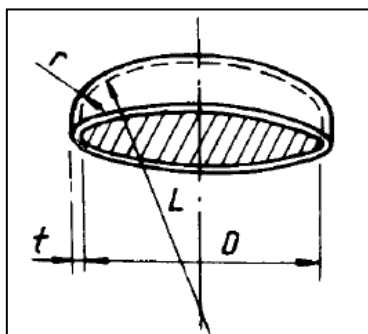
C_2 = Espessor de tolerància [inch]

$$P = \frac{S \cdot E \cdot t_{total}}{R + 0.6 \cdot t_{total}} \quad (Eq. 11.3.4.3)$$

P = Pressió de disseny final [psi]

- Disseny dels capçals

Les sitges d'emmagatzematge de la planta de producció de 1-Naftil s'han dissenyat amb el fons superior toriesfèric i el fons inferior cònic. Les equacions pel càlcul dels espessors de la sitja són les següents:



$$t = \frac{P_{disseny} \cdot M \cdot L}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P_{disseny}} \quad (Eq. 11.3.4.4)$$

$$P = \frac{2 \cdot S \cdot E \cdot t_{total}}{L \cdot M + 0.2 \cdot t_{total}} \quad (Eq. 11.3.4.5)$$

Figura 11.3.4.2 Capçal toriesfèric.

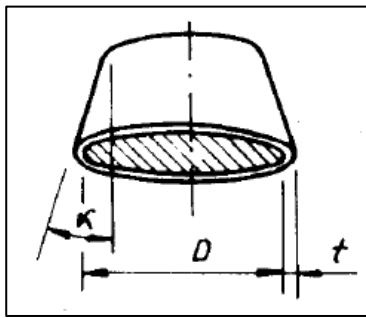


Figura 11.3.4.3 Capçal cònic.

$$t = \frac{P_{disseny} \cdot R_{extern}}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P_{disseny}} \quad (Eq. 11.3.4.6)$$

$$P = \frac{S \cdot E \cdot t_{total}}{0.885 \cdot L + 0.1 \cdot t_{total}} \quad (Eq. 11.3.4.7)$$

Taula 11.3.4.1 Valors del factor "M" en funció de L/r.

VALORES DEL FACTOR "M"																
L/r	1.00	1.25	1.50	1.75	2.00	2.25	2.50	2.75	3.00	3.25	3.50	4.00	4.50	5.00	5.50	6.50
M	1.00	1.03	1.06	1.08	1.10	1.13	1.15	1.17	1.18	1.20	1.22	1.25	1.28	1.31	1.34	1.39
L/r	7.00	7.50	8.00	8.50	9.00	9.50	10.0	10.5	11.0	11.5	12.0	13.0	14.0	15.0	16.0	16.5
M	1.41	1.44	1.46	1.48	1.50	1.52	1.54	1.56	1.58	1.60	1.62	1.65	1.69	1.72	1.75	1.77
* LA MAXIMA RAZON PERMITIDA ES: L = D + 2t (véase la nota 2 de la página opuesta)																

11.3.5 Pes de la sitja

- Pes de la sitja buida

1) Càlcul de la superfície del cilindre

$$A_{cilindre} = \pi \cdot D_e \cdot h_{cilindre} \quad (Eq. 11.3.5.1)$$

$A_{cilindre}$ = Superfície del cilindre. [m²]

D_e = Diàmetre extern del cilindre. [m]

$h_{cilindre}$ = Alçada del cilindre. [m]

2) Càlcul del volum d'acer del cilindre

$$V_{cilindre} = A_{cilindre} \cdot e_{cilindre} \quad (\text{Eq. 11.3.5.2})$$

$$V_{cilindre} = \text{Volum cilindre.} \quad [\text{m}^3]$$

$$e_{cilindre} = \text{Espessor de la paret del cilindre.} \quad [\text{m}]$$

3) Càlcul de la superfície del fons cònic

$$A_{con} = \pi \cdot \frac{De}{2} \cdot \left(\frac{De^2}{4} + L^2 \right)^{\frac{1}{2}} \quad (\text{Eq. 11.3.5.3})$$

4) Càlcul del volum d'acer del fons cònic

$$V_{con} = A_{con} \cdot e_{con} \quad (\text{Eq. 11.3.5.4})$$

5) Càlcul de la superfície del fons toriesfèric

$$A_{toriesfèric} = \frac{\pi}{2} \cdot D_p^2 + De \cdot (De - 2 \cdot Dp) \quad (\text{Eq. 11.3.5.5})$$

$$\text{On} \quad Dp = 2 \cdot e_{toriesfèric} \cdot De \quad (\text{Eq. 11.3.5.6})$$

$$De = \text{Diàmetre extern de la base.} \quad [\text{m}]$$

$$e_{toriesfèric} = \text{Espessor de la paret del fons.} \quad [\text{m}]$$

6) Càlcul del volum d'acer del fons toriesfèric

$$V_{toriesfèric} = A_{toriesfèric} \cdot e_{toriesfèric} \quad (\text{Eq. 11.3.5.7})$$

$$V_{toriesfèric} = \text{Volum fons toriesfèric.} \quad [\text{m}^3]$$

7) Càlcul del volum de les parets de la sitja

$$V_{parets\ equip} = V_{cilindre} + V_{con} + V_{toriesfèric} \quad (Eq. 11.3.5.8)$$

8) Càlcul del pes de la sitja buida

$$Pes\ sitja = (V_{cilindre} + V_{con} + V_{toriesfèric}) \cdot \rho_{acer} \quad (Eq. 11.3.5.9)$$

Pes recipient = Massa del recipient. [Kg]

ρ_{acer} = Densitat de l'acer. [Kg/m³]

- **Pes de la sitja plena d'aigua**

Sabent el volum de producte que hi ha a cada sitja, es calcula el pes de la sitja plena d'aigua de la següent manera:

$$Pes\ sitja\ amb\ aigua = Pes\ sitja\ buida + (Volum\ líquid\ a\ contenir \cdot \rho_{líquid}) \quad (Eq. 11.3.5.10)$$

$\rho_{líquid}$ = Densitat de líquid que conté el recipient. [Kg/m³]

Volum líquid a contenir = Volum que ocupa el líquid dins el recipient. [m³]

Pes recipient buit = Pes del recipient buit . [Kg]

- **Pes de la sitja en operació**

$$Pes\ sitja\ operació = Pes\ sitja\ buida + (Volum\ sòlid\ a\ contenir \cdot \rho_{sòlid}) \quad (Eq. 11.3.5.11)$$

11.3.6 Emmagatzematge de naftalè

- **Capacitat d'emmagatzematge**

Les necessitats de naftalè a la planta són de 44816,08Kg/dia, i aquest naftalè s'emmagatzema a la zona d'emmagatzematge de matèries primes (Àrea 100). El naftalè constitueix un dels reactius de la reacció de nitració que es duu a terme a la zona 200.

El volum necessari de naftalè diari es calcula amb la densitat de la següent manera:

$$V_{Naftalè} = \frac{Massa Naftalè}{\rho_{Naftalè}} = \frac{44816,08 \text{ Kg/dia}}{1140 \text{ Kg/m}^3} = 39,31 \text{ m}^3/\text{dia}$$

Com el stock és de 14 dies per a evitar possibles parades en el procés de producció en cas de que hi hagi una vaga de transport o d'altres problemes, la quantitat d'emmagatzematge a la planta haurà de ser de 627425,12 Kg de naftalè. Aquest compost arribarà a la planta en camions que contengui 40 big bags amb una capacitat de 1000 Kg cada big bag. L'entrada diària de camions serà la següent:

$$N_{camions} = \frac{44816,08 \text{ Kg/dia}}{40 \frac{\text{big bags}}{\text{camió}} \cdot \frac{1000 \text{ Kg}}{1 \text{ big bag}}} = 1,12 \text{ camions}$$

Pel que fa referència al número de sitges, s'ha de tenir en compte que com més sitges hi hagi a la planta, més dispositius de control es necessitaran i la inversió en equips serà major. Per tant, s'ha decidit que el número de sitges de naftalè sigui de quatre.

Pel que fa referència al número de tancs, s'ha de tenir en compte que com més tancs hi hagi a la planta més dispositius de control es necessitaran i la inversió en equips també serà major. Per tant, s'ha decidit que el número de tancs sigui dos.

$$V_{tanc} = \frac{39,31 \frac{\text{m}^3}{\text{dia}} \cdot 14 \text{ dies}}{4} = 137,59 \text{ m}^3$$

Les sitges de naftalè es sobredimensionen fins a un volum de 170 m³.

- **Condicions d'emmagatzematge**

El naftalè s'emmagatzemarà a pressió atmosfèrica en una atmosfera lliure d'oxigen, és a dir, atmosfera internitzada.

- **Dimensions**

A partir de les equacions 11.3.3.1, 11.3.3.2, 11.3.3.3, 11.3.3.4 i 11.3.3.5 es calculen les dimensions de les sitges d'emmagatzematge de naftalè.

Els resultats obtinguts són els següents:

Taula 11.3.6.1 Dimensions de les sitges d'emmagatzematge de naftalè.

Alçada cilindre (m)	7,54
Alçada cap toriesfèric (m)	1,01
Alçada fons cònic	1,55
Alçada total (m)	10,1
Diàmetre (m)	5,03
Volum cilindre (m³)	149,73
Volum cap toriesfèric (m³)	10,1
Volum fons cònic (m³)	10,27
Volum sitja (m³)	170

- **Disseny mecànic**

Els espessors del cos cilíndric, el cap toriesfèric i el fons cònic es calculen amb les equacions 11.3.4.1, 11.3.4.2, 11.3.4.3, 11.3.4.4, 11.3.4.5, 11.3.4.6 i 11.3.4.7.

Els resultats obtinguts són els que es mostren a continuació:

Taula 11.3.6.2 Espessors de les parets de les sitges d'emmagatzematge de naftalè

Espessor cilindre (mm)	6,24
Espessor cap toriesfèric (mm)	9,28
Espessor fons cònic (mm)	12,61
Pressió de disseny (atm)	1,86

Els espessors de les parets s'arrodoneixen a número sencers, de manera que l'espessor del cilindre serà de 7mm, el del cap toriesfèric 10mm i el del fons cònic 13mm.

- **Pes de la sitja buida**

En l'apartat 11.3.5 s'explica el procediment pel càlcul del pes de la sitja buida, plena d'aigua i plena del sòlid d'operació.

$$1) A_{cilindre} = \pi \cdot D_e \cdot h_{cilindre} = \pi \cdot 5,03 \cdot 7,54 = 119,453 m^2$$

$$2) V_{cilindre} = A_{cilindre} \cdot e_{cilindre} = 119,453 \cdot 0,007 = 0,836 m^3$$

$$3) A_{con} = \pi \cdot \frac{D_e}{2} \cdot \left(\frac{D_e^2}{4} + L^2 \right)^{\frac{1}{2}} = \pi \cdot \frac{5,03}{2} \cdot \left(\frac{5,03^2}{4} + 1,55^2 \right)^{\frac{1}{2}} = 2,96 m^2$$

$$4) V_{con} = A_{con} \cdot e_{con} = 2,96 \cdot 0,013 = 0,305 m^3$$

$$5) Dp = 2 \cdot e_{toriesfèric} \cdot D_e = 2 \cdot 0,01 \cdot 5,03 = 0,10 m$$

$$6) A_{toriesfèric} = \frac{\pi}{2} \cdot D_p^2 + D_e \cdot (D_e - 2 \cdot Dp) = \frac{\pi}{2} \cdot 0,10^2 + 5,03 \cdot (5,03 - 2 \cdot 0,10) = 24,19 m^2$$

$$7) V_{toriesfèric} = A_{toriesfèric} \cdot e_{toriesfèric} = 24,19 \cdot 0,01 = 0,24 m^3$$

$$8) V_{parets equip} = V_{cilindre} + V_{con} + V_{toriesfèric} = 0,836 + 0,305 + 0,24 = 1,385 m^3$$

$$9) Pes sitja buida = (V_{cilindre} + V_{con} + V_{toriesfèric}) \cdot \rho_{acer} = 1,385 \cdot 8000 = 11081,117 Kg$$

- **Pes de la sitja en operació**

$$1) \text{ Massa del sòlid} = V_{\text{sòlid}} \cdot \rho_{\text{sòlid}} = 137,59 \cdot 1140 = 156856,28 \text{ Kg}$$

$$2) \text{ Pes sitja operació} = \text{Pes sitja buida} + \text{Pes naftalé} = 11081,12 + 156856,28 = 167937,4 \text{ Kg}$$

- **Pes de la sitja plena d'aigua**

$$1) \text{ Massa d'aigua} = V_{\text{sòlid}} \cdot \rho_{\text{aigua}} = 137,59 \cdot 1000 = 137593,23 \text{ Kg}$$

$$2) \text{ Pes sitja plena d'aigua} = \text{Pes sitjabuida} + \text{Pes aigua} = 11081,12 + 137593,23 = 148674,34 \text{ Kg}$$

Taula 11.3.6.3 Pes de la sitja d'emmagatzematge de naftalè.

Volum parets de l'equip (m³)	1,385
Pes d'ela sitja buida (Kg)	11081,12
Pes de la sitja en operació (Kg)	167937,4
Pes de la sitja plena d'aigua (Kg)	148674,34

11.3.7 Emmagatzematge de 2-Nitronaftalé

- **Capacitat d'emmagatzematge**

En la planta de producció de 1-Naftol es generen 3600 Kg/dia de 2-Nitronaftalé, amb un petit contingut de 1-Nitronaftalé. Aquest subproducte, degut a la seva baixa puresa, no es podrà vendre a cap altre indústria, empresa o mercat, de manera que es solidificarà i s'enviarà a una empresa de tractament de sòlids.

El camions que transportaran el 2-Nitronaftalé tenen una capacitat de 40 big bags. Cada big bag té una capacitat de 1000 Kg, de manera que les unitats de big bag produïdes a la planta, i el número de camions que sortiran d'aquesta seran els següents:

$$3600Kg/dia \cdot \frac{1 \text{ Big bag}}{1000Kg} = 3,6 \text{ big } \frac{bas}{dia} \sim 4 \text{ big bags/dia}$$

Com cada camió té una capacitat de 40 big bags, de la planta sortirà un camió ple cada 10 dies aproximadament.

La sitja es dissenya amb una capacitat suficient per a 5 dies de producció de 2-Nitronaftalé. La quantitat de 2-Nitronaftalé que es produeix en 5 és de 18000Kg.

El volum de la sitja es calcula amb la densitat de la següent manera:

$$V_{2-Nitronaftalè} = \frac{\text{Massa 2 - Nitronaftalè}}{\rho_{2-Nitronaftalè}} = \frac{3600 \frac{Kg}{dia} \cdot 5 \text{ dies}}{719 Kg/m^3} = 25 m^3$$

Ela sitja es sobredimensionarà per a un volum de 31 m³.

- **Condicions d'emmagatzematge**

El 2-Nitronaftalè s'emmagatzemarà primerament en una sitja amb atmosfera inertitzada per a garantir la seguretat i evitar que es formin atmosferes explosives. Després de la sitja, el 2-Nitronaftalé anirà als big bags que transportarà el camió.

- **Dimensions**

Al igual que pel càlcul de les sitges de Naftalè, les dimensions de la sitja d'emmagatzematge de 2-Nitronaftalé es determinen a partir de les equacions 11.3.3.1, 11.3.3.2, 11.3.3.3, 11.3.3.4 i 11.3.3.5.

Els resultats obtinguts són els següents:

Taula 11.3.7.1 Dimensions de la sitja d'emmagatzematge de 2-Nitronaftalé.

Alçada cilindre (m)	4,8
Alçada cap toriesfèric (m)	0,56
Alçada fons cònic	1,2
Alçada total (m)	2,24
Diàmetre (m)	2,4
Volum cilindre (m³)	21,7
Volum cap toriesfèric (m³)	0,13
Volum fons cònic (m³)	9,17
Volum sitja (m³)	31

- **Disseny mecànic**

Els espessors del cos cilíndric, el cap toriesfèric i el fons cònic es calculen amb les equacions 11.3.4.1, 11.3.4.2, 11.3.4.3, 11.3.4.4, 11.3.4.5, 11.3.4.6 i 11.3.4.7.

Els resultats obtinguts són els que es mostren a continuació:

Taula 11.3.7.2 Espessors de les parets de la sitja d'emmagatzematge de 2-Nitronaftalé.

Espessor cilindre (mm)	4,35
Espessor cap toriesfèric (mm)	5,54
Espessor fons cònic (mm)	8,2
Pressió de disseny (atm)	1,86

Els espessors de les parets s'arrodoneixen a número sencers, de manera que l'espessor del cilindre serà de 4mm, el del cap toriesfèric 6mm i el del fons cònic 9mm.

- **Pes de la sitja buida**

El procediment a seguir pel càlcul de pes de la sitja buida, plena d'aigua i plena del sòlid a contenir és el mateix que el que s'ha seguit pel càlcul de la sitja d'emmagatzematge de Naftalè. Les equacions emprades són 11.3.5.1, 11.3.5.2, 11.3.5.3, 11.3.5.4, 11.3.5.5, 11.3.5.6, 11.3.5.7, 11.3.5.8, 11.3.5.9, 11.3.5.10 i 11.3.5.11.

Els resultats obtinguts es mostren a continuació:

Taula 11.3.7.3 Pes de la sitja d'emmagatzematge de 2-Nitronaftalé.

Pes de la sitja buida (Kg)	1983
Pes de la sitja en operació (Kg)	18763
Pes de la sitja plena d'aigua (Kg)	33100

11.3.8 Emmagatzematge de 1-Naftol

- **Capacitat d'emmagatzematge**

En la planta de producció de 1-naftol es generen 10000 tn a l'any, el que equival a 33333,33 Kg al dia. El producte s'obté en forma de sòlid granulat.

Els big bags tenen una capacitat de 1000 Kg per la qual cosa, el número de big bags omplerts diàriament serà:

$$33333,33 \text{ Kg/dia} \cdot \frac{1 \text{ Big bag}}{1000 \text{ Kg}} = 33,3 \text{ big} \frac{\text{bas}}{\text{dia}} \sim 40 \text{ big bags/dia}$$

Com cada camió té una capacitat d'emmagatzematge de 40 big bags, cada dia sortirà de la planta un camió carregat de 1-naftol. El 80% del producte produït anirà a parar a la planta de producció de Sevin, i el 20% resta es vendrà.

El stock de 1-Naftol que es tindrà emmagatzemat a la sitja serà de 5 dies. El volum de 1-naftol emmagatzemat es calcula amb la densitat de la següent manera:

$$V_{1\text{-Naftol}} = \frac{\text{Massa } 1\text{-Naftol}}{\rho_{1\text{-Naftol}}} = \frac{33333,33 \frac{\text{Kg}}{\text{dia}} \cdot 5 \text{ dies}}{1224 \text{ Kg/m}^3} = 136,17 \text{ m}^3$$

La sitja es sobredimensionarà fins a un volum de 170 m³.

- **Condicions d'emmagatzematge**

El 1-naftol s'emmagatzemarà primerament en una sitja amb atmosfera inertitzada per a garantir la seguretat i evitar que es formin atmosferes explosives. Després de la sitja, anirà a parar a ls big bags que es trobaran al magatzem de big bags.

- **Dimensions**

Al igual que pel càlcul de les sitges de naftalè, les dimensions de la sitja d'emmagatzematge de 2-Nitronaftalé es determinen a partir de les equacions 11.3.3.1, 11.3.3.2, 11.3.3.3, 11.3.3.4 i 11.3.3.5.

Els resultats obtinguts són els següents:

Taula 11.3.8.1 Dimensions de la sitja d'emmagatzematge de 1-naftol.

Alçada cilindre (m)	7,54
Alçada cap toriesfèric (m)	1,01
Alçada fons cònic	1,55
Alçada total (m)	10,1
Diàmetre (m)	5,03
Volum cilindre (m³)	149,73
Volum cap toriesfèric (m³)	10,1
Volum fons cònic (m³)	10,27
Volum sitja (m³)	170

- **Disseny mecànic**

Els espessors del cos cilíndric, el cap toriesfèric i el fons cònic es calculen amb les equacions 11.3.4.1, 11.3.4.2, 11.3.4.3, 11.3.4.4, 11.3.4.5, 11.3.4.6 i 11.3.4.7.

Els resultats obtinguts són els que es mostren a continuació:

Taula 11.3.8.2 Espessors de les parets de la sitja d'emmagatzematge de 2-nitronaftalé.

Espessor cilindre (mm)	6,24
Espessor cap toriesfèric (mm)	9,28
Espessor fons cònic (mm)	12,61
Pressió de disseny (atm)	1,86

Els espessors de les parets s'arrodoneixen a número sencers, de manera que l'espessor del cilindre serà de 7mm, el del cap toriesfèric 10mm i el del fons cònic 13mm.

- **Pes de la sitja**

El procediment a seguir pel càlcul de pes de la sitja buida, plena d'aigua i plena del sòlid a contenir és el mateix que el que s'ha seguit pel càlcul de la sitja d'emmagatzematge de Naftalè. Les equacions emprades són 11.3.5.1, 11.3.5.2, 11.3.5.3, 11.3.5.4, 11.3.5.5, 11.3.5.6, 11.3.5.7, 11.3.5.8, 11.3.5.9, 11.3.5.10 i 11.3.5.11.

Els resultats obtinguts es mostren a continuació:

Taula 11.3.8.3 *Pes de la sitja d'emmagatzematge de 2-nitronaftalé.*

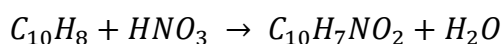
Volum parets de l'equip (m³)	1,385
Pes de la sitja buida (Kg)	11081,12
Pes de la sitja en operació (Kg)	194681,12
Pes de la sitja plena d'aigua (Kg)	148674,34

11.4 Reactors de nitració

11.4.1 Introducció

El 1-nitronaftalé es produeix a partir de la reacció de naftalè amb àcid nítric concentrat a pressió atmosfèrica. Aquesta reacció té lloc en un reactor discontinu de tanc agitat.

L'estequiometria que s'ajusta a la reacció que es duu a terme és la següent:



La reacció de nitració és una reacció molt exotèrmica, per la qual cosa, el reactor estarà equipat amb un sistema de refrigeració per a mantenir la constant la temperatura del reactor en 80°C i evitar així una reacció fora de control.

D'altra banda, el reactor es trobarà prèviament inertitzat ja que la naftalè s'introdueix al reactor en forma de pols, i aquest pot crear atmosferes explosives. D'aquesta manera s'aconsegueix tenir unes condicions més segures per a l'operació del reactor.

Per a tenir un reactor monofàsic, el naftalè es fondrà prèviament dins del reactor fent passar vapor a través de la mitja canya. Un cop el naftalè s'ha fos, s'addiciona l'àcid nítric amb un cabal constant durant 1 hora, i després es deixa el reactor en operació durant 3 hores per a que reaccioni el naftalè completament.

La planta de producció de 1-naftol disposa de dos reactors de nitració ja que aquest procés es dona en discontinu segons la patent trobada, els reactors corresponen a R-201 i R-202.

11.4.2 Balanç de matèria

La quantitat de naftalè necessària es determina a partir de la quantitat de 1-naftol que ha de produir la planta i del rendiment del procés global. Fent el balanç global de la planta s'obté que per arribar a la producció de 10000 Kg de 1-naftol s'han de consumir 44816,08 Kg al dia.

A partir del cicles d'operació s'ha determinat que per cada batch que es dona el reactor s'ha de carregar amb 7469,347 Kg. En un es donen 6 cicles discontinus.

Segons la patent, el temps de reacció del reactor és de 4 hores, i la conversió de naftalè a la que s'arriba és de 1, és a dir, el 100% del naftalè introduït al reactor reacciona i es transforma en 1-nitronaftalé, que és el producte desitjat, i en 2-nitronaftalé, que és un subproducte que s'ha d'eliminar del procés. Per cada mol de naftalè que reacciona es formen 0,94 mols de 1-nitronaftalé i 0,06 mol de 2-nitronaftalé.

Amb l'estequiometria, la conversió, el temps de reacció i la quantitat de naftalè introduïda al reactor es realitza el balanç de matèria del reactor per a saber la quantitat de 1-nitronaftalé produïda.

Els resultats obtinguts del balanç de matèria per cada reactor són els següents:

Taula 11.4.2.1 Balanç de matèria dels reactors de nitració

	X_{inicial}	Mols inicials	Massa inicial (Kg)	Volum inicial (m ³)	X_{final}	Mols finals	Massa final (Kg)	Volum final (m ³)
Naftalè	0,402	58275,053	7469,35	7,38	0,000	0,00	0,00	0,00
Àcid nítric pur	0,430	62354,307	3929,57	2,86	0,028	4079,25	257,07	0,19
Aigua	0,167	24236,197	436,64	0,45	0,570	82511,25	1486,52	1,54
1-Nitronaftalé	0,000	0,000	0,00	0,00	0,378	54778,55	9485,45	11,84
2-Nitronaftalé	0,000	0,000	0,00	0,00	0,024	3496,50	605,45	0,75
Total	1,000	144865,56	11835,55	10,69	1,000	144865,56	11834,51	14,32

11.4.3 Dimensions del reactor

A la taula 11.4.2.1 es pot observar que el volum màxim del fluid d'operació que s'obté és de 14,32 m³. Els dos reactors tindran les mateixes dimensions. Aquests es sobredimensionen aproximadament un 20%, de manera que el volum de cada reactor serà de 17m³, sense tenir en compte el volum del fons superior toriesfèric.

Els reactors estaran constituïts per un cos cilíndric i un fons superior i inferior toriesfèrics. El procediment pel càlcul de les dimensions dels reactors és similar al procediment seguit en els tancs d'emmagatzematge de líquids.

A continuació es detalla el procediment pel càlcul de les dimensions dels reactors R-201 i R-202.

El volum dels reactors es calcula amb les següents equacions:

$$V_{reactor} = V_{cilindre} + 2 \cdot V_{toriesfèric} \quad (Eq. 11.4.3.1)$$

$$V_{cilindre} = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot H_{cilindre} \quad (Eq. 11.4.3.2)$$

$$V_{toriesfèric} = 0.08089 \cdot D^3 \quad (Eq. 11.4.3.3)$$

$V_{reactor}$ = Volum del reactor [m³]

$V_{cilindre}$ = Volum del cos cilíndric [m³]

$V_{toriesfèric}$ = Volum del cap toriesfèric [m³]

$H_{cilindre}$ = Alçada del cos cilíndric [m]

D = Diàmetre intern del cos cilíndric [m]

Per a la relació alçada diàmetre s'ha escollit un valor de 1,5.

$$H_{cilindre} = 1.5 D \quad (Eq. 11.4.3.4)$$

L'alçada total del reactor serà la suma de l'alçada del cos cilíndric i dels fons toriesfèrics.

$$H_{equip} = H_{cilindre} + 2 \cdot 0.169 \cdot D \quad (Eq. 11.4.3.5)$$

Els resultats obtinguts amb les equacions 11.4.3.1, 11.4.3.2, 11.4.3.3, 11.4.3.4 i 11.4.3.5 es mostren a continuació:

Taula 11.4.3.1 Dimensions dels reactors de nitració.

Alçada cilindre (m)	3,57
Alçada caps toriesfèrics (m)	0,48·2=0,96
Alçada reactor (m)	4,53
Diàmetre (m)	2,38
Volum cilindre (m³)	15,91
Volum caps toriesfèrics (m³)	1,09·2=2,18
Volum reactor (m³)	18,09

11.4.4 Càlcul dels espessors

Els espessors dels reactors es determinen segons la normativa ASME.

- **Disseny del cilindre**

Per a realitzar el càlcul dels espessors mínims a pressió interna dels reactors s'utilitza la següent equació:

$$t = \frac{P_{disseny} \cdot R_{extern}}{S \cdot E - 0.6 \cdot P_{disseny}} \quad (Eq. 11.4.4.1)$$

t = Espessor mínim [inch]

P_{disseny} = Pressió de disseny [psi]

R_{extern} = Radi intern del recipient [inch]

S = Tensió màxima admissible [psi]

E = Factor de soldadura

Un cop determinar l'espessor mínim, es calcula l'espessor total i el valor de la pressió màxima que pot resistir el cilindre:

$$t_{total} = t + C_1 + C_2 \quad (Eq. 11.4.4.2)$$

t_{total} = Espessor total [inch]

t = Espessor mínim [inch]

C_1 = Espessor de corrosió [inch]

C_2 = Espessor de tolerància [inch]

$$P = \frac{S \cdot E \cdot t_{total}}{R + 0.6 \cdot t_{total}} \quad (Eq. 11.4.4.3)$$

P = Pressió de disseny final [psi]

- Disseny dels capçals

Els fons superior i inferior dels reactors són toriesfèrics. El gruix d'aquests es calcula amb les següents equacions:

$$t = \frac{P_{disseny} \cdot M \cdot L}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P_{disseny}} \quad (Eq. 11.4.4.4)$$

$$P = \frac{2 \cdot S \cdot E \cdot t_{total}}{L \cdot M + 0.2 \cdot t_{total}} \quad (Eq. 11.4.4.5)$$

Taula 11.4.4.1 Valors del factor "M" en funció de L/r.

VALORES DEL FACTOR "M"																	
L/r	1.00	1.25	1.50	1.75	2.00	2.25	2.50	2.75	3.00	3.25	3.50	4.00	4.50	5.00	5.50	6.00	6.50
M	1.00	1.03	1.06	1.08	1.10	1.13	1.15	1.17	1.18	1.20	1.22	1.25	1.28	1.31	1.34	1.36	1.39
L/r	7.00	7.50	8.00	8.50	9.00	9.50	10.0	10.5	11.0	11.5	12.0	13.0	14.0	15.0	16.0	16.3	*
M	1.41	1.44	1.46	1.48	1.50	1.52	1.54	1.56	1.58	1.60	1.62	1.65	1.69	1.72	1.75	1.77	
* LA MAXIMA RAZON PERMITIDA ES: L = D + 2t (véase la nota 2 de la página opuesta)																	

Els resultats obtinguts pel disseny mecànic dels reactor de nitració es mostren a la taula següent:

Taula 11.4.4.2 Disseny mecànic dels reactors de nitració.

Espessor cilindre (mm)	3,33
Espessor cap toriesfèric (mm)	4,03
Pressió de disseny (atm)	1,53

Arrodonint els valors dels espessor s'obté que l'espessor del cos cilíndric és de 4mm i el dels toriesfèrics són de 5mm.

11.4.5 Pes dels reactors

- **Pes del reactor buit**

El pes de l'equip s'obté fent la suma del pes del cos cilíndric i dels dos capçals que componen el reactor.

1) Càlcul de la superfície del cilindre

$$A_{cilindre} = \pi \cdot D_e \cdot h_{cilindre} \quad (Eq. 11.4.5.1)$$

$A_{cilindre}$ = Superfície del cilindre [m²]

D_e = Diàmetre extern del cilindre [m]

$h_{cilindre}$ = Alçada del cilindre [m]

2) Càlcul del volum d'acer del cilindre

$$V_{cilindre} = A_{cilindre} \cdot e_{cilindre} \quad (Eq. 11.4.5.2)$$

$V_{cilindre}$ = Volum cilindre [m³]

$e_{cilindre}$ = Espessor de la paret del cilindre [m]

3) Càlcul de la superfície del fons toriesfèric

$$A_{toriesfèric} = \frac{\pi}{2} \cdot D_p^2 + D_e \cdot (D_e - 2 \cdot D_p) \quad (\text{Eq. 11.4.5.3})$$

On $D_p = 2 \cdot e_{toriesfèric} \cdot D_e \quad (\text{Eq. 11.4.5.4})$

D_e = Diàmetre extern de la base. [m]

$e_{toriesfèric}$ = Espessor de la paret del fons. [m]

4) Càlcul del volum d'acer del fons toriesfèric

$$V_{toriesfèric} = A_{toriesfèric} \cdot e_{toriesfèric} \quad (\text{Eq. 11.4.5.5})$$

$V_{toriesfèric}$ = Volum fons toriesfèric. [m³]

5) Càlcul del volum de les parets de l'equip

$$V_{paret reactor} = V_{cilindre} + 2 \cdot V_{toriesfèric} \quad (\text{Eq. 11.4.5.6})$$

6) Càlcul del pes del recipient buit

$$Pes reactor = (V_{cilindre} + 2 \cdot V_{toriesfèric}) \cdot \rho_{acer} \quad (\text{Eq. 11.4.5.7})$$

Pes recipient = Massa del recipient. [Kg]

ρ_{acer} = Densitat de l'acer. [Kg/m³]

- **Pes del reactor ple d'aigua**

$$Pes\ reactor\ amb\ aigua = Pes\ reactor\ buit + (Volum\ líquid\ a\ contenir \cdot \rho_{aigua})$$

(Eq. 11.4.5.8)

$$\rho_{aigua} = \text{Densitat de l'aigua.} \quad [Kg/m^3]$$

$$Volum\ líquid\ a\ contenir = Volum\ que\ ocupa\ el\ líquid\ dins\ el\ recipient \quad [m^3]$$

$$Pes\ recipient\ buit = Pes\ del\ recipient\ buit. \quad [Kg]$$

- **Pes del reactor en operació**

$$Pes\ reactor\ operació = Pes\ reactor\ buit + (Volum\ líquid\ a\ contenir \cdot \rho_{líquid})$$

(Eq. 11.4.5.9)

$$\rho_{líquid} = \text{Densitat de líquid que conté el recipient.} \quad [Kg/m^3]$$

$$Volum\ líquid\ a\ contenir = Volum\ que\ ocupa\ el\ líquid\ dins\ el\ recipient \quad [m^3]$$

$$Pes\ reactor\ buit = Pes\ del\ recipient\ buit. \quad [Kg]$$

En el cas dels reactor, on la densitat del fluid que conté varia en el temps, s'agafa la densitat més elevada que es dona dins de l'equip.

Els resultats obtinguts són:

Taula 11.4.5.1 Pes dels reactors de nitració

Volum parets de l'equip (m³)	0,163
Pes del reactor buit (Kg)	1305,59
Pes del reactor en operació (Kg)	17516,51
Pes del reactor ple d'aigua (Kg)	115621,18

11.4.6 Balanç d'energia

Com ja s'ha esmentat anteriorment, la reacció de nitració és una reacció molt exotèrmica, és a dir, allibera una gran quantitat d'energia, el que incrementa la temperatura del medi de reacció, i en conseqüència, la temperatura del reactor.

1) Velocitat de reacció

Com es desconeix la cinètica d'aquesta reacció, es suposarà que la velocitat de reacció s'ajusta a la següent equació:

$$r_a = \frac{\Delta C_a}{\Delta t} = - \frac{C_{final} - C_{inicial}}{\Delta t} \quad (Eq. 11.4.6.1)$$

r_a = Velocitat de reacció [Kmol/m³·s]

$C_{inicial}$ = Concentració inicial de naftalè [Kmol/m³]

C_{final} = Concentració final de naftalè [Kmol/m³]

Δt = Temps de reacció [h]

Les concentracions inicials i finals de naftalè es coneixen mitjançant el balanç de matèria realitzat en l'apartat anterior, i el temps de reacció és de 4 hores.

Taula 11.4.6.1 Velocitat de reacció.

$C_{inicial}$ (Kmol/m³)	5,45
C_{final} (Kmol/m³)	0
Δt (h)	4
r_a (Kmol/m³·s)	1,362

2) Càlcul del calor generat

En un reactor discontinu de tanc agitat, la calor generada per la reacció es calcula amb les següents expressions:

$$\Delta H_r(T) = \Delta H_r(T_r) + \Delta C_p \quad (\text{Eq. 11.4.6.2})$$

$$\Delta C_p = \sum v_i \cdot C_p \quad (\text{Eq. 11.4.6.3})$$

$$\Delta H_r(T_r) = \sum v_i \cdot \Delta H_f^o \quad (\text{Eq. 11.4.6.4})$$

$$Q_g = V \cdot r_a \cdot \Delta H_r(T) \quad (\text{Eq. 11.4.6.5})$$

$\Delta H_r(T)$ = Entalpia de reacció a la temperatura de reacció [KJ/Kmol]

$\Delta H_r(T_r)$ = Entalpia de reacció a la temperatura de referència [KJ/Kmol]

ΔC_p = Increment de calors específics [KJ/Kmol·K]

v_i = Coeficient estequiomètric de cada compost

C_{p_i} = Calor específic de cada compost [KJ/Kmol·K]

r_a = Velocitat de reacció [Kmol/m³·h]

Q_g = Calor generat a la reacció [KJ/h]

V = Volum dels reactius [m³]

Els calors específics i entalpies de formació dels compostos que intervenen en la reacció són les següents:

Taula 11.4.6.2 Entalpies i calors específics dels compostos de nitració.

	ΔH_f^o [25°C] (kJ/kmol)	C_p (KJ/Kg·°C)
Naftalè	1,51E+05	1,647
Aigua	-2,42E+05	4,193
Àcid nítric	-1,34E+05	2,552
1-Nitronaftalé	-3,16E+05	2,191
2-Nitronaftalé	-3,16E+05	2,203

Els resultats obtinguts amb les expressions 11.4.6.2, 11.4.6.3, 11.4.6.4 i 11.4.6.5 són:

Taula 11.4.6.3 Calor generada a la reacció de nitració.

T (K)	353
Tr (K)	298
ΔC_p (KJ/Kmol·K)	2,185
ΔH_{reac} (25°C) (KJ/kmol)	-5,75E+05
ΔH_{reac} (80°C) (KJ/kmol)	-5,75E+05
Qg (KJ/h)	-1,33E+07

11.4.7 Disseny del sistema de refrigeració

Per a que els reactors de nitració mantinguin constant la temperatura, és a dir, reactors isoterms, s'han d'equipar els reactors amb un sistema de refrigeració que sigui capaç de retirar tota la calor que s'allibera a la reacció mitjançant la circulació d'aigua provinent de la torre de refrigeració.

La superfície necessària per a retirar tota la calor produïda es calcula:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_r - T_{ae}) - (T_r - T_{as})}{\ln\left(\frac{T_r - T_{ae}}{T_r - T_{as}}\right)} \quad (\text{Eq. 11.4.7.1})$$

$$Q_g = Q_r = U \cdot A_{\text{bescanvi}} \cdot \Delta T_{ml} \rightarrow A_{\text{bescanvi}} = \frac{Q_r}{U \cdot \Delta T_{ml}} \quad (\text{Eq. 11.4.7.2})$$

Q_r = Calor retirat	[KJ/h]
T_{ae} = Temperatura d'entrada de l'aigua	[°C]
T_{as} = Temperatura de sortida de l'aigua	[°C]
T_r = Temperatura del reactor	[°C]
U = Coeficient global de transferència de calor	[KJ/h·m ² ·°C]
A_{bescanvi} = Àrea de bescanvi de calor	[m ²]

A partir de la bibliografia es fixa el valor del coeficient global de transferència de calor tenint en compte els fluids que intervenen en el bescanvi de calor.

Els resultats obtinguts són:

Taula 11.4.7.1 Àrea de bescanvi necessària dels reactors de nitració.

T entrada aigua (°C)	30
T sortida aigua (°C)	45
T reactor (°C)	80
ΔT_{ml} (°C)	42,06
A reactor (m²)	23,92
A de bescanvi necessària (m²)	39,45

Degut a que aquesta calor és tan elevada, s'instal·larà una camisa de mitja canya i un serpentí intern per a assegurar la bona transferència de calor. La calor alliberada es repartirà en proporció, en funció de l'àrea de la mitja canya i el serpentí, de manera que la calor retirada quedi repartida entre els dos sistemes de refrigeració.

- **Camisa de mitja canya**

El disseny de la mitja canya es realitza seguint les següents equacions:

- 1) Es suposa que l'àrea de bescanvi de la mitja canya és el 95% de l'àrea del cos cilíndric del reactor, per a tenir en compte la separació que hi haurà entre els tubs de la camisa.
- 2) Es calcula el cabal volumètric d'aigua de refrigeració

$$Q_{r \text{ mitja canya}} = m_w \cdot C_{pw} \cdot (T_{as} - T_{ae}) \rightarrow m_w = \frac{Q_{r \text{ mitja canya}}}{C_{pw} \cdot (T_{as} - T_{ae})} \quad (\text{Eq. 11.4.7.3})$$

$$Q_w = \frac{m_w}{\rho_w} \quad (\text{Eq. 11.4.7.4})$$

Q_r mitja canya = Calor que retira la mitja canya	[KJ/h]
m_w = Cabal màssic de l'aigua de refrigeració	[Kg/h]
C_{p_w} = Calor específic de l'aigua	[KJ/Kg·K]
T_{ae} = Temperatura d'entrada de l'aigua	[°C]
T_{as} = Temperatura de sortida de l'aigua	[°C]
Q_w = Cabal volumètric de l'aigua	[m ³ /h]
ρ_w = Densitat de l'aigua	[Kg/m ³]

Les propietats de l'aigua són:

Taula 11.4.7.2 Propietats de l'aigua

T_{ae} (°C)	30
T_{as} (°C)	45
C_{p_w} (KJ/Kg·K)	4,186
ρ_w (Kg/m ³)	990

- 3) Es suposa una velocitat de circulació de l'aigua refrigerant de 2 m/s i es calcula el diàmetre intern de la mitja canya.

$$A_{pas} = \frac{v}{Q_w} = \frac{7200 \text{ m/h}}{Q_w} \quad (\text{Eq. 11.4.7.5})$$

$$A_{tub} = 2 \cdot A_{pas} \quad (\text{Eq. 11.4.7.6})$$

$$A_{tub} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{intern tub}^2 \rightarrow D_{intern tub} = \sqrt{\frac{A_{tub} \cdot 4}{\pi}} \quad (\text{Eq. 11.4.7.7})$$

A_{pas} = Àrea de pas de l'aigua a la mitja canya	[m ²]
Q_w = Cabal volumètric de l'aigua	[m ³ /h]
v = Velocitat de circulació de l'aigua	[m/h]
A_{tub} = Àrea del tub	[m ²]
D_{intern} = Diàmetre intern del tub	[m]

- 4) Es suposa un gruix de 0,005m de la mitja canya i es calcula el diàmetre extern.

$$D_{\text{extern tub}} = 2 \cdot \Delta x + D_{\text{intern tub}} \quad (\text{Eq. 11.4.7.8})$$

Δx = Gruix del tub de la mitja canya [m]

$D_{\text{intern tub}}$ = Diàmetre intern del tub [m]

$D_{\text{extern tub}}$ = Diàmetre extern del tub [m]

- 5) Finalment es calcula la llargada de la camisa, la longitud d'una volta, el número de voltes i la separació entre voltes.

$$Longitud = \frac{A_{\text{bescanvi mitja canya}}}{D_{\text{intern}}} \quad (\text{Eq. 11.4.7.9})$$

$$Longitud \text{ 1 volta} = \pi \cdot D_{\text{reactor}} \quad (\text{Eq. 11.4.7.10})$$

$$N_{\text{voltes}} = \frac{Longitud}{Longitud \text{ 1 volta}} \quad (\text{Eq. 11.4.7.11})$$

$$D_{\text{ist volta}} = \frac{(h_{\text{reactor}} - N_{\text{voltes}} \cdot D_{\text{extern tub}})}{N_{\text{voltes}} - 1} \quad (\text{Eq. 11.4.7.12})$$

Longitud = Longitud de la mitja canya [m]

Longitud 1 volta = Longitud d'una volta al reactor [m]

D_{reactor} = Diàmetre extern del reactor [m]

N_{voltes} = Núm. De voltes de la mitja canya [m]

$D_{\text{ist volta}}$ = Distància entre voltes [m]

Els resultats obtinguts del disseny de la mitja canya es mostren a continuació:

Taula 11.4.7.3 Resultats del disseny de la mitja canya dels reactors de nitració.

A_{bescanvi mitja canya} (m²)	23,44
Q_{r mitja canya} (KJ/h)	7909064,37
v_w (m/s)	2
m_w (Kg/h)	125960,57
Q_w (m³/h)	127,23
A_{pas} (m²)	0,02
D_{intern tub} (m)	0,21
Gruix (m)	0,005
D_{extern tub} (m)	0,222
Llargada camisa (m)	105,53
Longitud d'una volta (m)	7,48
N voltes	14,11
Separació entre voltes (m)	0,03

- **Serpentí**

La calor que no retira la mitja canya serà la que retira el serpentí. El disseny d'aquest es realitza seguint les equacions que figuren a continuació:

- 1) La superfície del serpentí serà l'àrea necessària per a retirar el calor que la camisa no es capaç de retirar.
- 2) Es calcula el cabal volumètric d'aigua de refrigeració amb les següents equacions:

$$Q_{r \text{ serpentí}} = m_w \cdot C_{pw} \cdot (T_{as} - T_{ae}) \rightarrow m_w = \frac{Q_{r \text{ serpentí}}}{C_{pw} \cdot (T_{as} - T_{ae})} \quad (\text{Eq. 11.4.7.13})$$

$$Q_w = \frac{m_w}{\rho_w} \quad (\text{Eq. 11.4.7.14})$$

Q_r mitja canya = Calor que retira el serpentí	[KJ/h]
m_w = Cabal màssic de l'aigua de refrigeració	[Kg/h]
C_{p_w} = Calor específic de l'aigua	[KJ/Kg·K]
T_{ae} = Temperatura d'entrada de l'aigua	[°C]
T_{as} = Temperatura de sortida de l'aigua	[°C]
Q_w = Cabal volumètric de l'aigua	[m ³ /h]
ρ_w = Densitat de l'aigua	[Kg/m ³]

- 3) Es suposa una velocitat de circulació de l'aigua refrigerant de 2 m/s i es calcula el diàmetre intern del serpentí

$$A_{pas} = \frac{v}{Q_w} = \frac{7200 \text{ m/h}}{Q_w} \quad (\text{Eq. 11.4.7.15})$$

$$A_{tub} = A_{pas} \quad (\text{Eq. 11.4.7.16})$$

$$A_{tub} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{intern tub}^2 \rightarrow D_{intern tub} = \sqrt{\frac{A_{tub} \cdot 4}{\pi}} \quad (\text{Eq. 11.4.7.17})$$

A_{pas} = Àrea de pas de l'aigua pel serpentí	[m ²]
Q_w = Cabal volumètric de l'aigua	[m ³ /h]
v = Velocitat de circulació de l'aigua	[m/h]
A_{tub} = Àrea del tub	[m ²]
D_{intern} = Diàmetre intern del tub	[m]

- 4) Es suposa un gruix de 0,005m de la mitja canya i es calcula el diàmetre extern.

$$D_{extern tub} = 2 \cdot \Delta x + D_{intern tub} \quad (\text{Eq. 11.4.7.18})$$

Δx = Gruix del tub del serpentí	[m]
$D_{intern tub}$ = Diàmetre intern del tub	[m]
$D_{extern tub}$ = Diàmetre extern del tub	[m]

- 5) Finalment es la longitud del serpentí, la longitud d'una volta, el volum del serpentí dins el reactor, el número de voltes i l'alçada del serpentí.

$$Longitud = \frac{Abescanvi\ serpentí}{D_{intern}} \quad (Eq. 11.4.7.19)$$

$$Longitud\ 1\ volta = 0,9 \cdot D_{ireactor} \quad (Eq. 11.4.7.20)$$

$$N_{voltes} = \frac{Longitud\ serpentí}{Longitud\ 1\ volta} \quad (Eq. 11.4.7.21)$$

Longitud = Longitud del serpentí [m]

Longitud 1 volta= Longitud d'una volta del serpentí [m]

$D_{reactor}$ = Diàmetre intern del reactor [m]

N_{voltes} = Núm. De voltes del serpentí [m]

Pel càlcul de l'alçada del serpentí es suposa una separació entre voltes de 0,02m.

$$H_S = N_{voltes} \cdot (D_{extern} + D_{ist\ voltes}) \quad (Eq. 11.4.7.22)$$

H_S = Alçada serpentí [m]

D_{extern} = Diàmetre extern del serpentí [m]

$D_{ist\ volta}$ = Distància entre voltes [m]

Els resultats del disseny del serpentí són els següents:

Taula 11.4.7.4 Resultats del disseny del serpentí dels reactors de nitració.

$A_{\text{bescanvi serpentí}} \text{ (m}^2\text{)}$	16,01
$Q_{\text{r serpentí}} \text{ (KJ/h)}$	5400945,78
$v_w \text{ (m/s)}$	2
$m_w \text{ (Kg/h)}$	86016,02
$Q_w \text{ (m}^3\text{/h)}$	86,88
$A_{\text{pas}} \text{ (m}^2\text{)}$	0,01
$D_{\text{intern tub}} \text{ (m)}$	0,18
Gruix (m)	0,005
$D_{\text{extern tub}} \text{ (m)}$	0,19
Longitud serpentí (m)	27,50
Longitud d'una volta (m)	2,14
Volum serpentí (m³)	0,74
N voltes	12,83
Separació entre voltes (m)	0,002
Alçada serpentí (m)	2,4

11.4.8 Disseny de l'agitador

Per a assegurar una bona transferència de calor, i una bona distribució dels reactius en els reactors, s'incorpora un agitador per tal d'assegurar la bona transferència d'energia i matèria.

Segons la solubilitat dels components a mesclar, la mescla haurà de ser més intensa (règim turbulent), o més suau (règim laminar). Quan es volen mesclar compostos insolubles entre ells, la mescla haurà de ser ràpida; quan el compostos són solubles, la

- **Característiques de l'agitador**

L'agitador es dissenya seguint un disseny estàndard de turbina (McCabe). Les característiques per al disseny de l'agitador són:

Taula 11.4.8.1 Característiques de l'agitador

Model de flux produït	Radial / Axial
Viscositat del fluid	Fins a 20 Pa·s
Velocitat tangencial induïda en el fluid	9 m/s
Règim	Turbulent
Geometria del fons del depòsit	Toriesfèric K�ppler
Tipus de pales	Pales planes

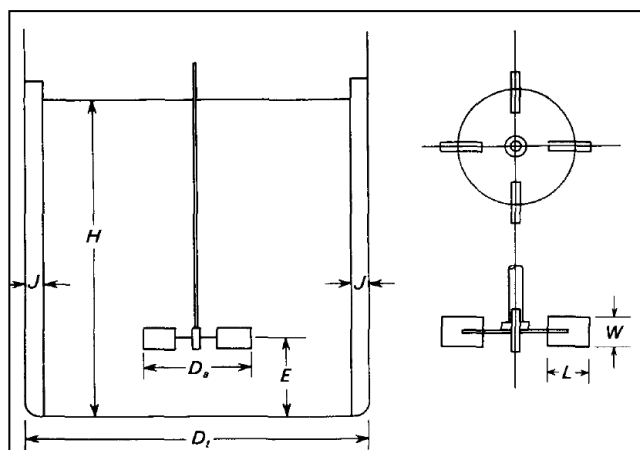


Figura 11.4.8.1 Esquema de proporcions d'un tanc agitat.

$$\begin{array}{ccc}
 \frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} & \frac{H}{D_t} = 1 & \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \\
 \frac{E}{D_a} = 1 & \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} & \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}
 \end{array}$$

Figura 11.4.8.2 Proporcions de diàmetres i alçades d'un tanc agitat.

Les dimensions dels agitadors dels reactors de nitració obtingudes són:

Taula 11.4.8.2 Dimensions de l'agitador

Da (m)	0,794
E (m)	0,794
W (m)	0,159
L (m)	0,1984

- Càlcul de la potència de l'agitador

Una característica molt important de l'agitador és la potència que necessita per a obtenir l'agitació desitjada en el procés del qual forma part.

- 1) Per a determinar la potència primer es calcula el número de Reynolds. Per fer-ho s'ha de suposar una velocitat de rotació.

$$Re = \frac{Da^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Eq. 11.4.7.23})$$

Da = Diàmetre del agitador	[m]
N = Velocitat de rotació	[rps]
ρ = Densitat del fluid	[Kg/m ³]
μ = Viscositat del fluid	[Pa·s]

- 2) Després, coneixent el número de Reynolds i el tipus de pales, mitjançant el següent gràfic es determina el número de potència (Np).

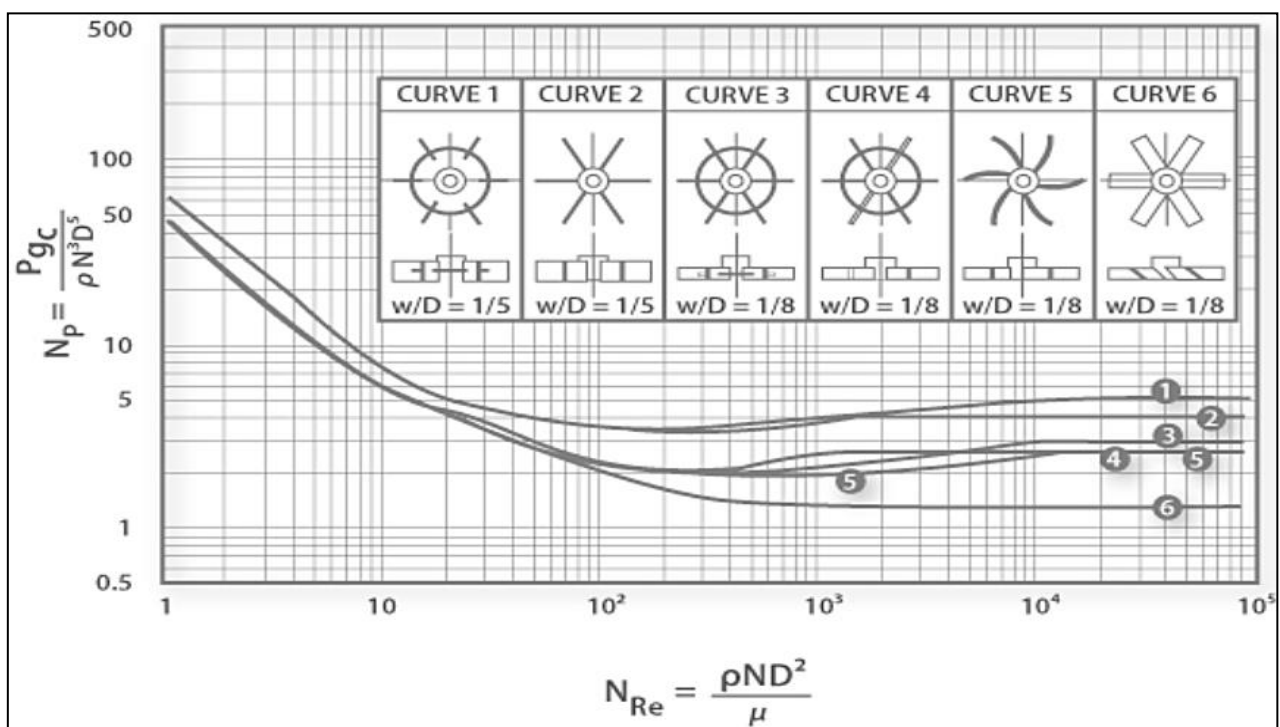


Figura 11.4.8.3 Relació entre el Re i Np.

3) Finalment es troba la potència aïllat “P” a la següent equació.

$$Np = \frac{P}{\rho \cdot N^3 \cdot D^5} \quad (\text{Eq. 11.4.7.24})$$

P = Potència de l'agitador	[W]
D = Diàmetre del agitador	[m]
N = Velocitat de rotació	[rps]
ρ = Densitat del fluid	[Kg/m ³]
Np = Número de potència	

Es considera que l'agitador té un rendiment del 65%, per la qual cosa, la potència obtinguda haurà de dividir-se entre 0,65.

Els resultats obtinguts són:

Taula 11.4.8.3 Potència de l'agitador.

rpm	100
N= velocitat rotació (rps)	1,67
Da = Diàmetre agitador (m)	0,79
Densitat fluid (Kg/m³)	1132,40
Viscositat (Pa·s)	2,66E-03
N_{Re}	4,47E+05
Np	4
Pgc (W)	6607,63
P_{real} (kW)	10,17

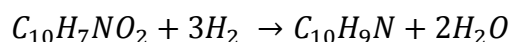
11.5 Reactors d'hidrogenació

11.5.1 Introducció

Després de la producció de 1-nitronaftalé, es duu a terme la reacció d'hidrogenació per a produir 1-naftilamina. La 1-naftilamina es prepara hidrogenant 1-nitronaftalè, a elevada pressió i temperatura, en presència de dissolvents orgànics inerts com isopropanol, i també aigua, en els que hi ha suspès un catalitzador basat en platí sobre carbó actiu.

L'1-nitronaftalè pur, lliure de compostos sulfurosos i de l'isòmer 2-nitronaftalè, és l'utilitzat per a dur a terme aquesta reacció.

L'estequiometria que s'ajusta a la reacció que es duu a terme és la següent:



Degut a que la reacció es altament exotèrmica i a que s'ha d'obtenir una elevada conversió, s'ha optat per utilitzar dos reactors iguals en sèrie, per a poder assolir els requisits que necessita el procés. A la patent trobada es fa menció de que una de les possibles maneres de fer el procés és amb dos reactors en sèrie, que correspondran als equips R-401 i R-402.

S'ha realitzat una exhaustiva recerca bibliogràfica per a trobar el procés amb els millors resultats i condicions per a dur a terme aquest procés i es va decidir utilitzar la informació proporcionada per la patent de Canadà nº 1241664, es presenten els detalls de la patent a continuació.

Taula 11.5.1.1 Dades de la patent per a la reacció d'hidrogenació.

Canadian Patent Classification (CPC):	260/596.3
International Patent Classification (IPC):	C07C 209/36 (2006.01)
Inventors (Country):	ZANDER, JURGEN (Germany), KAPPLER, ULRICH (Germany)
Owners (Country):	BAYER AKTIENGESELLSCHAFT (Germany)
Agent:	FETHERSTONHAUGH & CO.
Issued:	06/09/1988
Filed Date:	09/09/1985
Availability of licence:	N/A
Language of filing:	English
Patent Cooperation Treaty (PCT):	No

11.5.2 Balanç de matèria

La quantitat de 1-nitronaftalé que es necessita diàriament per a produir les 10000 tones de 1-naftol és de 44816,08 Kg al dia. En conseqüència, es produiran 36072 Kg/dia de 1-naftilamina entre tots dos reactors.

Les dades que s'extreuen de la patent per a fer el balanç de matèria de la reacció d'hidrogenació són les següents:

- Pressió: 100 bar
- Temperatura: 180 °C
- Fracció molar a la entrada de 1-Nitronaftalè: 0,0706
- Conversió desitjada a 1-aminonaftalè: 99,5%
- Catalitzador: 1 % en pes de platí sobre carbó actiu
- Mida de partícula de catalitzador: 0,02 mm
- Nombre de reactors: 2 en sèrie
- Velocitat superficial del gas a la sortida del "sparger": 0.13 m/s.

El temps de residència de cada reactor serà de 4 minuts, de manera que el temps de residència total entre els dos reactors serà 8 minuts. Tot i que la patent especifica que la conversió total és de 0,995, no indica quina és la conversió de cadascun dels reactors. Es suposarà que als dos reactors es produeix la mateixa quantitat de 1-naftilamina.

Amb l'estequiometria, la conversió, el temps de residència i la quantitat de 1-nitronaftalé introduïda al primer reactor es realitza el balanç de matèria per a saber la quantitat de 1-naftilamina produïda. El balanç de matèria global figura a la taula següent:

Taula 11.5.2.1 Balanç de matèria global de la reacció d'hidrogenació.

	X_{entrada}	Cabal molar entrada (Kmol/min)	x_{sortida}	Cabal molar sortida (Kmol/min)
1-Nitronaftalè	0,071	0,186	0,000	0,001
Hidrogen	0,353	0,928	0,153	0,374
1-Aminonaftalè	0,000	0,000	0,075	0,184
2-Aminonaftalè	0,000	0,000	0,000	0,001
Aigua	0,214	0,562	0,381	0,931
2-Propanol	0,363	0,954	0,390	0,954
Total	1,000	2,629	1,000	2,444

El hidrogen entra al reactor separat de la mescla de 1-nitronaftalé, aigua i isopropanol, i surt separat dels productes de la reacció, de manera que els cabals que figuren a la taula anterior no s'ajusten a l'entrada del reactor R-401 i a la sortida del R-402. El balanç de matèria sense tenir en compte el hidrogen queda:

Taula 11.5.2.2 Balanç de matèria global de la reacció d'hidrogenació, sense considerar l'hidrogen

	X_{entrada}	Cabal molar entrada (Kmol/min)	x_{sortida}	Cabal molar sortida (Kmol/min)
1-Nitronaftalè	0,109	667,90	0,000	0,00
1-Aminonaftalè	0,000	0,00	0,089	0,18
2-Aminonaftalè	0,000	0,00	0,000	0,00
Aigua	0,330	2022,13	0,450	0,93
2-Propanol	0,561	3434,96	0,461	0,95
Total	1,000	6124,99	1,000	2,07

El catalitzador s'introduirà al reactor amb un cabal constant de 28,91 Kg/h.

11.5.3 Dimensions del reactor

Coneixent el cabal i el temps de residència dels reactors es determina el volum d'aquests amb la següent equació:

$$\tau = \frac{V}{Q} \rightarrow V = \tau \cdot Q \quad (\text{Eq. 11.5.3.1})$$

τ = Temps de residència [min]

Q = Cabal volumètric total [m^3/min]

V = Volum del reactor [m^3]

A partir de les equacions anteriors s'obté:

Taula 11.5.3.1 Volum dels reactors d'hidrogenació.

Temps de residència (min)	4
Volum que ocupa el líquid (m^3)	0,59
Volum que ocupa l'hidrogen (m^3)	0,17
Volum total (m^3)	0,88

Els reactors es sobredimensionen fins a un volum de $1,1 \text{ m}^3$.

Els dos reactors estaran constituïts per un cos cilíndric, i un fons superior i inferior hemiesfèrics. El procediment pel càlcul de les dimensions dels reactors és similar al procediment seguit en els tancs d'emmagatzematge de líquids. En aquest cas es suposa una relació $H/D=2$

A continuació es detalla el procediment pel càlcul de les dimensions dels reactors R-401 i R-402.

$$V_{cilindre} = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot H_{cilindre} \quad (\text{Eq. 11.5.3.2})$$

$$V_{hemiesfèric} = \frac{\frac{4}{3} \cdot \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^3}{2} H_{cilindre} \quad (\text{Eq. 11.5.3.3})$$

$$V_{reactor} = V_{cilindre} + 2 \cdot V_{hemiesfèric} \quad (\text{Eq. 11.5.3.4})$$

V_{reactor} = Volum del reactor [m³]

V_{cilindre} = Volum del cos cilíndric [m³]

$V_{\text{hemiesfèric}}$ = Volum del cap hemiesfèric [m³]

H_{cilindre} = Alçada del cos cilíndric [m]

D = Diàmetre intern del cos cilíndric [m]

Per a la relació alçada diàmetre s'ha escollit un valor de 2.

$$H_{\text{cilindre}} = 2 \cdot D \quad (\text{Eq. 11.5.3.5})$$

L'alçada total del reactor serà la suma de l'alçada del cos cilíndric i dels fons hemiesfèrics. L'alçada dels caps hemiesfèrics coincideix amb el radi, de manera que l'equació pel càlcul de l'alçada dels reactors queda:

$$H_{\text{reactor}} = H_{\text{cilindre}} + D_{\text{cilindre}} \quad (\text{Eq. 11.5.3.6})$$

Els resultats obtinguts amb les equacions 11.5.3.2, 11.5.3.3, 11.5.3.4, 11.5.3.5 i 11.5.3.6 es mostren a continuació:

Taula 11.5.3.2 Dimensions dels reactors d'hidrogenació.

Alçada cilindre (m)	1,6
Alçada caps hemiesfèrics (m)	0,2·2=0,4
Alçada reactor (m)	2
Diàmetre (m)	0,8
Volum cilindre (m³)	0,825
Volum caps hemiesfèrics (m³)	0,135·2= 0,27
Volum reactor (m³)	1,1

11.5.4 Càlcul dels espessors

Els espessors dels reactors es determinen segons la normativa ASME.

- **Disseny del cilindre**

Per a realitzar el càlcul dels espessors mínims a pressió interna dels reactors s'utilitza la següent equació:

$$t = \frac{P_{disseny} \cdot R_{extern}}{S \cdot E - 0.6 \cdot P_{disseny}} \quad (Eq. 11.5.4.1)$$

t = Espessor mínim [inch]

P_{disseny} = Pressió de disseny [psi]

R_{extern} = Radi intern del recipient [inch]

S = Tensió màxima admissible [psi]

E = Factor de soldadura

Un cop determinar l'espessor mínim, es calcula l'espessor total i el valor de la pressió màxima que pot resistir el cilindre:

$$t_{total} = t + C_1 + C_2 \quad (Eq. 11.5.4.2)$$

t_{total} = Espessor total [inch]

t = Espessor mínim [inch]

C₁ = Espessor de corrosió [inch]

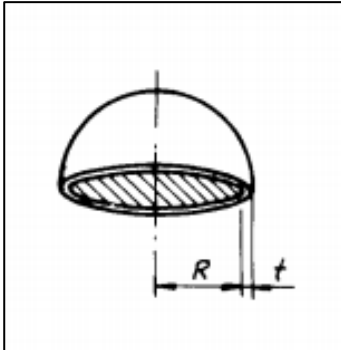
C₂ = Espessor de tolerància [inch]

$$P = \frac{S \cdot E \cdot t_{total}}{R + 0.6 \cdot t_{total}} \quad (Eq. 11.5.4.3)$$

P = Pressió de disseny final [psi]

- Disseny dels capçals

Els fons superior i inferior dels reactors són hemiesfèrics. El gruix d'aquests es calcula amb les següents equacions:



$$t = \frac{P_{disseny} \cdot R}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P_{disseny}} \quad (Eq. 11.5.4.4)$$

$$P = \frac{2 \cdot S \cdot E \cdot t_{total}}{R + 0.2 \cdot t_{total}} \quad (Eq. 11.5.4.5)$$

Figura 11.5.4.1 Fons hemiesfèric

Els resultats obtinguts pel disseny mecànic dels reactor d'hidrogenació es mostren a la taula següent:

Taula 11.5.4.1 Disseny mecànic dels reactors d'hidrogenació.

Espessor cilindre (mm)	43
Espessor cap hemiesfèric (mm)	43
Pressió de disseny (atm)	116,5

Arrodonint els valors dels espessor s'obté que l'espessor del cos cilíndric és de 43 mm i el dels caps hemiesfèrics són de 43mm.

11.5.5 Pes dels reactors

- **Pes del reactor buit**

El pes de l'equip s'obté fent la suma del pes del cos cilíndric i dels dos capçals que componen el reactor.

1) Càlcul de la superfície del cilindre

$$A_{cilindre} = \pi \cdot D_e \cdot h_{cilindre} \quad (Eq. 11.5.5.1)$$

$A_{cilindre}$ = Superfície del cilindre [m²]

D_e = Diàmetre extern del cilindre [m]

$h_{cilindre}$ = Alçada del cilindre [m]

2) Càlcul del volum d'acer del cilindre

$$V_{cilindre} = A_{cilindre} \cdot e_{cilindre} \quad (Eq. 11.5.5.2)$$

$V_{cilindre}$ = Volum cilindre [m³]

$e_{cilindre}$ = Espessor de la paret del cilindre [m]

3) Càlcul de la superfície del fons hemiesfèric

$$A_{hemiesfèric} = \pi \cdot D^2 \quad (Eq. 11.5.5.3)$$

D = Diàmetre extern del cilindre [m]

4) Càlcul del volum d'acer del hemiesfèric

$$V_{hemiesfèric} = A_{hemiesfèric} \cdot e_{toriesfèric} \quad (\text{Eq. 11.5.5.4})$$

$$V_{hemiesfèric} = \text{Volum fons toriesfèric.} \quad [\text{m}^3]$$

5) Càlcul del volum de les parets de l'equip

$$V_{paret reactor} = V_{cilindre} + 2 \cdot V_{hemiesfèric} \quad (\text{Eq. 11.5.5.5})$$

6) Càlcul del pes del recipient buit

$$Pes reactor = (V_{cilindre} + 2 \cdot V_{hemiesfèrics.}) \cdot \rho_{acer} \quad (\text{Eq. 11.5.5.6})$$

$$Pes recipient = \text{Massa del recipient.} \quad [\text{Kg}]$$

$$\rho_{acer} = \text{Densitat de l'acer.} \quad [\text{Kg/m}^3]$$

- **Pes del reactor ple d'aigua**

$$Pes reactor amb aigua = Pes reactor buit + (\text{Volum líquid a contenir} \cdot \rho_{aigua})$$

(Eq. 11.5.5.7)

$$\rho_{aigua} = \text{Densitat de l'aigua.} \quad [\text{Kg/m}^3]$$

$$\text{Volum líquid a contenir} = \text{Volum que ocupa el líquid dins el recipient} \quad [\text{m}^3]$$

$$Pes recipient buit = \text{Pes del recipient buit.} \quad [\text{Kg}]$$

- **Pes del reactor en operació**

$$\text{Pes reactor operació} = \text{Pes reactor buit} + (\text{Volum líquid a contenir} \cdot \rho_{\text{líquid}})$$

(Eq. 11.5.5.8)

$\rho_{\text{líquid}}$ = Densitat de líquid que conté el recipient. [Kg/m³]

Volum líquid a contenir = Volum que ocupa el líquid dins el recipient [m³]

Pes reactor buit = Pes del recipient buit. [Kg]

En el cas dels reactor, on la densitat del fluid que conté varia en el temps, s'agafa la densitat més elevada que es dona dins de l'equip.

Els resultats obtinguts són:

Taula 11.5.5.1 Pes dels reactors d'hidrogenació.

Pes del reactor buit (Kg)	2925
Pes del reactor en operació(Kg)	4025
Pes del reactor ple d'aigua (Kg)	3685

11.5.6 Balanç d'energia

La reacció d'hidrogenació és una reacció que allibera calor, és a dir, és exotèrmica.

1) Velocitat de reacció

Com es desconeix la cinètica d'aquesta reacció, es suposarà que la velocitat de reacció s'ajusta a la següent equació:

$$r_a = \frac{\Delta C_a}{\Delta t} = - \frac{F_{\text{sortida}} - F_{\text{entrada}}}{V} \quad (\text{Eq. 11.5.6.1})$$

r_a = Velocitat de reacció [Kmol/m³·min]

F_{entrada} = Cabal inicial de 1-nitronaftalé [Kmol/min]

F_{sortida} = Cabal final de 1-nitronaftalé [Kmol/min]

V = Volum mescla reacció [m³]

Els cabals molars d'entrada i sortida de 1-nitronaftalé es coneixen mitjançant el balanç de matèria realitzat en l'apartat anterior.

Taula 11.5.6.1 Velocitat de reacció.

F_{entrada} (Kmol/min)	0,19
F_{sortida} (Kmol/min)	0,0009
V (m³)	0,76
r_a (Kmol/m³·h)	7,29

2) Càlcul del calor generat

La calor generada per la reacció es calcula amb les següents expressions:

$$\Delta H_r(T) = \Delta H_r(T_r) + \Delta C_p \quad (\text{Eq. 11.5.6.2})$$

$$\Delta C_p = \sum v_i \cdot C_p \quad (\text{Eq. 11.5.6.3})$$

$$\Delta H_r(T_r) = \sum v_i \cdot \Delta H_f^0 \quad (\text{Eq. 11.5.6.4})$$

$$Q_g = V \cdot r_a \cdot \Delta H_r(T) \quad (\text{Eq. 11.5.6.5})$$

$\Delta H_r(T)$ = Entalpia de reacció a la temperatura de reacció [KJ/Kmol]

$\Delta H_r(T_r)$ = Entalpia de reacció a la temperatura de referència [KJ/Kmol]

ΔC_p = Increment dels calors específics [KJ/Kmol·K]

v_i = Coeficient estequiomètric de cada compost

C_{p_i} = Calor específic de cada compost [KJ/Kmol·K]

r_a = Velocitat de reacció [Kmol/m³·h]

Q_g = Calor generat a la reacció [KJ/h]

V = Volum dels reactius [m³]

Els calors específics i entalpies de formació dels compostos que intervenen en la reacció són les següents:

Taula 11.5.6.2 Entalpies i calors específics dels compostos d'hidrogenació

	ΔH_f° [25°C] (kJ/kmol)	C_p [180°C] (KJ/Kg·°C)
1-Nitronaftalè	-3,16E+05	2,588
Aigua	-2,42E+05	4,38
Hidrogen	0	14,29
1-Naftilamina	-2,62E+05	2,666
2-Naftilamina	-2,62E+05	2,666

Els resultats obtinguts amb les expressions 11.5.6.2, 11.5.6.3, 11.5.6.4 i 11.5.6.5 són:

Taula 11.5.6.3 Calor generada a la reacció d'hidrogenació

T (K)	453
Tr (K)	298
ΔC_p (KJ/Kmol·K)	5,66
ΔH_{reac} (25°C) (KJ/kmol)	-4,29E+05
ΔH_{reac} (180°C) (KJ/kmol)	-4,28E+05
Qg global (KJ/h)	-4740768,68
Qg a cada reactor (KJ/h)	-2,37E+06

11.5.7 Disseny del sistema de refrigeració

Es necessita un sistema de bescanvi de calor en el reactor per tal de poder operar de manera isoterma, ja que la reacció d'hidrogenació és altament exotèrmica. Com ja s'ha mencionat anteriorment, per tal de poder bescanviar tota la calor produïda per la reacció, s'han utilitzat dos reactors iguals en sèrie, ja que si es feia un sol reactor no hi havia prou àrea de transferència.

L'equip que s'utilitzarà per a retirar la calor que allibera la reacció d'hidrogenació és una camisa.

1) La superfície necessària per a retirar tota la calor produïda es calcula:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_r - T_{ae}) - (T_r - T_{as})}{\ln\left(\frac{T_r - T_{ae}}{T_r - T_{as}}\right)} \quad (\text{Eq. 11.5.7.1})$$

$$Q_g = Q_r = U \cdot A_{\text{bescanvi}} \cdot \Delta T_{ml} \rightarrow A_{\text{bescanvi}} = \frac{Q_r}{U \cdot \Delta T_{ml}} \quad (\text{Eq. 11.5.7.2})$$

Q_r = Calor retirat	[KJ/h]
T_{ae} = Temperatura d'entrada de l'aigua	[°C]
T_{as} = Temperatura de sortida de l'aigua	[°C]
T_r = Temperatura del reactor	[°C]
U = Coeficient global de transferència de calor	[KJ/h·m ² ·°C]
A_{bescanvi} = Àrea de bescanvi de calor	[m ²]

2) Es calcula l'àrea de bescanvi. A partir de la bibliografia es fixa el valor del coeficient global de transferència de calor tenint en compte els fluids que intervenen en el bescanvi de calor. L'àrea de bescanvi ha de ser menor a l'àrea del reactor, i la calor retirada ha de ser igual a la calor generada per la reacció.

Els resultats obtinguts són:

Taula 11.5.7.1 Àrea de bescanvi necessària dels reactors d'hidrogenació.

T entrada aigua (°C)	30
T sortida aigua (°C)	45
T reactor (°C)	180
A de bescanvi necessària (m²)	7,06

3) Coneixent el calor bescanviat, es calcula el cabal volumètric de l'aigua de refrigeració.

$$Q_r = m_w \cdot c_{pw} \cdot (T_{as} - T_{ae}) \rightarrow m_w = \frac{Q_r}{c_{pw} \cdot (T_{as} - T_{ae})} \quad (\text{Eq. 11.5.7.3})$$

$$Q_w = \frac{m_w}{\rho_w} \quad (\text{Eq. 11.5.7.4})$$

Q_r = Calor que retira la camisa	[KJ/h]
m_w = Cabal màssic de l'aigua de refrigeració	[Kg/h]
c_{pw} = Calor específic de l'aigua	[KJ/Kg·K]
T_{ae} = Temperatura d'entrada de l'aigua	[°C]
T_{as} = Temperatura de sortida de l'aigua	[°C]
Q_w = Cabal volumètric de l'aigua	[m ³ /h]
ρ_w = Densitat de l'aigua	[Kg/m ³]

11.5.8 Disseny de l'agitador

Per a assegurar una bona transferència de calor, i una bona distribució dels reactius en els reactors, s'incorpora un agitador per tal d'assegurar la bona transferència d'energia i matèria.

- **Característiques de l'agitador**

S'ha optat per una turbina de pales planes muntada en un disc. El diàmetre de l'agitador s'ha considerat un 33% del diàmetre del reactor, i degut a la llargada del reactor s'ha optat per posar les pales a tres nivells diferents.

- **Càlcul de les dimensions de l'agitador**

L'agitador es dissenya seguint un disseny estàndard de turbina (McCabe). Les característiques per al disseny de l'agitador són:

Taula 11.5.8.1 Característiques de l'agitador

Model de flux produït	Radial / Axial
Viscositat del fluid	Fins a 20 Pa·s
Velocitat tangencial induïda en el fluid	9 m/s
Règim	Turbulent
Geometria del fons del dipòsit	Hemiesfèric
Tipus de pales	Pales planes

El procediment pel càlcul de les dimensions ha sigut el mateix que el que s'ha seguit pels reactors de nitració. Les relacions entre diàmetres i les diferents parts de l'equip figuren a les figura 11.4.8.1 i 11.4.8.2.

Les dimensions dels agitadors dels reactors d'hidrogenació obtingudes són:

Taula 11.5.8.2 Dimensions de l'agitador.

Da (m)	0,267
E (m)	0,267
W (m)	0,053
L (m)	0,0667

- **Càlcul de la potència de l'agitador**

- 1) Per calcular la velocitat de l'agitador es suposa un Reynolds turbulent de 10000. A partir de la següent equació es pot determinar la velocitat de l'agitar, saben el seu diàmetre, i la viscositat i densitat del fluid.

$$Re = \frac{Da^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \quad (Eq. 11.5.8.1)$$

Da = Diàmetre del agitador	[m]
N = Velocitat de rotació	[rps]
ρ = Densitat del fluid	[Kg/m ³]
μ = Viscositat del fluid	[Pa·s]

- 2) Després, coneixent el número de Reynolds i el tipus de pales, mitjançant la figura 11.4.8.3 es determina el número de potència (N_p).
- 3) Finalment es troba la potència aïllat "P" a la següent equació.

$$N_p = \frac{P}{\rho \cdot N^3 \cdot D^5} \quad (\text{Eq. 11.5.8.2})$$

P = Potència de l'agitador	[W]
D = Diàmetre del agitador	[m]
N = Velocitat de rotació	[rps]
ρ = Densitat del fluid	[Kg/m ³]
N_p = Número de potència	

Es considera que l'agitador té un rendiment del 65%, per la qual cosa, la potència obtinguda haurà de dividir-se entre 0,65.

Els resultats obtinguts són:

Taula 11.5.8.3 Potència de l'agitador.

rpm	200
N= velocitat rotació (rps)	3,33
Da = Diàmetre agitador (m)	0,267
Densitat fluid (Kg/m³)	692,4
N_{Re}	10000
N_p	5
P_{gc} (W)	800
P_{real} (kW)	(0,08·3)/0,65=0,369

11.5.9 Disseny del difusor d'hidrogen

Per al disseny del difusor s'ha utilitzat una guia proporcionada per un fabricant de difusors dels E.U.A. , anomenat *Mott Corporation*. En aquesta guia es proporciona la informació necessària per a poder dissenyar de manera prou acurada.

Utilitzant les dades de pressió i temperatura al reactor com a dades inicials es duen a terme els càlculs següents:

- 1) Es calcula el cabal volumètric requerit:

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T \rightarrow Q = \frac{F \cdot R \cdot T}{P} \quad (\text{Eq. 11.5.9.1})$$

R= Constant dels gasos ideals [atm·L/mol·K]

T = Temperatura del fluid [K]

P = Pressió [atm]

F= Cabal molar [mol/min]

Q= Cabal volumètric [m³/min]

El cabal volumètric es passa a unitats de “*Standard Cubic Feet per Minute*” (SCFM)

- 2) Es calcula el flux d'hidrogen per unitat d'àrea, “*Actual Cubic Feet per Minute per square feet*” (ACFM).

$$ACFM = SCFM \cdot \frac{14,7}{14,7+P} \cdot \frac{(460+T)}{520} \quad (\text{Eq. 11.5.9.2})$$

ACFM = Cabal volumètric [ft³/min·ft²]

P= Pressió [psig]

T= Temperatura [K]

- 3) Es suposa una velocitat de sortida de les bombolles a través del difusor. S'ha suposat que la velocitat és 25 ft/min (FPM).

4) Es calcula l'àrea del difusor amb la següent equació:

$$A = \frac{ACFM}{FPM} \quad (Eq. 11.5.9.3)$$

A = Àrea del difusor [ft²]

Els resultats obtinguts són:

Taula 11.5.9.1 Resultats del difusor.

SCFM (std ft ³ /min)	735,4
ACFM (ft ³ /min·ft ²)	12,9
A (ft ²)	0,516

5) Tenint en compte l'àrea i el cabal, s'escull el tipus de difusor que s'ajusta a les condicions obtingudes. Segons la bibliografia, el difusor escollit és el següent:

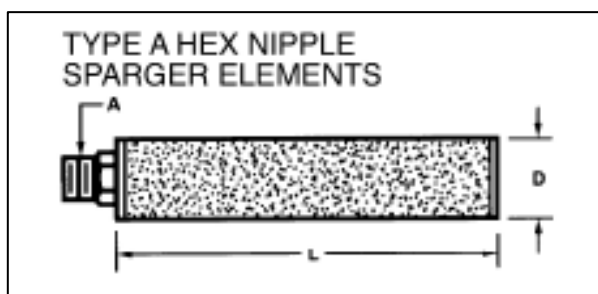


Figura 11.5.9.1 Difusor d'hidrogen

Les dimensions del difusor, segons la bibliografia són:

Taula 11.5.9.2 Dimensions del difusor.

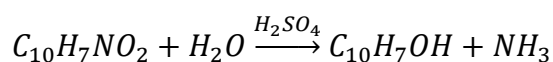
L (mm)	508
D (mm)	38,1
A (mm)	6,3

11.6 Reactors d'hidròlisi

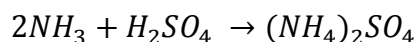
11.6.1 Introducció

El 1-Naftol es produeix a partir de la reacció de 1-naftilamina amb aigua, en presència d'un catalitzador, que en aquesta planta serà àcid sulfúric concentrat. La reacció d'hidròlisi es duu a terme a una pressió de 15 atm i a 200°C. La reacció té lloc en reactors discontinus de tanc agitat.

L'estequiometria que s'ajusta a la reacció que es duu a terme és la següent:



En aquesta reacció, es forma un subproducte, el sulfat d'amoni, que es forma a partir de la reacció de l'àcid sulfúric amb l'amoníac.



La reacció d'hidròlisi és endotèrmica, i la reacció de formació del sulfat d'amoni exotèrmica. Degut a que la calor alliberada per la reacció secundària és major a la calor absorbida per la reacció d'hidròlisi, el procés d'hidròlisi serà exotèrmic.

Seguint la patent CN1102565C, el procés d'hidròlisi es durà a terme en discontinu. La planta disposarà de dos reactors discontinus de tanc agitat. Segons aquesta patent, l'aigua entrarà en excés.

La planta de producció de 1-naftol disposa de dos reactors d'hidròlisi, que corresponen als equips R-601 i R-602.

11.6.2 Balanç de matèria

La càrrega de 1-naftilamina al reactor ve determinada per la quantitat de 1-naftol que s'ha de produir a la planta. En un dia hi ha 6 cicles d'operació, i a cada cicle es carrega el reactor amb 5880 Kg.

Segons la patent, la conversió del 1-naftilamina és de 0,9457, i el temps de reacció és de 6 hores.

Amb l'estequiometria, la conversió, el temps de reacció i la quantitat de 1-naftilamina que ha de reaccionar es realitza el balanç de matèria del reactor per a saber la quantitat de 1-naftol produïda.

Taula 11.6.2.1 Balanç de matèria dels reactors d'hidròlisi

	Kmol _{Inicial}	x _{Inicial}	V _{Inicial} (m ³)	Kmol _{Final}	Kmol _{Final}	x _{Final}	V _{Final} (m ³)
Aigua	540	0,85	9,72	501	501	0,8405	9,02
1-Naftilamina	41,1	0,06	5,11	2,23	2,23	0,0037	0,28
Àcid sulfúric	54,0	0,09	2,87	53,96	34,54	0,0580	1,84
α-Naftol	0	0	0	38,45	38,45	0,0645	7,82
β-Naftol	0	0	0	0,388	0,39	0,0007	0,08
Sulfat d'amoni	0	0	0	0	19,42	0,0326	0
Ammonia	0	0	0	38,84	0,0	0,0000	0
Total	634,5	1,0	17,7	634,5	595,7	1,0	19,0

11.6.3 Dimensions del reactor

A la taula 11.6.2.1 es pot observar que el volum màxim del fluid d'operació que s'obté és de 19 m³. Els dos reactors tindran les mateixes dimensions. Aquests es sobredimensionen aproximadament un 20%, de manera que el volum de cada reactor serà de 25 m³.

Els reactors estaran constituïts per un cos cilíndric i un fons superior i inferior torisfèrics. El procediment pel càlcul de les dimensions dels reactors d'hisròlisi és exactament el mateix que el que s'ha seguit per al disseny dels reactors de nitració.

Les equacions emprades són 11.4.3.1, 11.4.3.2, 11.4.3.3, 11.4.3.4 i 11.4.3.5. Els resultats obtinguts es mostren a continuació:

Taula 11.6.3.1 Dimensions dels reactors d'hidròlisi.

Alçada cilindre (m)	4,6
Alçada caps toriesfèrics (m)	$0,7 \cdot 2 = 1,4$
Alçada reactor (m)	6
Diàmetre (m)	2,5
Volum cilindre (m³)	22
Volum caps toriesfèrics (m³)	$1,5 \cdot 2 = 3$
Volum reactor (m³)	25

11.6.4 Càlcul dels espessors

Els espessors del cilindre i els capçals toriesfèrics es calculen igual que en el cas del reactors de nitració. Les equacions emprades són 11.4.4.1, 11.4.4.2, 11.4.4.3, 11.4.4.4 i 11.4.4.5.

Els resultats obtinguts pel disseny mecànic dels reactor d'hidròlisi es mostren a la taula següent:

Taula 11.6.4.2 Disseny mecànic dels reactors d'hidròlisi.

Espessor cilindre (mm)	27
Espessor cap toriesfèric (mm)	43,24
Pressió de disseny (atm)	17,5

Arrodonint els valors dels espessor s'obté que l'espessor del cos cilíndric és de 30mm i el dels toriesfèrics són de 45mm.

11.6.5 Pes dels reactors

El procediment a seguir pel càlcul del pes dels reactors buits, plens d'aigua i plens del líquid d'operació és el mateix que el que s'ha seguit en els reactors de nitració. Les equacions utilitzades són 11.4.5.1, 11.4.5.2, 11.4.5.3, 11.4.5.4, 11.4.5.5, 11.4.5.6, 11.4.5.7, 11.4.5.8 i 11.4.5.9.

Els resultats obtinguts són:

Taula 11.6.5.1 Pes dels reactors d'hidròlisi.

Volum parets de l'equip (m^3)	1,5
Pes del reactor buit (Kg)	10000
Pes del reactor en operació (Kg)	34854
Pes del reactor ple d'aigua (Kg)	26921

11.6.6 Balanç d'energia

Com s'ha esmentat anteriorment, tot i que la reacció d'hidròlisi és endotèrmica, degut a la formació del sulfat d'amoni, els reactors d'hidròlisi alliberen calor, el que incrementa la temperatura del reactor.

1) Velocitat de reacció

La velocitat de reacció es calcula de la mateixa manera que la velocitat de reacció dels reactors de nitració.

Les concentracions inicials i finals de 1-naftilamina es coneixen mitjançant el balanç de matèria realitzat en l'apartat anterior, i el temps de reacció és de 6 hores.

Taula 11.6.6.1 Velocitat de reacció.

$C_{inicial}$ ($Kmol/m^3$)	2,32
C_{final} ($Kmol/m^3$)	0,12
Δt (h)	6
r_{a1} ($Kmol/m^3 \cdot h$)	0,367

2) Càlcul del calor generat

Pel càlcul del calor generat o absorbit s'ha de tenir en compte el calor que absorbeix la reacció principal (1), i la calor que allibera la reacció secundària (2). Les equacions que es segueixen pel seu càlcul són les mateixes que les dels reactors de nitració. Aquestes es corresponen a 11.4.6.2, 11.4.6.3, 11.4.6.4 i 11.4.6.5.

Els calors específics i les entalpies de formació dels compostos que intervenen en la reacció són els següents:

Taula 11.6.6.2 Entalpies i calors específics dels compostos d'hidròlisi.

	ΔH_f° [25°C] (kJ/kmol)	C_p [200°C] (KJ/Kg·°C)
1-Naftilamina	-2,62E+05	2,75
Aigua	-2,42E+05	3,162
Àcid sulfúric	-7,35E+05	1,521
1-Naftol	-2,63E+05	2,718
2-Naftol	-2,63E+05	2,724
Amoníac	-4,57E+04	2,384
Sulfat d'amoni	-1,18E+06	1,635

Els resultats obtinguts són:

Taula 11.4.6.3 Calor generada a la reacció d'hidròlisi.

ra_1 (kmol/m ³ ·h)	0,367
ra_2 (kmol/m ³ ·h)	0,340
ΔC_{p1} (KJ/Kmol·K)	-18,285
ΔC_{p2} (KJ/Kmol·K)	-14,391
$\Delta H_{\text{Reac},1}$ (25°C) (KJ/kmol)	1,94E+05
$\Delta H_{\text{Reac},2}$ (25°C) (KJ/kmol)	-3,54E+05
$\Delta H_{\text{Reac},1}$ (200°C) (KJ/kmol)	1,91E+05
$\Delta H_{\text{Reac},2}$ (200°C) (KJ/kmol)	-3,57E+05
$Q_{\text{Req. 1}}$ (KJ/h)	1,34E+06
$Q_{\text{Gen. 2}}$ (KJ/h)	2,31E+06
$Q_{g \text{ total}}$ (KJ/h)	9,74E+05
$Q_{g \text{ total}}$ (KW)	270,69

11.6.7 Disseny del sistema de refrigeració

Per a que els reactors d'hidròlisi mantinguin constan la temperatura s'ha d'equipar amb un sistema de refrigeració que sigui capaç de retirar la calor global alliberada per la reacció mitjançant la circulació d'aigua provinent de la torre de refrigeració.

La superfície necessària per a retirar tota la calor alliberada es calcula amb les equacions 11.4.7.1 i 11.4.7.2.

Taula 11.6.7.1 Àrea de bescanvi necessària dels reactors de d'hidròlisi.

T entrada aigua (°C)	30
T sortida aigua (°C)	45
T reactor (°C)	200
ΔT_{ml} (°C)	162,4
A reactor (m²)	35
A de bescanvi necessària (m²)	6,67

L'equip que s'ha decidit instal·lar per a refrigerar els reactors és una camisa de mitja canya.

El procediment pel disseny de la mitja canya és idèntic al realitzat en els reactors de nitració, emprant les equacions 11.4.7.3, 11.4.7.4, 11.4.7.5, 11.4.7.6, 11.4.7.7, 11.4.7.8, 11.4.7.9, 11.4.7.10, 11.4.7.11 i 11.4.7.12.

Els resultats obtinguts del disseny de la mitja canya es mostren a continuació:

Taula 11.4.7.3 Resultats del disseny de la mitja canya dels reactors d'hidròlisi.

Q_r mitja canya (KJ/h)	9,74E+05
v_w (m/s)	2
m_w (Kg/h)	15542
Q_w (m³/h)	15,6
A_{pas} (m²)	0,0029
$D_{intern\ tub}$ (m)	3,38
Gruix (m)	0,005
$D_{extern\ tub}$ (m)	0,096
Longitud d'una volta (m)	7,85
N voltes	24,9
Separació entre voltes (m)	0,086

11.6.8 Disseny de l'agitador

Per a assegurar una bona transferència de calor, i una bona distribució dels reactius en els reactors, s'incorpora un agitador per tal d'assegurar la bona transferència d'energia i matèria.

- **Característiques de l'agitador**

L'agitador es dissenya seguint un disseny estàndard de turbina (McCabe). Les característiques per al disseny de l'agitador són:

Taula 11.6.8.1 Característiques de l'agitador

Model de flux produït	Radial / Axial
Viscositat del fluid	Fins a 20 Pa·s
Velocitat tangencial induïda en el fluid	9 m/s
Règim	Turbulent
Geometria del fons del dipòsit	Toriesfèric Köppler
Tipus de pales	Pales planes

- **Càlcul de les dimensions de l'agitador**

Mitjançant les figures 11.4.8.1 i 11.4.8.2 es determinen les dimensions de l'agitador.

Taula 11.6.8.2 Dimensions de l'agitador

Da (m)	0,83
E (m)	0,83
W (m)	0,17
L (m)	0,21

El reactor estarà equip amb quatre deflectors per assegurar el règim turbulent i la bona homogeneïtzació de la mescla de reacció i transferència de matèria i energia.

- Càlcul de la potència de l'agitador

La potència de l'agitador es calcula de la mateixa manera que en el cas dels reactors de nitració.

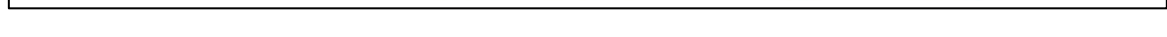
Es considera que l'agitador té un rendiment del 65%, per la qual cosa, la potència obtinguda haurà de dividir-se entre 0,65.

Els resultats obtinguts són:

Taula 11.6.8.3 Potència de l'agitador.

rpm	100
N= velocitat rotació (rps)	1,67
Da = Diàmetre agitador (m)	0,83
Densitat fluid (Kg/m³)	885,8
Viscositat (Pa·s)	1,52E-04
N_{Re}	6,76E+06
N_p	4
P_{gc} (W)	6592,28
P_{real} (kW)	10,14

11.7.1 Introducció



11.7.2 Càlcul de les dimensions dels separadors

L'alçada total del líquid en el tanc es pot determinar mitjançant l'alçada del líquid lleuger a tanc i l'alçada del líquid pesat. L'alçada total del líquid queda fixada per la posició del sobreexidor per al líquid lleuger. La descàrrega del líquid pesat es realitza a través d'un sobreexidor connectat al fons del tancs. Les conduccions de sobreeximent i la part superior del tanc estan en contacte amb l'atmosfera.

Donat que la resistència de fricció al flux es menyspreable en les condicions de descàrrega, la columna de líquid pesat, en el tub pel qual vessa, ha d'equilibrar a l'alçada, lleugerament superior, dels dos líquids del tanc. Mitjançant un balanç hidrostàtic s'arriba a la següent equació:

$$Z_B \cdot \rho_B + Z_{A1} \cdot \rho_A = Z_{A2} \cdot \rho_A \quad (\text{Eq. 11.7.2.1})$$

Z_B = Alçada líquid lleuger	[m]
ρ_B = Densitat líquid lleuger	[Kg/m ³]
Z_{A1} = Alçada líquid pesat	[m]
ρ_{A1} = Densitat líquid pesat	[Kg/m ³]
Z_{A2} = Alçada sobreexidor de líquid pesat	[m]
ρ_{A2} = Densitat líquid sobreexidor	[Kg/m ³]

Aïllat a l'equació anterior:

$$Z_{A1} = Z_{A2} - Z_B \cdot \frac{\rho_B}{\rho_A} = Z_{A2} - (Z_T - Z_{A1}) \cdot \frac{\rho_B}{\rho_A} \quad (\text{Eq. 11.7.2.2})$$

On:

$$Z_T = Z_B + Z_{A1} \quad (\text{Eq. 11.7.2.3})$$

Llavors:

$$Z_{A1} = \frac{Z_{A2} - Z_T \cdot \left(\frac{\rho_B}{\rho_A}\right)}{1 - \left(\frac{\rho_B}{\rho_A}\right)} \quad (\text{Eq. 11.7.2.4})$$

Aquesta equació indica que la posició de la interfase líquid-líquid en el separador depèn de la relació de densitats dels dos líquids i de les alçades dels sobreeixidors, sent independent de la velocitat de flux dels líquids.

El tamany del decantador ve donat per el temps que es requereix per a la separació, i alhora depèn de la diferència entre les densitats dels dos líquids i de la viscositat de la fase contínua. Per tal de que els líquids siguin clars i no formin emulsions, el temps de separació pot estimar-se a partir de l'equació empírica següent:

$$t = \frac{6.24 \cdot \mu}{\rho_A - \rho_B} \quad (\text{Eq. 11.7.2.5})$$

t = Temps de separació	[h]
ρ_A = Densitat líquid pesat	[Kg/m ³]
ρ_B = Densitat líquid lleuger	[Kg/m ³]
μ = Viscositat de la fase contínua	[cP]

Una manera simplificada de calcular el volum del separador és la següent:

$$V_{\text{separador}} = \tau \cdot Q_l \quad (\text{Eq. 11.7.2.6})$$

τ = Temps de residència	[h]
Q_l = Cabal volumètric d'entrada	[m ³ /h]

Tenint en compte que el tanc tindrà cos cilíndric i els dos fons també seran cilíndric, es pot calcular el diàmetre.

$$V_{\text{separador}} = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot L_{\text{cil.}} + 2 \cdot 0.08089 \cdot D^3 \quad (\text{Eq. 11.7.2.7})$$

On:

$$L_{\text{cil.}} = 5 \cdot D \quad (\text{Eq. 11.7.2.8})$$

La longitud del cilindre serà la suma de la del cilindre i els dos fons.

$$L = L_{cil.} + 2 \cdot 0.169 \cdot D \quad (Eq. 11.7.2.9)$$

La fracció de volum ocupada del tanc pel líquid serà del 95% i, per un cilindre horitzontal això significa que l'alçada del líquid serà el 90% del diàmetre del tanc. Per tant:

$$Z_T = 0,9 \cdot D \quad (Eq. 11.7.2.10)$$

Si es té en compte la proporció de la fase pesada respecte a l'alimentació total, es pot determinar l'alçada de la capa pesada (Z_{A1}), l'alçada de la capa lleugera i l'alçada del sobreexidor del líquid pesat.

11.7.3 Càlcul dels espessors

Els espessors dels separadors es dissenyen seguint la normativa ASME.

Els separadors estan constituïts per un cos cilíndric, i els extrems toriesfèrics. A continuació es descriu en detall el càlcul del gruix de les parets del cilindre i els extrems toriesfèrics.

- **Disseny del cilindre**

Per a realitzar el càlcul dels espessors mínims a pressió interna dels separadors s'utilitza la següent equació:

$$t = \frac{P_{disseny} \cdot R_{extern}}{S \cdot E - 0.6 \cdot P_{disseny}} \quad (Eq. 11.7.3.1)$$

t = Espessor mínim [inch]

$P_{disseny}$ = Pressió de disseny [psi]

R_{extern} = Radi intern del recipient [inch]

S = Tensió màxima admissible [psi]

E = Factor de soldadura

Un cop determinar l'espessor mínim, es calcula l'espessor total i el valor de la pressió màxima que pot resistir el cilindre:

$$t_{total} = t + C_1 + C_2 \quad (Eq. 11.7.3.2)$$

t_{total} = Espessor total [inch]

t = Espessor mínim [inch]

C_1 = Espessor de corrosió [inch]

C_2 = Espessor de tolerància [inch]

$$P = \frac{S \cdot E \cdot t_{total}}{R + 0.6 \cdot t_{total}} \quad (Eq. 11.7.3.3)$$

P = Pressió de disseny final [psi]

- Disseny dels capçals

Els fons superior i inferior dels reactors són toriesfèrics. El gruix d'aquests es calcula amb les següents equacions:

$$t = \frac{P_{disseny} \cdot M \cdot L}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P_{disseny}} \quad (Eq. 11.7.3.4)$$

$$P = \frac{2 \cdot S \cdot E \cdot t_{total}}{L \cdot M + 0.2 \cdot t_{total}} \quad (Eq. 11.7.3.5)$$

Taula 11.7.3.1 Valors del factor "M" en funció de L/r.

VALORES DEL FACTOR "M"																
L/r	1.00	1.25	1.50	1.75	2.00	2.25	2.50	2.75	3.00	3.25	3.50	4.00	4.50	5.00	5.50	6.50
M	1.00	1.03	1.06	1.08	1.10	1.13	1.15	1.17	1.18	1.20	1.22	1.25	1.28	1.31	1.34	1.39
L/r	7.00	7.50	8.00	8.50	9.00	9.50	10.0	10.5	11.0	11.5	12.0	13.0	14.0	15.0	16.0	2
M	1.41	1.44	1.46	1.48	1.50	1.52	1.54	1.56	1.58	1.60	1.62	1.65	1.69	1.72	1.75	1.77
* LA MAXIMA RAZON PERMITIDA ES: $L = D + 2t$ (véase la nota 2 de la página opuesta)																

Els resultats obtinguts dels espessor s'arrodoniran a número sencers.

11.7.4 Pes dels separadors

- **Pes del reactor buit**

El pes del separador s'obté fent la suma del pes del cos cilíndric i dels dos extrems toriesfèrics.

1) Càlcul de la superfície del cilindre

$$A_{cilindre} = \pi \cdot D_e \cdot h_{cilindre} \quad (Eq. 11.7.4.1)$$

$A_{cilindre}$ = Superfície del cilindre [m²]

D_e = Diàmetre extern del cilindre [m]

$h_{cilindre}$ = Alçada del cilindre [m]

7) Càlcul del volum d'acer del cilindre

$$V_{cilindre} = A_{cilindre} \cdot e_{cilindre} \quad (Eq. 11.7.4.2)$$

$V_{cilindre}$ = Volum cilindre [m³]

$e_{cilindre}$ = Espessor de la paret del cilindre [m]

8) Càlcul de la superfície del fons toriesfèric

$$A_{toriesfèric} = \frac{\pi}{2} \cdot D_p^2 + D_e \cdot (D_e - 2 \cdot D_p) \quad (Eq. 11.7.4.3)$$

On $D_p = 2 \cdot e_{toriesfèric} \cdot D_e \quad (Eq. 11.7.4.4)$

D_e = Diàmetre extern de la base. [m]

$e_{toriesfèric}$ = Espessor de la paret del fons. [m]

9) Càlcul del volum d'acer del fons toriesfèric

$$V_{toriesfèric} = A_{toriesfèric} \cdot e_{toriesfèric} \quad (\text{Eq. 11.7.4.5})$$

$$V_{toriesfèric} = \text{Volum fons toriesfèric.} \quad [\text{m}^3]$$

10) Càlcul del volum de les parets de l'equip

$$V_{paret\ separador} = V_{cilindre} + 2 \cdot V_{toriesfèric} \quad (\text{Eq. 11.7.4.6})$$

11) Càlcul del pes del separador buit

$$Pes\ separador = (V_{cilindre} + 2 \cdot V_{toriesfèric}) \cdot \rho_{acer} \quad (\text{Eq. 11.7.4.7})$$

$$Pes\ recipient = \text{Massa del recipient.} \quad [\text{Kg}]$$

$$\rho_{acer} = \text{Densitat de l'acer.} \quad [\text{Kg/m}^3]$$

- **Pes del separador ple d'aigua**

$$Pes\ separador\ amb\ aigua = Pes\ separador\ buit + (\text{Volum líquid a contenir} \cdot \rho_{aigua}) \quad (\text{Eq. 11.7.4.8})$$

$$\rho_{aigua} = \text{Densitat de l'aigua.} \quad [\text{Kg/m}^3]$$

$$\text{Volum líquid a contenir} = \text{Volum que ocupa el líquid dins el recipient} \quad [\text{m}^3]$$

$$Pes\ separador\ buit = \text{Pes del recipient buit.} \quad [\text{Kg}]$$

- **Pes del separador en operació**

$$Pes\ separador\ amb\ líquid = Pes\ separador\ buit + (\text{Volum líquid a contenir} \cdot \rho_{líquid}) \quad (\text{Eq. 11.7.4.9})$$

$$\rho_{líquid} = \text{Densitat de líquid que conté el recipient.} \quad [\text{Kg/m}^3]$$

$$\text{Volum líquid a contenir} = \text{Volum que ocupa el líquid dins el recipient} \quad [\text{m}^3]$$

$$Pes\ separador\ buit = \text{Pes del recipient buit.} \quad [\text{Kg}]$$

11.7.5 Separador D-301

A continuació es mostren els resultats obtinguts en el disseny del separador de fases D-301.

- Dimensions**

Taula 11.7.5.1 Dimensions del separador D-301

Longitud cilindre (m)	2,709
Longitud extrems toriesfèrics (m)	$0,092 \cdot 2 = 0,184$
Longitud total (m)	2,89
Alçada (m)	0,54
Volum cilindre (m³)	0,62
Volum extrems toriesfèrics (m³)	$0,013 \cdot 2 = 0,03$
Volum separador (m³)	0,65

- Disseny mecànic**

Taula 11.7.5.2 Espessors del separador D-301.

Espessor cilindre (mm)	1,30
Espessor extrem toriesfèric (mm)	1,47
Pressió de disseny (atm)	1,20

- Pes**

Taula 11.7.5.3 Pes del separador D-301.

Volum parets del separador (m³)	0,011
Pes del separador buit (Kg)	88,42
Pes del separador en operació (Kg)	526,74
Pes del separador ple d'aigua (Kg)	616,13

11.7.6 Separador D-701

A continuació es mostren els resultats obtinguts en el disseny del separador de fases D-301.

- Dimensions**

Taula 11.7.6.1 Dimensions del separador D-701

Longitud cilindre (m)	1,6
Longitud extrems toriesfèrics (m)	$0,23 \cdot 2 = 0,46$
Longitud total (m)	2,06
Alçada (m)	1,1
Volum cilindre (m³)	1,26
Volum extrems toriesfèrics (m³)	$0,12 \cdot 2 = 0,24$
Volum separador (m³)	1,5

- Disseny mecànic**

Taula 11.7.6.2 Espessors del separador D-701.

Espessor cilindre (mm)	3,69
Espessor extrem toriesfèric (mm)	4,17
Pressió de disseny (atm)	1,3

- Pes**

Taula 11.7.6.3 Pes del separador D-701

Volum parets del separador (m³)	0,034
Pes del separador buit (Kg)	214
Pes del separador en operació (Kg)	1500
Pes del separador ple d'aigua (Kg)	1920

11.8 Bescanviadors de calor

11.8.1 Disseny dels bescanviadors de calor

A continuació s'explica el procediment seguit pel disseny dels bescanviadors de calor de la planta. El disseny s'ha realitzat mitjançant el simulador "HYSYS".

- 1) Primerament s'especifica el corrent que es vol refredar o escalfar, i es defineix una temperatura del fluid de servei (oli o aigua de refrigeració) que escalfarà o refredarà el fluid de procés que circula a través del bescanviador de calor. Després, en el corrent de sortida es fixa un valor estimat de la temperatura a la qual sortirà el fluid de servei.

El mètode fixat pel càlcul dels bescanviadors és el mètode rigorós.

The screenshot shows the 'Heat Exchanger Model' window in HYSYS. The 'Design Conditions' section contains the following data:

	TUBE-SIDE	SHELL-SIDE
Specified Duty [kJ/h]	<empty>	
Inlet Temperature [C]	380.0	300.0
Specified Outlet Temperature [C]	<empty>	300.3
Allowable Pressure Drop [kPa]	10.00	20.00

The 'Rigorous Model' section shows the following data:

	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
Effective Surface Area [m2]	34.05	
Overall Dirty Coeff [kJ/h-m2-C]	1153	
Vibration Problem	No	
Film Coefficient [kJ/h-m2-C]	3132	1873
Calculated Pressure Drop [kPa]	1.386	2.531

Buttons and options include 'Size Rigorous Shell&Tube', 'Use Design Template File', and a note: 'For more details of rigorous model see Rigorous Shell&Tube tab'.

Figura 11.8.1.1 Mètode rigorós pel càlcul dels bescanviadors de calor.

El mètode rigorós optimitza un bescanviador de calor per a unes condicions determinades que prèviament s'han fixat. A més a més, per aquest mètode, s'ha de fixar al simulador les pèrdues de pressió de l'equip.

- 2) Un cop s'ha dimensionat el bescanviador, es valora si els resultats són lògics i s'ajusten a la realitat o no. En cas de que els resultats que proporciona el HYSYS siguin erronis, el bescanviador es dimensiona manualment al panell de control del dissenyador de bescanviador de calor del simulador.

Calculated Exchanger Performance		
Duty [kJ/h]	3.284e+006	
Effective Surface Area [m2]	34.05	
Effective MTD [C]	58.73	
Overall Clean Coeff [kJ/h-m2-C]	1153	
Overall Dirty Coeff [kJ/h-m2-C]	1153	
Vibration Problem	No	
RhoV2 Problem	No	

	SHELL-SIDE	TUBE-SIDE
Film Coefficient [kJ/h-m2-C]	3132	1873
Calculated Pressure Drop [kPa]	1.386	2.531
Allowable Pressure Drop [kPa]	20.00	11.01
Velocity (Highest) [m/s]	2.216	0.6236

Figura 11.8.1.2 Variables de disseny dels bescanviadors de calor calculades pel HYSYS

- 3) Per a determinar si els bescanviador de calor que s'ha dissenyat és correcte, s'analitza la velocitat a la que circula el fluid pels tubs, de manera que si la velocitat de tubs i/o carcassa és molt elevada o molt petita, es variaran paràmetres com el pitch, el diàmetre dels tubs, el nombre de deflectors o el diàmetre de carcassa. Les velocitats de tubs i carcassa admissibles estan compreses entre 0,2 i 2 m/s.

Size Exchanger	Accept Design	Cancel	EDR Sizing Console		Full ED
Geometry Process Errors & Warnings Run Status					
			Most recent run	Previous run	
Configuration					
TEMA type:	B + E - M		BEM		
Hot side:	Tube side		Tube side		
Tube OD \ Pitch:	mm	70 \ 200	70 \ 200 \		
Tube pattern:	30-Triangular		30		
Baffle type:	Single segmental		Single segmental		
Baffle cut orientation:	Horizontal		H		
Exchanger material:	Carbon Steel		Carbon Steel		
Size					
Specify some sizes in design:	Yes		Yes		
Shell ID \ OD	mm	1400 \ 1426	1400 \ 1426 \		
Tube length:	mm	4050	4050		
Baffle pitch:	mm	500	500		
Number of baffles:	6		6		
Number of tubes \ passes:	40 \ 4		40 \ 4 \		
Shells in series \ parallel:	1 \ 1		1 \ 1 \		
Overall Results					
Oversurface [%]:			-30		
Dp-ratio shellside \ tubeside:			0.07 \ 0.23 \		
Cost:	Dollar(US)		64745		

Figura 11.8.1.2 Especificacions dels bescanviadors de calor.

11.8.2 Bescanviadors de calor dissenyats

A continuació es resumeixen els resultats obtinguts dels dissenys dels bescanviadors de calor de la planta de producció de 1-naftol.

Taula 11.8.2.1 Disseny de l'equip RB-301.

	RB-301	
	Tubs	Carcassa
T_{entrada} (°C)	380	311,3
T_{sortida} (°C)	330	311,8
ΔP(KPa)	2,48	4,54
Cabal màssic (Kg/h)	68850	19460
Velocitat (m/s)	0,62	2,3

Taula 11.8.2.2 Disseny de l'equip BC-301.

	BC-301	
	Tubs	Carcassa
T_{entrada} (°C)	304,1	200
T_{sortida} (°C)	304,1	243,9
ΔP(KPa)	0,889	10,849
Cabal màssic (Kg/h)	12480	68850
Velocitat (m/s)	0,8	1,8

Taula 11.8.2.3 Disseny de l'equip BC-302..

	BC-302	
	Tubs	Carcassa
T_{entrada} (°C)	302,1	30
T_{sortida} (°C)	180	45
ΔP(KPa)	10,8	3,8
Cabal màssic (Kg/h)	2080	19280
Velocitat (m/s)	0,7	0,52

Taula 11.8.2.4 Disseny de l'equip BC-303.

	BC-303	
	Tubs	Carcassa
T_{entrada} (°C)	314,3	30
T_{sortida} (°C)	81,92	45,3
ΔP(KPa)	0,093	1,43
Cabal màssic (Kg/h)	99,4	900,8
Velocitat (m/s)	0,053	0,035

Taula 11.8.2.5 Disseny de l'equip RB-501.

	RB-501	
	Tubs	Carcassa
T_{entrada} (°C)	380	89,1
T_{sortida} (°C)	298,8	276,8
ΔP(KPa)	2,13	1,526
Cabal màssic (Kg/h)	24862	4047
Velocitat (m/s)	1,75	0,17

Taula 11.8.2.6 Disseny de l'equip BC-501.

	BC-501	
	Tubs	Carcassa
T_{entrada} (°C)	86,02	30
T_{sortida} (°C)	80,5	48,5
ΔP(KPa)	0,695	3,75
Cabal màssic (Kg/h)	4593	66655,9
Velocitat (m/s)	1,54	0,76

Taula 11.8.2.7 Disseny de l'equip BC-502.

	BC-502	
	Tubs	Carcassa
T_{entrada} (°C)	86,02	30
T_{sortida} (°C)	80,5	48,5
ΔP(KPa)	0,695	3,75
Cabal màssic (Kg/h)	4593	66655,9
Velocitat (m/s)	1,54	0,76

Taula 11.8.2.8 Disseny de l'equip BC-401.

	BC-401	
	Tubs	Carcassa
T_{entrada} (°C)	240	25
T_{sortida} (°C)	213,3	177,6
ΔP(KPa)	6,23	4,016
Cabal màssic (Kg/h)	68850	3532
Velocitat (m/s)	1,44	0,6

Taula 11.8.2.9 Disseny de l'equip RB-701.

	RB-701	
	Tubs	Carcassa
T_{entrada} (°C)	380	300
T_{sortida} (°C)	341,3	300,4
ΔP(KPa)	2,13	1,526
Cabal màssic (Kg/h)	63750	4047
Velocitat (m/s)	0,63	2,2

Taula 11.8.2.10 Disseny de l'equip BC-701.

	BC-701	
	Tubs	Carcassa
T_{entrada} (°C)	279,1	30
T_{sortida} (°C)	271,6	45
ΔP(KPa)	1,29	3,2
Cabal màssic (Kg/h)	8346	42422
Velocitat (m/s)	1,82	0,87

Taula 11.8.2.11 Disseny de l'equip BC-702.

	BC-702	
	Tubs	Carcassa
T_{entrada} (°C)	279,1	30
T_{sortida} (°C)	80	45,8
ΔP(KPa)	9	3,8
Cabal màssic (Kg/h)	1391	11170
Velocitat (m/s)	0,71	0,34

Taula 11.8.2.12 Disseny de l'equip BC-703.

	BC-703	
	Tubs	Carcassa
T_{entrada} (°C)	300,3	30
T_{sortida} (°C)	40	45
ΔP(KPa)	1,44	0,25
Cabal màssic (Kg/h)	83,3	900,8
Velocitat (m/s)	0,43	0,25

11.9 Columnes de destil·lació

11.9.1 Disseny de les columnes

Per a poder realitzar un balanç de matèria més acurat i tenir una idea del grau de separació que aquesta columna pot donar a les condicions de treball desitjades, es realitza el dimensionament d'aquest equip mitjançant el mètode del "Short Cut Distillation" i seguidament del mètode rigorós "Distillation Column".

- 1) Inicialment s'ha definit el corrent d'entrada a la columna, corrent corresponent a la nomenclatura del diagrama de procés, el qual s'ha caracteritzat a partir de determinar un "fluid Package" adient per a la mescla, a més a més d'especificar les condicions d'operació per les quals es vol treballar. Una vegada s'han introduït totes les condicions de treball a la columna "shot-cut", s'especifica quins seran els components clau lleuger i clau pesat, de manera que la columna ens donarà una relació de reflux mínima i un determinat mínim nombre d'etapes per assolir les composicions de caps i cues prèviament fixades.

Figura 11.9.1.1 Short Cut

Trays	
Minimum Number of Trays	9.924
Actual Number of Trays	11.051
Optimal Feed Stage	5.525
Temperatures	
Condenser [C]	82.89
Reboiler [C]	98.36
Flows	
Rectify Vapour [kgmole/h]	13.576
Rectify Liquid [kgmole/h]	12.341
Stripping Vapour [kgmole/h]	13.576
Stripping Liquid [kgmole/h]	14.810
Condenser Duty [kJ/h]	-574826.911
Reboiler Duty [kJ/h]	591459.889

- 2) Un cop es tenen el nombre d'etapes i la relació de reflux es pot començar a provar de convergir la columna de destil·lació amb una primera idea del nombre d'etapes, les condicions de pressió als caps i cues de columna i la relació de reflux fixada, l'única cosa que s'ha d'especificar són les composicions que es desitgen a caps o cues d'un o més components fins que es compleixin els graus de llibertat.

Design Parameters Side Ops Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Design

Connections
Monitor
Specs
Specs Summary
Subcooling
Notes

Column Specifications

Reflux Ratio
Comp Fraction

View...
Add...
Delete

Specification Details

Spec Name: **Comp Fraction**

Converged?: **Yes**

Active ☒
Use As Estimate ☒
Current ☒
Dry Flow Basis ☐

Spec Type

Fixed/Ranged Spec
Primary/Alternate Spec

Specification Value: **0.9900**
Current Calculated Value: 0.9900

Update Specs from Dynamics

Default Basis: **Molar**
Degrees of Freedom: 0

All the Currently available Specifications for the Column - Details can be Read to the Right

Errors

Weighted Tolerance	1.000e-002
Weighted Calculated Error	-2.866e-005
Absolute Tolerance	1.000e-003
Absolute Calculated Error	1.426e-007

Figura 11.9.1.2 Especificacions columna.

- 3) Quan la columna convergeix, llavors el HYSYS retorna els valors de les composicions i els cabals a tots els corrent de la columna.

Design	Parameters	Side Ops	Rating	Worksheet	Performance	Flowsheet	Reactions	Dynamics
Worksheet								
Conditions	Name	Entrada Destilació			Distillate @COL1	Bottoms @COL1		
Properties	Vapour	0.0000			0.0000	0.0000		
Compositions	Temperature [C]	80.04			279.1	300.3		
PF Specs	Pressure [kPa]	152.0			101.3	101.3		
	Molar Flow [kgmole/h]	10.23			9.649	0.5816		
	Mass Flow [kg/h]	1474			1391	83.29		
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1.764			1.665	9.866e-002		
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3.063e+005			-2.305e+005	-2.228e+005		
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	288.7			504.0	519.3		
	Heat Flow [kJ/h]	-3.134e+006			-2.224e+006	-1.296e+005		

Figura 11.9.1.3 Balanç de matèria.

- 4) Després que la columna convergeixi, es pot dimensionar mitjançant una aplicació del HYSYS anomenada "Tray sizing" que permet dimensionar el rebliment o els plats de la columna, estimar el tipus de rebliment i estimar l'alçada i el diàmetre intern de la columna de destil·lació.

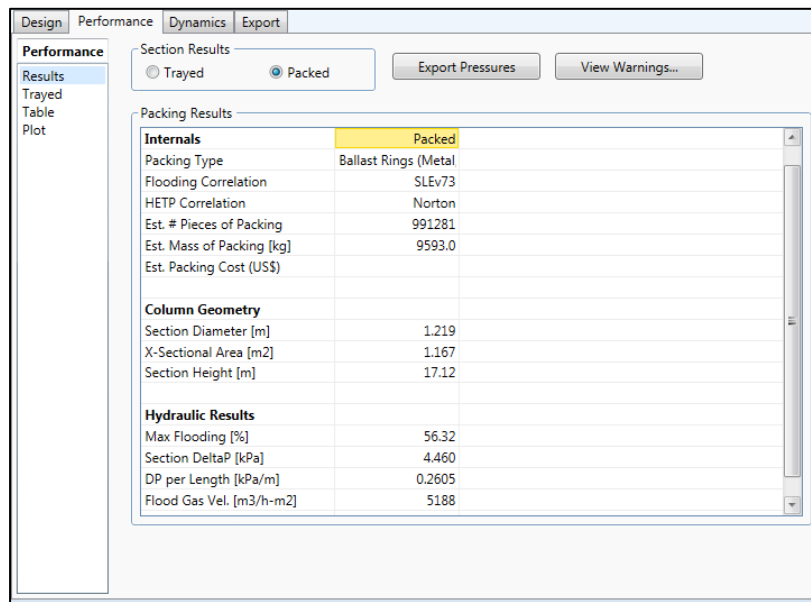


Figura 11.9.1.3 Disseny de la columna

5) L'alçada d'entrada de l'aliment a la columna es calcula amb la següent equació:

$$HETP = \frac{H}{Num.Etapes} \quad (Eq. 11.7.1.1)$$

HETP = Height Equivalent to Theoretical Plate [m]

H = Alçada de la columna [m]

Num. Etapes = Número d'etapes d'equilibri teòriques

6) L'alçada del plat de l'aliment es calcula:

$$H_A = HETP \cdot Etp. aliment \quad (Eq. 11.7.1.2)$$

H_A = Alçada del plat de l'aliment [m]

Etp. aliment = Etapa d'equilibri de l'aliment

HETP = Height Equivalent to Theoretical Plate [m]

7) Els espessors de les parets i el pes de les columnes es calculen de la mateixa manera que la resta d'equips, tenint en compte que la columna està constituïda per un cos cilíndric i dos fons toriesfèrics.

11.9.2 Columna C-301

La columna de destil·lació C-301 situada a l'àrea 300 té la funció de purificar el 1-nitronaftalé, separant-lo del 2-nitronaftalé que s'ha format a la reacció de nitració.

Mitjançant el HYSYS, s'han obtingut els següents resultats:

Taula 11.9.2.1 Resultats de la columna C-301.

Diàmetre columna (m)	1,8
Alçada columna (m)	14,7
Temperatura destil·lat (°C)	304,1
Pressió destil·lat (atm)	1
Temperatura cues (°C)	341,2
Pressió cues (atm)	1
Relació de reflux	6
Número d'etapes	28
HETP (m)	0,54

11.9.3 Columna C-501

La columna de destil·lació C-501 situada a l'àrea 500 té la funció de purificar el 1-naftilamina, separant-lo de la mescla azeotròpica isopropanol-aigua.

Mitjançant el HYSYS, s'han obtingut els següents resultats:

Taula 11.9.3.1 Resultats de la columna C-501.

Diàmetre columna (m)	0,915
Alçada columna (m)	2
Temperatura destil·lat (°C)	80,7
Pressió destil·lat (atm)	1
Temperatura cues (°C)	276,8
Pressió cues (atm)	1
Relació de reflux	1
Número d'etapes	4
HETP (m)	0,45

11.9.4 Columna C-701

La columna de destil·lació C-701 situada a l'àrea 700 té la funció de purificar el 1-naftol fins a una puresa del 99%. Aquesta columna separa el producte principal d'una mescla formada majoritàriament per 1-naftol, una mica de 1-naftilamina i 2-naftol.

Mitjançant el HYSYS, s'han obtingut els següents resultats:

Taula 11.9.4.1 Resultats de la columna C-701.

Diàmetre columna (m)	1,2
Alçada columna (m)	17,5
Temperatura destil·lat (°C)	279,1
Pressió destil·lat (atm)	1
Temperatura cues (°C)	300,3
Pressió cues (atm)	1
Relació de reflux	5
Número d'etapes	41
HETP (m)	0,33

11.10 Tancs pulmó de procés

11.10.1 Tancs pulmó de reactors discontinus

11.10.1.1 Disseny dels tancs

A la planta de producció de 1-naftol existeixen dos tancs pulmó per a contenir el productes que es formen a les reaccions de nitració i hidròlisi, aquestes tancs són respectivament T-201 i T-601.

Els tancs per a contenir els productes de les reaccions s'ha dissenyat de manera que el seu volum és igual a la suma del volum dels dos reactors discontinus. S'ha decidit duplicar el volum pel cas de que hi hagi alguna incidència i el tanc no es pugui buida, o s'hagi de buidar el reactor abans de temps degut a un problema en el procés de reacció.

El procediment per al dimensionament dels tancs, i els espessors de les parets és exactament el mateix que s'ha seguit pel disseny dels tancs d'emmagatzematge de líquids, de manera que en aquest apartat no s'especificaran les equacions ja que aquestes figuren a l'apartat 11.1.

11.10.1.2 Tanc pulmó T-201

A continuació es mostren les taules amb els resultats obtinguts en el disseny del tanc pulmó dels productes de nitració.

Taula 11.10.1.2.1 Dimensions del tanc T-201.

Alçada cilindre (m)	5,57
Alçada cap toriesfèric (m)	0,56
Alçada tanc (m)	6,69
Diàmetre (m)	2,79
Volum cilindre (m³)	34
Volum cap toriesfèric (m³)	1,74
Volum tanc (m³)	35,74

Taula 11.10.1.2.2 Espessors del tanc T-201.

Espessor cilindre (mm)	3,36
Espessor cap toriesfèric (mm)	5,34
Pressió de disseny (atm)	1,83

Taula 11.10.1.2.3 Pes del tanc T-201.

Volum parets (m³)	0,287
Pes de l'equip buit (Kg)	2298,15
Pes de l'equip en operació (Kg)	30538,54
Pes de l'equip ple d'aigua (Kg)	36298,15

11.10.1.3 Tanc pulmó T-601

A continuació es mostren les taules amb els resultats obtinguts en el disseny del tanc pulmó dels productes de la hidròlisi.

Taula 11.10.1.3.1 Dimensions del tanc T-601

Alçada cilindre (m)	6
Alçada cap toriesfèric (m)	0,71
Alçada tanc (m)	6,71
Diàmetre (m)	3,5
Volum cilindre (m³)	57,7
Volum cap toriesfèric (m³)	2,3
Volum tanc (m³)	60

Taula 11.10.1.3.2 Espessors del tanc T-601.

Espessor cilindre (mm)	5,26
Espessor cap toriesfèric (mm)	8,83
Pressió de disseny (atm)	1,3

Taula 11.10.1.3.3 Pes del tanc T-601.

Volum parets (m³)	0,479
Pes de l'equip buit (Kg)	3120
Pes de l'equip en operació (Kg)	50323
Pes de l'equip ple d'aigua (Kg)	65083

11.10.2 Tancs pulmó de condensats

Els tancs pulmó d'una columna de destil·lació s'utilitzen per a tenir un recipient on es puguin retenir els gasos condensats que surten del condensador situat al cap de la columna.

El disseny dels tancs pulmó de condensats de les 3 columnes de destil·lació dissenyades s'ha realitzat amb l'ajuda del simulador ASPEN HYSYS.

- 1) El disseny es realitza tenint en compte el tems de residència al tanc i el cabal volumètric. D'aquesta manera es pot coneixes el volum del tanc amb la següent equació:

$$V = Q_L \cdot \tau \quad (Eq. 11.10.2.1)$$

V = Volum del tanc de condensats	[m ³]
QL = Cabal volumètric	[m ³ /min]
τ = Temps de residència	[min]

- 2) Un cop es calcula el volum, amb el simulador es troben les dimensions del tanc, és a dir, el diàmetre i l'alçada del cilindre (s'ha comprovat que la relació H/D sigui de 1,5-2).
- 3) Els espessors de les parets i el pes dels tancs es calculen de la mateixa manera que la resta d'equips, tenint en compte que els tancs estan constituïts per un cos cilíndric i dos fons toriesfèrics.

11.10.3 Tancs pulmó dels productes de les columnes

A la planta també hi ha un altre tanc després de la columna de destil·lació C-501 ja que el corrent que surt de la columna ha d'anar a parar als reactors discontinus d'hidròlisi, de manera que, per seguretat, s'ha instal·lat aquest tanc que correspon a l'equip T-503.

Tal i com s'ha dit anteriorment, a la columna de destil·lació de l'àrea 500 surten per cues uns 1500 kg/h. Per tant, s'ha fixat que el tanc pulmó tingui una capacitat d'emmagatzematge de 82 m³, podent-se així emmagatzemar tot el que surt de la columna de destil·lació de manera estacionaria, ja que cada cicle del reactor d'hidròlisi (equip posterior al tanc pulmó d'hidrogenació) requereix 5880 kg.

A continuació es mostren les taules amb els resultats obtinguts en el disseny del tanc pulmó de la columna C-503.

Taula 11.10.3.1 Dimensions del tanc T-503.

Alçada cilindre (m)	6
Alçada cap toriesfèric (m)	0,81
Alçada tanc (m)	6,81
Diàmetre (m)	4
Volum cilindre (m³)	6,6
Volum cap toriesfèric (m³)	75,4
Volum tanc (m³)	82

Taula 11.10.3.2 Espessors del tanc T-503.

Espessor cilindre (mm)	5,78
Espessor cap toriesfèric (mm)	7,71
Pressió de disseny (atm)	1,3

Taula 11.10.3.3 Pes del tanc T-503.

Volum parets (m³)	0,576
Pes de l'equip buit (Kg)	4600
Pes de l'equip en operació (Kg)	40762
Pes de l'equip ple d'aigua (Kg)	86321

11.11 Assecadors per aspersió

11.11.1 Introducció

Un assecador per aspersió és un assecador de partícules que s'utilitza per a solidificar un productes.

Aquest equip està constituït per:

- Aliment bombejat
- Atomitzador
- Nitrogen fred
- Dispersador del fluid gasos
- Cambra d'assecatge
- Recuperador de pols
- Sistema de neteja d'aire

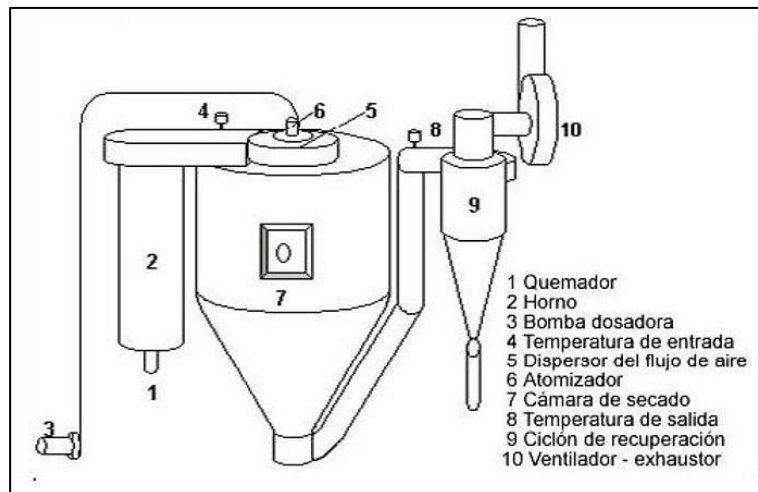


Figura 11.11.1.1 Esquema de l'assecador per aspersió

Hi ha diversos tipus d'assecadors en forma de spray. A la figura següent es mostren els diferents tipus que es poden trobar.

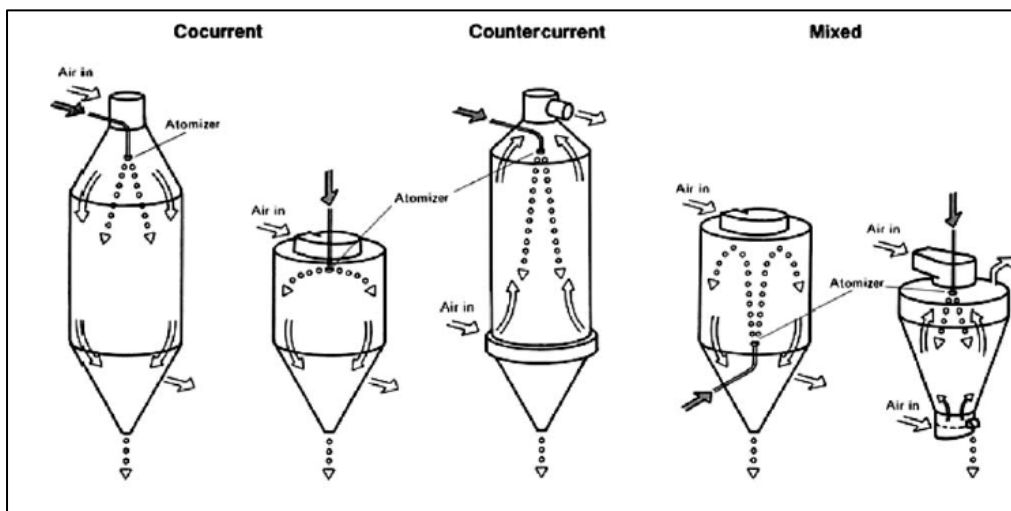


Figura 11.11.1.2 Tipus d'assecadors per aspersió

El model escollit per a la planta de producció de 1-naftol és el assecador per aspersió amb circulació amb contracorrent. En aquest, la solució líquida entra per la part inferior de l'equip i el gas, en el nostre cas nitrogen, entra per la part superior.

Existeixen dos tipus d'atomització:

- Atomització rotatòria
- Atomització per pressió

En la planta de producció de 1-naftol s'utilitzarà l'atomització rotatòria. En aquest tipus d'atomitzadors el líquid es distribueix per gravetat o mitjançant pressió, mentre que un sistema de distribució de líquid condueix l'alimentació a una zona on hi hagi una roda giratòria.

El líquid es forçat a seguir la roda, des d'on s'expulsarà formant una pel·lícula o una sèrie de dolls, que, gràcies al gas que rodeja el líquid, aquests dolls es trenquen formant una gran quantitat de gotes.

Hi ha una gran varietat de models d'atomitzadors que presenten diverses característiques significatives, tal i com es pot observar a la següent taula:

Taula 11.11.1.1 Models d'atomitzadors

TABLE 12-41 Operational Parameters for Atomizers (Niro)				
Rotary atomizer designs				
Atomizer type		F51.5	F160	F800
Nominal power rating	kW	1.5	160	1000
Maximum feed rate	t/h	0.3	50	200
Atomizer wheel diameter	mm	90	240	350
Typical gear ratio	#	1:1	4.4:1	2.9:1
Minimum speed	rpm	10,000	6,000	8,800
Maximum speed	rpm	30,000	18,200	11,500
Typical peripheral velocity	m/s	141	165	161
Typical specific power	kWh/t	5.5	7.6	7.2

El model escollit per a la nostra planta és l'atomitzador F160.

11.11.2 Càlcul de les dimensions de l'assecador

Un estimació ràpida de les dimensions d'un assecador per aspersió es pot realitzar amb el següent procediment:

- 1) Es suposa un temps de residència del gas de 25 segons, que és el temps de residència típic en aquest tipus d'equip.
- 2) Es suposa que el fons cònic forma un angle de 60º.
- 3) El cabal de gas es calcula mitjançant un balanç d'energia.

$$m_1 \cdot Cp_1 \cdot (T_{1e} - T_{2s}) = m_2 \cdot Cp_2 \cdot (T_{2e} - T_{1s}) \quad (\text{Eq. 11.11.2.1})$$

m_1 = Cabal màssic del producte a tractar [Kg/h]

m_2 = Cabal màssic del nitrogen [Kg/h]

Cp_1 = Calor específic del producte a tractar [KJ/Kg·ºC]

Cp_2 = Calor específic del nitrogen [KJ/Kg·ºC]

T_{1e} = Temperatura d'entrada del producte a tractar [ºC]

T_{1s} = Temperatura de sortida del producte a tractar [ºC]

T_{2e} = Temperatura d'entrada del nitrogen [ºC]

T_{2s} = Temperatura de sortida del nitrogen [ºC]

- 4) Coneixent el cabal d'entrada de gas utilitzat per a solidificar el compost, i coneixent la seva densitat, es calcula el volum de l'assecador per aspersió amb la següent equació:

$$V_{\text{Cambrà}} = m \cdot \frac{1}{\rho} \cdot \tau \quad (\text{Eq. 11.11.2.2})$$

m = Cabal màssic del gas [Kg/s]

ρ = Densitat del gas [Kg/m³]

τ = Temps de residència del gas [s]

- 5) Per últim, es determina el diàmetre i l'alçada de la cambra de l'assecador. Es suposa que el diàmetre és igual a l'alçada.

$$V_{cambra} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \left(H + \frac{\sqrt[2]{3}}{2} \cdot D \right) = 1,47 \cdot D^3 \quad (Eq. 11.11.2.3)$$

V cambra = Volum de la cambra de l'assecador [m³]

D = Diàmetre de l'assecador [m]

11.11.3 Assecador de 2-Nitronaftalè

A la planta de producció de 1-naftol, el cabal del corrent residual de 2-nitronaftalè que s'ha de tractar és de 150 Kg/h.

- 1) Pel disseny de l'assecador per aspersió es fixen les temperatures d'entrada i sortida del corrent de 2-nitronaftalè i nitrogen, de manera que s'obté el cabal de nitrogen necessari per solidificar el corrent residual.

$$m_{C_{10}H_7NO_2} \cdot Cp_{C_{10}H_7NO_2} \cdot (T_1 - T_2) = m_{N_2} \cdot Cp_{N_2} \cdot (T_2 - T_1)$$

$$150 \left(\frac{kg}{h} \right) \cdot 1.9 \left(\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right) \cdot (80 - 40) = m_{N_2} \cdot 1.04 \left(\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right) \cdot (50 - 20)$$

- 2) Seguidament es calcula el volum de la cambra de l'assecador.

$$V_{cambra} = \frac{366}{3600} \left(\frac{kg}{s} \right) \cdot \frac{1}{1.11} \left(\frac{m^3}{kg} \right) \cdot 25 (s)$$

- 3) Un cop determinar el volum de la cambra, es calcula el diàmetre de l'assecador, tenint en compte que H=D.

$$V_{cambra} = 2.3 m^3 = 1.47 \cdot D^3$$

$$D^3 = \sqrt[3]{\frac{V_{cambra}}{1.47}} = \sqrt[3]{\frac{2.3}{1.47}} = 1.2m$$

Els resultats obtinguts són:

Taula 11.11.3.1 Dimensions de l'assecador per aspersió de 2-nitronaftalè.

m_{N2} (Kg/h)	366
V (m³)	2,3
H (m)	1,2
D (m)	1,2

11.11.4 Assecador de 1-Naftol

El 1-naftol provinent de la columna de destil·lació C-701 es solidifica mitjançant un assecador per aspersió i s'emmagatzema en una sitja inertitzada.

A la planta Naphtech es produeixen 1400 Kg/h de 1-naftol, que és el cabal a solidificar. El procediment a seguir per a determinar les dimensions de l'assecador per aspersió de 1-naftol és el mateix que el que s'ha seguit en el cas del corrent residual de 2-nitronaftalé.

- 1) Pel disseny de l'assecador per aspersió es fixen les temperatures d'entrada i sortida del corrent de 2-nitronaftalé i nitrogen, de manera que s'obté el cabal de nitrogen necessari per solidificar el corrent residual.

$$m_{C_{10}H_7OH} \cdot Cp_{C_{10}H_7OH} \cdot (T_1 - T_2) = m_{N_2} \cdot Cp_{N_2} \cdot (T_2 - T_1)$$

$$1400 \left(\frac{kg}{h} \right) \cdot 2.17 \left(\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right) \cdot (80 - 40) = m_{N_2} \cdot 1.04 \left(\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right) \cdot (50 - 20)$$

- 2) Seguidament es calcula el volum de la cambra de l'assecador.

$$V_{cambra} = \frac{3854}{3600} \left(\frac{kg}{s} \right) \cdot \frac{1}{1.11} \left(\frac{m^3}{kg} \right) \cdot 25 (s)$$

- 3) Un cop determinar el volum de la cambra, es calcula el diàmetre de l'assecador, tenint en compte que $H=D$.

$$V_{\text{Cambra}} = 24.1 \text{ m}^3 = 1.47 \cdot D^3$$

$$D^3 = \sqrt[3]{\frac{V_{\text{Cambra}}}{1.47}} = \sqrt[3]{\frac{24.1}{1.47}} = 2.54 \text{ m}$$

Els resultats obtinguts són:

Taula 11.11.4.1 Dimensions de l'assecador per aspersió de 2-nitronaftalè.

m_{N2} (Kg/h)	3854
V (m³)	24,1
H (m)	2,54
D (m)	2,54

11.12 Ciclons

11.12.1 Introducció

La planta de producció de 1-naftol està equipada amb ciclons a les sortides de gas dels assecadors per aspersió. Aquest equip té com a objectiu recuperar totes les partícules que arrossega el nitrogen provinent de l'assecador, amb un diàmetre comprés entre 0,1mm i 0,2mm. Els flux del corrent de gas circula de forma descendent en cercles dins el cicló, i, per defecte de les forces centrífugues, les partícules surten del cicló separades del gas, separant així el sòlid del gas. El corrent de gas canvia de direcció al arribar al fons del recipient a causa de la diferència de pressió, el que provoca que surti per un conducte situat a l'eix.

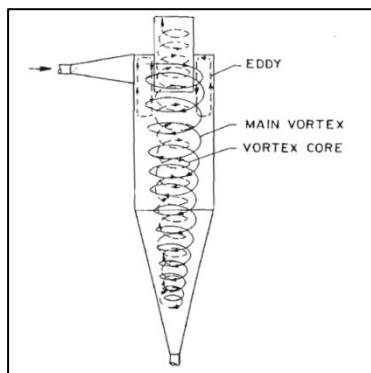


Figura 11.12.1.1 Dibuix d'un cicló

El disseny dels ciclons es basa en escollir un model del cicló, que podrà ser d'alta eficiència o d'eficiència estàndard. El tipus de ciclons que hi ha són els següents:

Taula 11.12.1.1 Tipus de ciclons

PROPORCIONES DE DIVERSOS CICLONES DE TIPO NORMAL						
	Alta eficacia		Uso general			
	Stairmand (3)	Swift (4)	Lapple (5)	Swift (4)	Peterson (6)	Zenz (7)
D	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
a/D	0,5	0,44	0,5	0,5	0,583	0,5
b/D	0,2	0,21	0,25	0,25	0,208	0,25
s/D	0,5	0,5	0,625	0,6	0,583	0,75
D _e /D	0,5	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5
h/D	1,5	1,4	2,0	1,75	1,333	2,0
H/D	4,0	3,9	4,0	3,75	3,17	4,0
B/D	0,375	0,4	0,25	0,4	0,5	0,25
v	3	3,2	4	3,5	2,3	—
k	0,659	0,674	0,729	0,729	0,671	0,729
K	551	699	403	382	342	347

11.12.2 Càlcul de l'eficàcia del cicló

Un cop s'ha escollit un model de cicló es procedeix al seu dimensionament. El procediment a seguir es descriu a continuació:

- 1) Primerament es fixa el diàmetre del cicló, quedant fixades les dimensions del cicló. El ciclo dimensionat ha de ser capaç d'eliminar un determinat percentatge de partícules sòlides. S'ha de tenir en compte que, quan el diàmetre del cicló és més petit, l'eficiència d'eliminació de partícules d'aquest és major.
- 2) Per a calcular l'eficiència d'eliminació de les partícules sòlides s'utilitza les següents expressió:

$$v_i = \frac{Q}{0.125 \cdot D^2} \quad (\text{Eq. 11.12.2.1})$$

$$N_E = \frac{1}{a} \cdot \left(h + \frac{h+H}{2} \right) \quad (\text{Eq. 11.12.2.2})$$

$$\eta = \frac{\pi \cdot N_E \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot d_p^2 \cdot v_i}{9 \cdot \mu \cdot b} \quad (\text{Eq. 11.12.2.3})$$

ρ_p = Densitat de la partícula [Kg/m³]

ρ_g = Densitat del gas [Kg/m³]

d_p = Diàmetre de la partícula [m]

v_i = Velocitat d'entrada del gas [m/s]

μ = Viscositat del gas [Kg/m·s]

Q = Cabal volumètric del gas [m³/s]

N_E = Nombre de voltes que fa el gas a l'interior del cicló (adimensional)

H , a , h i b són paràmetres característics del cicló. Aquest figuren a la taula 11.12.1.1.

3) A partir dels paràmetres característics i sabent el model de cicló, amb la taula 11.12.1.1 es calcula el diàmetre del cicló i l'alçada.

4) El volum del cicló es calcula fent la suma del volum de la part cilíndrica i de la part cònica amb les següents equacions:

$$V_{cilindre} = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot h \quad (\text{Eq. 11.12.2.4})$$

$$V_{con} = \frac{\pi}{12} \cdot D^2 \cdot (H - h) \quad (\text{Eq. 11.12.2.5})$$

$$V_{total} = V_{cilindre} + V_{con} \quad (\text{Eq. 11.12.2.6})$$

D = Diàmetre del cilindre [m]

h = Alçada del cilindre [m]

H = Alçada total [m]

$V_{cilindre}$ = Volum cos cilíndric [m³]

V_{con} = Volum cos cònic [m³]

11.12.3 Cicló de 2-Nitronaftalé

Per a aquest compost s'ha dissenyat un cicló tipus Lapple d'ús general, ja que el 2-nitronaftalé és un corrent residual i no es necessari emprar un cicló d'alta eficiència.

Les dimensions del ciclo seran les següents:

Taula 11.12.3.1. Proporcions de les dimensions del cicló Lapple

Model	<u>Lapple</u>
D (m)	D
a (m)	0.5D
b (m)	0.25D
h (m)	2D
H (m)	4D

El nombre de voltes que donarà el gas a l'interior del cicló seran:

$$N_E = \frac{1}{0.5 \cdot D} \cdot \left(2 \cdot D + \frac{2 \cdot D + 4 \cdot D}{2} \right) = 6 \text{ voltes}$$

L'eficàcia d'eliminació de les partícules es calcula:

$$\eta = \frac{\pi \cdot 6 \cdot (833.6 - 1.056) \cdot (1.5 \cdot 10^{-4})^2 \cdot \frac{1.26 \cdot 10^{-4}}{0.125 \cdot D^2}}{9 \cdot 1.95 \cdot 10^{-5} \cdot 0.25 \cdot D}$$

Fixant una eficàcia d'eliminació de les partícules de 99,5% es calcula el diàmetre del cicló. Amb la taula 11.12.3.1 es determinen les dimensions del cicló, obtenint-se els següents resultats:

Taula 11.12.3.2. Dimensions del cicló de 2-nitronaftalè.

D (m)	0,2
a (m)	0,1
b (m)	0,05
h (m)	0,4
H (m)	0,8
V (m³)	0,0171

11.12.4 Cicló de 1-Naftol

Per a aquest compost s'ha dissenyat un cicló tipus Stairmand d'alta eficàcia, ja que el 1-naftol és el producte principal de la planta.

Les dimensions del ciclo seran les següents:

Taula 11.12.4.1. Proporcions de les dimensions del cicló Stairmand.

Model	Stairmand
D (m)	D
a (m)	0.5D
b (m)	0.2D
h (m)	1.5D
H (m)	4D

El nombre de voltes que donarà el gas a l'interior del cicló seran:

$$N_E = \frac{1}{0.5 \cdot D} \cdot \left(1.5 \cdot D + \frac{1.5 \cdot D + 4 \cdot D}{2} \right) = 5.5 \text{ v oltes}$$

L'eficàcia d'eliminació de les partícules es calcula:

$$\eta = \frac{\pi \cdot 5.5 \cdot (818.4 - 1.056) \cdot (1.5 \cdot 10^{-4})^2 \cdot \frac{1.33 \cdot 10^{-3}}{0.125 \cdot D^2}}{9 \cdot 1.95 \cdot 10^{-5} \cdot 0.2 \cdot D}$$

Fixant una eficàcia d'eliminació de les partícules de 99,5% es calcula el diàmetre del cicló. Amb la taula 11.12.4.1 es determinen les dimensions del cicló, obtenint-se els següents resultats:

Taula 11.12.4.2. Dimensions del cicló de 2-naftol.

D (m)	0,46
a (m)	0,23
b (m)	0,092
h (m)	0,69
H (m)	1,84
V (m³)	0,18

11.13 Torres de refrigeració

11.13.1 Introducció

A les torres de refrigeració l'aigua calenta procedent dels equips de procés s'ha de refredar per tal de que la planta pugui operar de manera adient, recirculant l'aigua gràcies a que les torres de refrigeració refreden l'aigua provinent de procés a 45°C fins a 30°C. L'aire s'utilitza com a medi de refrigeració, i es suposa que la seva temperatura és de 30°C.

Les torres de refrigeració funcionen degut a la transferència de calor i matèria (en la vaporització de l'aigua) de la fase aquosa a la fase vapor.

Existeixen diferents tipus de torres de refrigeració segons les dos característiques principals, els sistema de refrigeració i el flux d'aire-aigua. A continuació es mostra un digrama amb la classificació de les torres.

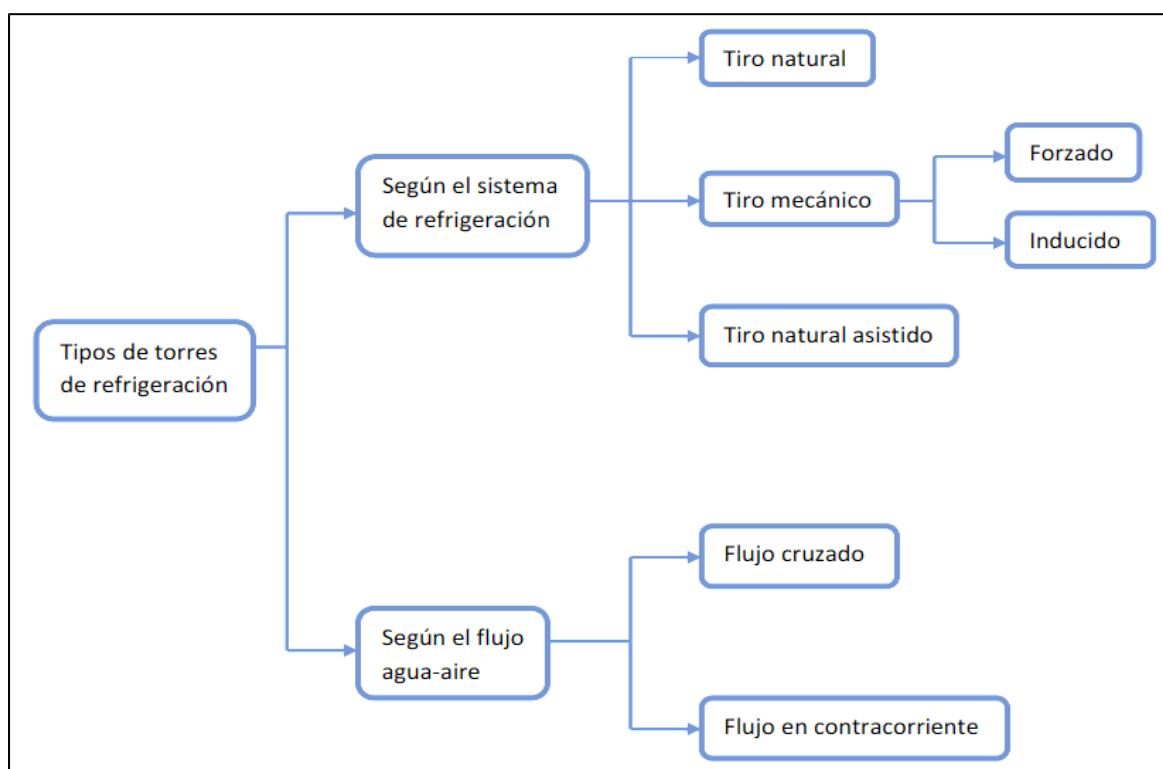


Figura 11.13.1.1 Tipus de torres de refrigeració.

A la planta de producció de 1-naftol s'utilitzaran torres de tir natural.

11.13..2 Càlcul de la potència frigorífica

La quantitat d'aigua a refredar per les torres es calcula sumant les necessitat d'aigua de refrigeració que necessiten tots els equips de la planta.

En la planta Naphtech, els requeriments d'aigua de refrigeració per a cada equip són els següents:

Taula 11.13.2.1 *Requeriment d'aigua de refrigeració dels equips.*

Equip	m_w (Kg/h)
R-201 / R-202	210000
R-401 i R-405	224000
R-601 i R-602	62400
BC-302	19280
BC-303	901
BC-501	66656
B-502	5927
BC-701	42422
BC-702	11170
BC-703	901

1) El cabal total a refredar es calcula amb la següent equació:

$$m_w = \sum_{n=1}^{\infty} (m_{w,n}) \quad (\text{Eq. 11.13.2.1})$$

m_w = Cabal màssic d'aigua de refrigeració [Kg/h]

$m_{w,n}$ = Cabal màssic d'aigua de refrigeració de cada equip [Kg/h]

El cabal total es sobredimensiona un 20%, llavors el cabal obtingut és 166,82 Kg/h d'aigua de refrigeració.

2) La potència frigorífica necessària es calcula:

$$P = m_w \cdot \Delta T \cdot C_{pw} \quad (\text{Eq. 11.13.2.2})$$

P = Potència frigorífica	[KW]
m_w = Cabal màssic d'aigua de refrigeració	[Kg/s]
ΔT = Salt tèrmic de l'aigua de refrigeració	[°C]
C_{pw} = Calor específic de l'aigua	[KJ/Kg·°C]

La potència frigorífica obtinguda és 10459,55KW.

11.13.3 Pèrdues d'aigua de refrigeració

En el sistema de refrigeració hi hauran pèrdues d'aigua degut a la vaporització de part de l'aigua. A continuació es calcula el cabal que s'haurà d'afegir degut a aquestes pèrdues.

$$m_{wv} = \frac{m_w \cdot (T_{w1} - T_{w2})}{600} = \frac{139,02 \cdot 15}{600} = 3,48 \text{ Kg/h} \quad (\text{Eq. 11.13.3.1})$$

T_{w1} = Temperatura d'entrada de l'aigua	[°C]
T_{w2} = Temperatura de sortida de l'aigua	[°C]
m_{wv} = Cabal màssic d'aigua perdut	[Kg/h]

11.13.4 Càlcul del número de torres de refrigeració

Per a la planta de producció de 1-naftol, les torres de refrigeració escollides provenen de l'empresa Salvador Escoda S.A, i el model seleccionat és el TVC-420.

Segons les especificacions del model escollit, la màxima potència frigorífica que pot retirar és de 4311KW, de manera que es necessitarà més d'una torre de refrigeració per a poder complir amb els requeriments de la plana.

$$N_{torres} = \frac{P}{P_{total}} = 2,43 \sim 3 \text{ torres} \quad (Eq. 11.13.4.1)$$

P = Potència frigorífica necessària [KW]

P_{total} = Potència total que proporciona una torre [KW]

Observant els resultats, a la planta s'instal·laran 3 torres de refrigeració. El sobredimensionament del cabal s'ha realitzat per a evitar possibles problemes com la pèrdua d'aigua, l'augment excessiu dels reactors o qualsevol altre inconvenient que pugui ocasionar l'augment dels requeriments d'aigua de torre.

11.14 Caldera d'oli tèrmic

11.14.1 Introducció

A diferència de les calderes de vapor, el mitjà de transport d'energia en aquest tipus de caldera és l'oli tèrmic. L'oli tèrmic emprat és el THEOL-75.

A la planta de producció de 1-naftol s'instal·la una caldera d'oli tèrmic per a abastir els equips que necessiten un fluid a elevada temperatura (bescanviadors de calor i reboilers) per a transferir l'energia suficient al fluid de manera que aquest surti de l'equip a la temperatura desitjada. Els equips que requereixen oli tèrmic són RB-301, BC-301, BC-401, RB-501 i RB-701.

Cal esmentar que a la planta hi ha dos línies d'oli tèrmic. Una línia proveeix els equips RB-301, RB-501 i RB-701 amb oli a 380°C provinent de la caldera. L'altre línia consta d'un sistema tancat amb oli tèrmic a 220°C on aquest s'escalfa a l'equip BC-301, i es refreda a l'equip BC-401, per tant, aquesta línia no requereix de la caldera.

11.4.2 Càlcul de la potència de la caldera d'oli tèrmic

Pel càlcul de la caldera d'oli tèrmic s'ha analitzat les necessitats de les diferents àrees d'oli tèrmic a 380°C. El fet de que es necessiti una temperatura de l'oli tant elevada es degut a que els reboilers de les columnes necessiten alimentar-se amb oli a aquesta temperatura per a que es produeixi la separació desitjada.

A continuació es mostren les necessitats d'oli tèrmic als diferents reboilers.

Taula 11.14.2.1 Necessitats d'oli tèrmic de cada equip

Equip	RB-301	RB-501	RB-701
m(Kg/h)	19460	24862	63750
T _{entrada} (°C)	380	380	380
T _{sortida} (°C)	330	298,8	341,3

- 1) Es realitzen els balanços d'energia i matèria sumant tots tres cabals, de manera que s'obté:

Taula 11.14.2.2 *Necessitats d'oli tèrmic totals*

m(Kg/h)	108072
T_{entrada} (°C)	329,7

- 2) Per tal de dimensionar la caldera es suposa que no hi ha pèrdues tèrmiques als tubs, i es suposa que la caldera escalfa el fluid fins a 380°C. S'aplica el balanç d'energia i s'estima la potència que ha de subministrar la caldera d'oli tèrmic.

$$Q = m_{oli} \cdot \Delta T \cdot C_p = 1997,5 \approx 2000 \text{ KW} \quad (\text{Eq. 11.14.2.1})$$

m_{oli} = Cabal màssic d'oli tèrmic [Kg/s]

ΔT = Salt tèrmic de l'oli [°C]

C_p = Calor específic [KJ/Kg·°C]

- 3) Un cop es coneix al potència necessària, es busca un caldera que s'ajusti a les necessitats de la planta. El model escollit és V3 CL de NOXMAN.

11.15 Caldera de vapor

11.15.1 Introducció

Una caldera de vapor pot definir-se com a un aparell a pressió on el calor procedent de qualsevol font d'energia es transforma en utilitzable, en forma de calories, a través d'un mitjà de transport, en aquest cas, el vapor d'aigua.

Existeixen dos tipus de calderes, les calderes de tubs de fum o pirotubulars, i les calderes de tubs d'aigua o aquotubulars.

- Les calderes pirotubulars poden explicar-se com un cilindre compacte d'aigua, atravesada longitudinalment per un feix de tubs pels quals circulen la flama i/o els fums. Els fums i la flama passen per l'interior dels tubs d'acer, els quals estan rodejats d'aigua.
- En les calderes aquotubulars, l'aigua està en part o gairebé tota continguda en els feixos de tubs d'acer envoltats per la flama i els gasos calents de la combustió. Tenint en compte l'elevat número de tubs que poden instal·lar-se en aquestes calderes, la superfície de calefacció pot ser molt gran per a dimensions relativament petites. Per aquest motiu, la seva posada en marxa o règim és molt ràpida, tenint en compte les possibilitats de produir vapor a elevades pressions.

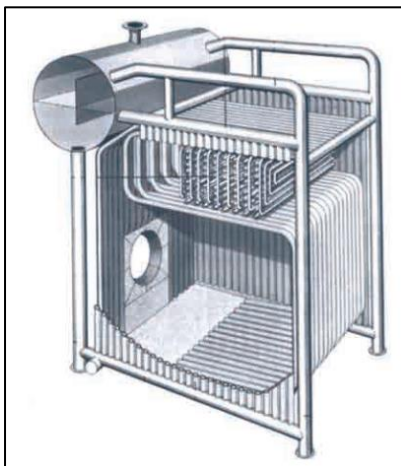


Figura 11.15.1.1 Caldera aquotubular



Figura 11.15.1.2 Caldera pirotubular

En aquesta planta es disposa d'una caldera de vapor per a fondre el naftalè de manera discontinua als reactors R-201 i R-202, de manera que s'ha escollit una caldera de tipus aquotubular.

11.15.2 Càlcul de les necessitats de vapor

El cabal de vapor necessari per a fondre el naftalè es determina mitjançant el balanç d'energia. Les equacions emprades són:

$$\frac{Q_{escalfar} + Q_{fusió}}{Temps} = Q_{subministrat} \quad (Eq. 11.6.1.1)$$

$$Q_{escalfar} = \Delta T_{naf} \cdot C_{pnaf} \cdot m_{naf} \quad (Eq. 11.6.1.2)$$

$$Q_{fusió} = m_{naftalè} \cdot \lambda_f \quad (Eq. 11.6.1.3)$$

$$Q_{subministrat} = m_v \cdot \Delta T_v \cdot C_{pv} \quad (Eq. 11.6.1.4)$$

$Q_{escalfar}$ = Calor necessària per escalfar el naftalè de 25°C a 80°C [KW]

$Q_{fusió}$ = Calor necessària per fondre el naftalè a 80°C [KW]

$Q_{subministrament}$ = Calor transferida pel vapor [KW]

Temps = Temps per fondre el naftalè [s]

ΔT_{naf} = Salt tèrmic del naftalè (25°C-80°C) [°C]

C_{pnaf} = Calor específic del naftalè [KJ/Kg·°C]

m_{naf} = Massa de naftalè [Kg/h]

λ_f = Calor latent de fusió del naftalè [KJ/Kg]

ΔT_v = Salt tèrmic del vapor (170°C-110°C) [°C]

C_{pv} = Calor específic del vapor [KJ/Kg·°C]

m_v = Cabal màssic del vapor [Kg/h]

Les propietats del naftalè i el vapor són les següents:

Taula 11.15.2.1 Propietats del naftalè i el vapor d'aigua.

$C_{p_{\text{naf}}}$ (KJ/Kg·°C)	
λ_f (KJ/Kg)	
C_{p_v} (KJ/Kg·°C)	

A continuació es mostren els resultats obtinguts en el disseny de la caldera de vapor:

Taula 11.15.2.2 Resultats del balanç d'energia.

$T_{\text{inicial naftalè}}$ (°C)	25
$T_{\text{final naftalè}}$ (°C)	80
$T_{\text{inicial vapor}}$ (°C)	170
$T_{\text{final vapor}}$ (°C)	110
Temps de fusió (s)	3600
$m_{\text{naftalè}}$ (Kg/h)	3734,67
Q_{escalfar} (KJ/h)	3,21E+05
$Q_{\text{fusió}}$ (KJ/h)	4,95E+05
$Q_{\text{subministrar}}$ (KJ/h)	8,15+05
m_{vapor} (Kg/h)	7385

El model escollit de caldera és Attsu model 8000 sèrie HH. Aquest model es capaç de subministrar 8000Kg/h de vapor d'aigua a 180°C.

11.16 Bombes

Per a seleccionar les bombes primer s'han de definir les característiques del sistema i requeriments que tindrà la bomba mitjançant el balanç d'energia mecànica.

- **Balanç d'energia mecànica**

S'aplica el balanç macroscòpic d'energia mecànica entre dos punts, un anterior a la bomba o un altre posterior. L'equació que correspon a aquest balanç mecànic és la següent:

$$g \cdot (z_2 - z_1) + \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + \frac{1}{2} \cdot \left(\frac{v_2^2}{\alpha_2} - \frac{v_1^2}{\alpha_1} \right) + ev = \widehat{W} \quad (Eq. 11.11.1)$$

g = Acceleració de la gravetat = 9,81 [m²/s]

z_1 = Alçada líquid en el punt inicial [m]

z_2 = Alçada líquid en el punt final [m]

$P_1 - P_2$ = Increment de pressió [Pa]

ρ = Densitat del fluid [Kg/m³]

v_1 i v_2 = Velocitat del fluid entre els dos punts [m/s]

α_1 i α_2 són factors de correcció de l'energia cinètica:

$$\begin{cases} \text{Re} < 2100 \rightarrow \alpha = 0,5 \\ \text{Re} > 2100 \rightarrow \alpha = 1 \end{cases}$$

W = Treball per unitat de massa [J/Kg]

ev = Pèrdues de pressió per fricció [KJ/Kg]

En el recorregut del fluid a través de la canonada es considera que la velocitat roman constant, per tant, el terme d'energia cinètica és nul.

- **Pèrdues d'energia per fricció**

Les pèrdues per fricció es produeixen a causa de la fricció del fluid amb les canonades i els accidents.

$$ev = ev_{accidents} + ev_{trams rectes} \quad (Eq. 11.16.2)$$

Per a calcular les pèrdues de pressió en els trams rectes s'utilitza l'equació de Fanning:

$$ev_{trams rectes} = 2 \cdot f \cdot v^2 \cdot \frac{L}{D} \quad (Eq. 11.16.3)$$

L = Longitud del tram recte [m]

D = Diàmetre de la canonada [m]

v = Velocitat del fluid [m/s]

f = Factor de fricció calculat amb el gràfic de Moody.

El factor de fricció de Fanning depèn del Reynolds i de la rugositat relativa. La rugositat relativa és una paràmetre que depèn del material de la canonada. A continuació es mostra una taula on figuren els valors de rugositat en funció del material emprat.

Taula 11.16.1 Valors de rugositat de diferents materials.

Material	Rugositat, ϵ (m)
Tub estirat d'acer	0,0024
Tubs de llautó o coure	0,0015
Fundició revestida de ciment	0,0024
Fundició centrifugada	0,003
Fundició asfaltada	0,06-0,18
Fundició	0,12-0,6
Acer comercial o soldar	0,03-0,09
Ferro forjat	0,03-0,09
Ferro galvanitzat	0,06-0,24
Fusta	0,18-0,9
Plàstic	0,0015
Formigó	0,3-3

El Reynolds és funció del fluid que hi circula per la canonada, de la velocitat i del diàmetre intern de la canonada. Aquest es calcula:

$$Re = \frac{D \cdot \rho \cdot v}{\mu} \quad (\text{Eq. 11.16.4})$$

D = Diàmetre intern de la canonada [m]
 ρ = Densitat del fluid [Kg/m³]
 μ = Viscositat del fluid [Pa·s]
 v = Velocitat del fluid [m/s]

La rugositat relativa es calcula:

$$\varepsilon/D \quad (\text{Eq. 11.16.5})$$

Un cop determinat el Reynolds i la rugositat relativa, mitjançant el diagrama de Moody es troba el valor del factor de Fanning, f .

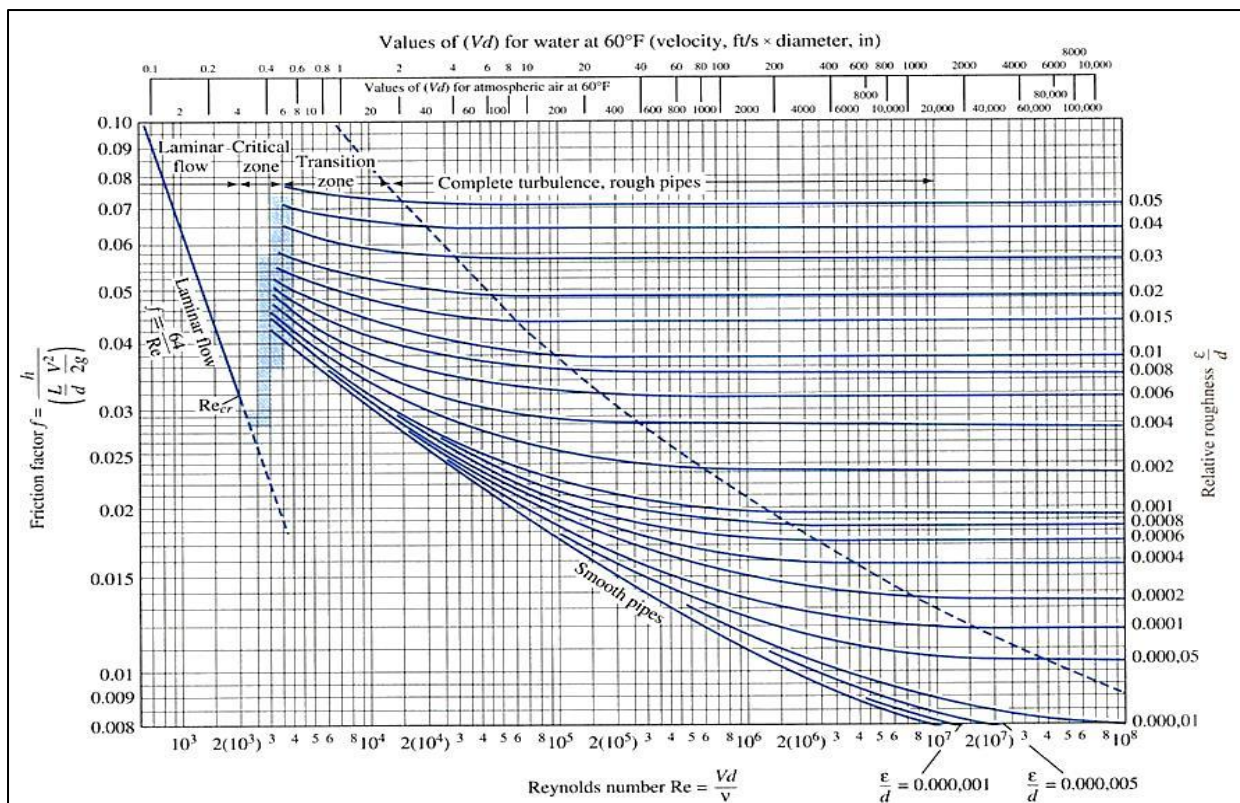


Figura 11.16.1 Diagrama de Moody.

Per a calcular les pèrdues de pressió en els accidents s'utilitza la següent equació:

$$ev_{accidents} = \sum K \cdot \frac{v^2}{2} \quad (Eq. 11.16.6)$$

K = Constant característica de cada accident.

En la taula següent es mostren els valor de K per als diferents accidents i accessoris.

Taula 11.16.2 Valors de les Ks dels accidents.

Accident	K	Accident	K
Colze 45º estàndard	0.35	Vàlvula comporta ½ oberta	4.5
Colze 45º gran curvatura	0.2	Vàlvula comporta ¼ oberta	24
Colze 90º estàndard	0.75	Vàlvula diafragma oberta	2.3
Colze 90º gran curvatura	0.45	Vàlvula diafragma ¾ oberta	2.6
Colzes 90º petita curvatura	1.3	Vàlvula diafragma ½ oberta	4.3
Corba 180º	-	Vàlvula diafragma ¼ oberta	21
T estàndard ús com a colze	1	Vàlvula seient oberta	9
T estàndard amb bifurcació tancada	0.4	Vàlvula seient ¾ oberta	13
T estàndard amb divisió cabal	1	Vàlvula seient ½ oberta	36
Unió roscada	0.04	Vàlvula seient ¼ oberta	112
Vàlvula comporta oberta	0.17	Vàlvula angular oberta	2
Vàlvula comporta ¾ oberta	0.9	Vàlvula de retenció oberta	70

El càlcul concret de les pèrdues pels accidents no és possible per aquest mètode tant rigorós ja que no es coneix la forma exacta del recorregut de la implementació de les canonades de la planta. Les pèrdues de càrrega en els trams rectes són més elevades que les produïdes en els accidents i accessoris, per la qual cosa es farà una aproximació on les pèrdues de càrrega dels accidents equivaldran al 30% de les pèrdues de càrrega dels trams rectes de les canonades.

D'aquesta manera, l'equació per al càlcul de les pèrdues de fricció degut als accidents queda:

$$ev_{accidents} = 0,3 \cdot ev_{trams rectes} \quad (Eq. 11.16.7)$$

- **Càrrega total**

La càrrega total és la diferència entre la càrrega total necessària a la zona d'impulsió del fluid des de el punt inicial (punt 1) fins a l'entrada de la bomba, i la càrrega total a la zona d'aspiració, des de la sortida de la bomba fins al punt final (punt 2).

$$h = \frac{\hat{W}}{g} \quad (Eq. 11.16.8)$$

La càrrega total del sistema representa els metres que podria pujar el fluid gràcies a la seva energia mecànica. Si el seu valor és negatiu, el sistema no requereix cap aportació externa d'energia, i si el valor és positiu, el sistema requereix d'un equip impulsor que proporcioni la suficient energia mecànica, aquest equip serà una bomba.

- **Potència de la bomba**

Per a poder determinar la potència total necessària de la bomba per tal d'impulsar el fluid, i que aquest superi les pèrdues de càrrega, s'ha d'utilitzar l'equació següent:

$$P_{teòrica} = \hat{W} \cdot m \quad (Eq. 11.16.9)$$

P = Potència de la bomba	[J/s]
W = Treball per unitat de massa	[J/Kg]
m = Cabal màssic a impulsar	[Kg/s]

El valor trobat amb l'equació anterior és la potència teòrica de la bomba. La potència real de la bomba haurà de ser major que la potència teòrica ja que no tota la potència que subministra la bomba la rep el fluid, sino que una part de l'energia es dissipa en forma de calor.

Es fixa que el rendiment de la bomba és del 65%, per la qual cosa, la potència real de la bomba serà:

$$P_{real} = \eta \cdot P_{teòrica} = 0,65 \cdot P_{teòrica} \quad (Eq. 11.16.10)$$

11.17 Filtre

A la planta de producció d'1-Naftol hi ha un filtre a l'àrea 500 (purificació d'1-Aminonaftalè) per tal de separar el catalitzador que hi ha als dos reactors dels corrents líquids on es troba aquest compost que interessa purificar. Aquest catalitzador en estat sòlid (Platí) es recirculat fins que acaba la vida útil d'aquest.

Per a realitzar el disseny d'aquest equip s'ha fet una recerca dels diversos tipus de filtre i s'ha decantat per un tipus de filtre capaç de retenir partícules sòlides d'un diàmetre menor al del catalitzador, assegurant-se així una eficiència d'eliminació de partícules sòlides amb alt rendiment.

La informació detallada d'aquest equip està a l'apartat d'equips (Punt 2 del projecte).