



BLOC 11

MANUAL DE CÀLCULS

11.1 DISSENY DELS TANCS D'EMMAGATZEMATGE	4
11.1.1 CARACTERÍSTIQUES DE DISSENY A PRESSIÓ ATMOSFÈRICA	4
11.1.1.1. Disseny del tanc de metanol.....	9
11.1.1.2. Disseny del tanc de metanol amb metoxi de sodi	12
11.1.1.3. Disseny del tanc 1-Octanol.....	15
11.1.1.4. Disseny dels tancs d'àcid fòrmic	17
11.1.1.4.1 Tractament tèrmic del tanc d'àcid fòrmic	20
11.1.2. CARACTERÍSTIQUES I DISSENY DE TANCS A PRESSIÓ	21
11.1.2.1. Disseny del tanc de monòxid de carboni.....	29
11.2 DISSENY DELS DIPÒSITS PULMÓ I DIPÒSITS DE CONDENSATS	35
11.3. DISSENY DE REACTORS	37
11.3.1 REACTOR DE CARBONILACIÓ	37
11.3.1.1 Càlcul del temps de residència	37
11.3.1.2 Disseny funcional	39
11.3.1.3 Correlacions per un reactor de bombolleig	42
11.3.1.4 Disseny mecànic	44
11.3.1.5 Disseny del sistema de refrigeració	45
11.3.1.5.1 Càlcul de l'àrea de bescanvi.....	45
11.3.1.5.1 Dimensionament de la refrigeració del reactor.....	46
11.3.2 REACTOR DE HIDRÒLISIS	48
11.3.2.1 Càlcul del temps de residència	49
11.3.2.2 Volum del reactor	50
11.3.2.3 Disseny RCTA	50
11.3.2.4 Disseny mecànic	51
11.3.2.5 Disseny de l'agitació	53
11.3.2.6 Tractament tèrmic.....	56
11.3.2.6.1 Càlcul de l'àrea de bescanvi.....	57
11.3.2.6.2 Dimensionament de la mitja canya	58
11.4. DISSENY DE COLUMNES DE DESTIL·LACIÓ	59
11.4.1 INTRODUCCIÓ	59
11.4.2 SELECCIÓ DE LES CONDICIONS D'OPERACIÓ I CàLCUL RIGURÓS DELS PARÀMETRES	
TEÒRICS DE LA COLUMNA.....	59
11.4.2.1 Selecció de les condicions d'operació.....	59
11.4.2.2 càlcul rigorós dels paràmetres teòrics de la columna	60
11.4.3 ELECCIÓ, DISSENY I DIMENSIONAMENT INTERN	61
11.4.3.1 Elecció del tipus de columna	61
11.4.3.2 Disseny i dimensionament intern	61
11.4.3.3 Rebliment	62
11.4.3.4 Redistribuïdor	63
11.4.3.5 Relació entre el diàmetre de la torre i l'empacat	64
11.4.3.6 Entrada i distribuïdor de líquid	64

11.4.3.7 Suports i limitadors.....	64
11.4.3.8 Demister	64
11.4.3.9 Entrada i distribuïdor de líquid	65
11.4.5 Disseny i càlcul de la carcassa	65
11.5. DISSENY DE COLUMNA D'EXTRACCIÓ	65
11.5.1. INTRODUCCIÓ	65
11.5.2. SELECCIÓ DE LES CONDICIONS D'OPERACIÓ I CàLCUL DELS PARÀMETRES TEÒRICS DE LA COLUMNA	66
11.5.2.1. Selecció de l'agent extractor	66
11.5.2.2. Balanç de matèria	66
11.5.3. ELECCIÓ DISSENY I DIMENSIONAMENT INTERN	69
11.5.3.1. Selecció de l'equip	69
11.5.3.2 Càlcul de la relació de velocitats superficials (v_d/v_c)	71
11.5.3.3 Càlcul de la velocitat de flotació	71
11.5.3.4 Càlcul del diàmetre de la columna	72
11.5.4 DISSENY I CàLCUL DE LA CARCASSA.....	74
11.6. DISSENY DE LA COLUMNA FLASH	74
11.6.1 INTRODUCCIÓ	74
11.6.2 SELECCIÓ DE LES CONDICIONS D'OPERACIÓ I CàLCUL DELS CORRENTS DE SORTIDA ..	75
11.6.2.1 Selecció de les condicions d'operació.....	75
11.6.2.2 Càlcul dels corrents de sortida	76
11.6.4 ELECCIÓ I DIMENSIONAMENT.....	76
11.6.4.1 Elecció de la columna	76
11.6.4.2 Dimensionament intern.....	76
11.6.5 DISSENY I CàLCUL DE LA CARCASSA.....	80
11.6.6 CàLCUL DE LA CALEFACCIÓ NECESSÀRIA	80
11.7. DISSENY DE BESCOANVIADORS DE CALOR	80
11.7.1 DISSENY DEL EQUIP	81
11.7.1.1 Criteris de disseny.....	81
11.7.1.2 Procediment de disseny d'un bescanviador de carcassa i tubs	82
11.7.1.3 Disseny aïllament.....	84
11.7.2 JUSTIFICACIÓ DELS CABALS DELS CONDENSADORS DE LES COLUMNES DE RECTIFICACIÓ	84
11.8. DISSENY DE CANONADES.....	86
11.8.1. CàLCUL DEL DIÀMETRE NOMINAL	86
11.8.2. AïLLAMENT DE CANONADES.....	90
11.9. SELECCIÓ DE BOMBES I COMPRESSORS	90

11.9.1 SELECCIÓ DE BOMBES	90
11.9.2 SELECCIÓ DEL COMPRESSOR.....	93
11.10. SERVEIS.....	95
11.10.1 SERVEIS DE LA PLANTA.....	95
11.10.2 Caldera de vapor.....	95
11.10.2.1 Criteris de selecció del model de caldera de vapor	95
11.10.2.2 Procediment de selecció.....	95
11.10.2.3 Especificacions del disseny	97
11.10.3 CALDERA D'OLI TÈRMIC	98
11.10.3.1 Criteris de selecció de la caldera d'oli tèrmic	98
11.10.3.2 Procediment de selecció de la caldera d'oli tèrmic	98
11.10.3.3 Especificacions del disseny	99
11.10.4 Torres de refrigeració	100
11.10.4.1 Criteris de selecció de la torre de refrigeració.....	100
11.10.4.2 Procediment de selecció.....	100
11.10.4.3 Especificacions del disseny	100
11.10.5 AIRE COMPRIMIT	102
11.10.6 AIGUA DESCALCIFICADA	102
11.10.7 NITROGEN	102
11.11. BALANÇ DE MATÈRIA.....	103
11. BIBLIOGRAFIA.....	104

11.1 DISSENY DELS TANCS D'EMMAGATZEMATGE

Els productes a emmagatzemar són els reactius (CH_3OH pur, CH_3OH amb un 30% de catalitzador NaOCH_3 dissolt i CO), l'agent extractor ($\text{C}_8\text{H}_{18}\text{H}$) i el producte (CH_2O_2).

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

Pels dos mètodes de disseny hi ha paràmetres que són comuns, en funció del material utilitzat, es mostren a continuació a la Taula 11.1:

Taula 11.1 Paràmetres comuns per al disseny dels tancs d'emmagatzematge.

Material	Sd (MPa)	St (MPa)	ρ (kg/m ³)	CA (mm)	E
AISI 316L	145	155	7950	2.5	0.85
AISI 304	155	140	7900	2.5	0.85

Tots els tancs d'emmagatzematge disposen d'aïllament de llana de roca d'espessor 100mm.

11.1.1 CARACTERÍSTIQUES DE DISSENY A PRESSIÓ ATMOSFÈRICA

A continuació es detallen el passos seguits pel disseny dels tancs a pressió atmosfèrica, seguint el codi API 650:

Disseny del fons:

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

Les plaques del fons han de tenir un gruix de corrosió de no menys 6 mm i el seu diàmetre ha de ser superior al diàmetre extern del cos, com a mínim han de tenir 50 mm més.[1]

El gruix de corrosió és l'espessor menys la tolerància a la corrosió, tal i com s'indica a la següent equació: [1]

$$CT = t - CA$$

(Equació 11.0)

On:

CT és el gruix de corrosió, en mm.

t l'espessor del fons, en mm.

CA és la tolerància a la corrosió, en mm.

El fons haurà de tenir una amplada com a mínim de 50mm més que el cos del tanc, per tant el diàmetre del fons es calcula com: **[1]**

$$D_{fons} = D_{e,tanc} + 0,05 m$$

(Equació 11.1)

Disseny del cos:

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

L'espessor mínim requerit del cos ha de ser el valor més gran de les següents equacions: **[1]**

$$t_d = \frac{4.9 D (h - 0.3) G}{S_d \cdot E} + CA$$

(Equació 11.2)

$$t_t = \frac{4.9 D (h - 0.3)}{S_t \cdot E}$$

(Equació 11.3)

On:

t_d és l'espessor de disseny, en mm.

t_t és l'espessor de la carcassa per prova hidrostàtica, en mm.

D és el diàmetre nominal del tanc, en m. El qual determinarà l'espessor del cos, ja que l'espessor ha de ser el més gran de les Equacions 11.2 i 11.3 però mai inferior als valors de la Taula 11.2.

Taula 11.2. Espessors mínims pel cos d'un tanc en funció del diàmetre.

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

h és el nivell de disseny del líquid, en m.

G és la gravetat específica de disseny del líquid emmagatzemat, adimensional.

CA és la tolerància a la corrosió, en mm.

S_d és la tensió admissible per a la condició de disseny, en MPa.

S_t és la tensió admissible per condicions de prova hidrostàtica, en MPa.

Disseny del fons superior:

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

Aquest tipus de sostres han de tenir un angle entre 9.5 i 37 graus. S'ha menyspreat les càrregues per neu i s'ha determinat l'espessor mitjançant la següent equació, tot i que no haurà de ser mai inferior a 4,76 mm o superior a 12.7 mm.

L'equació utilitzada per al càlcul de l'espessor del fons superior es la que es mostra a l'Equació 11.4:

$$T_t = \frac{D}{4800 \cdot \sin \theta} + CA \quad \text{(Equació 11.4)}$$

On:

D és el diàmetre del cos del tanc, en cm.

θ és l'angle respecte l'horitzontal, en graus $^{\circ}$.

T_t és l'espessor mínim requerit, en cm

CA és la tolerància a la corrosió, en cm.

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

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

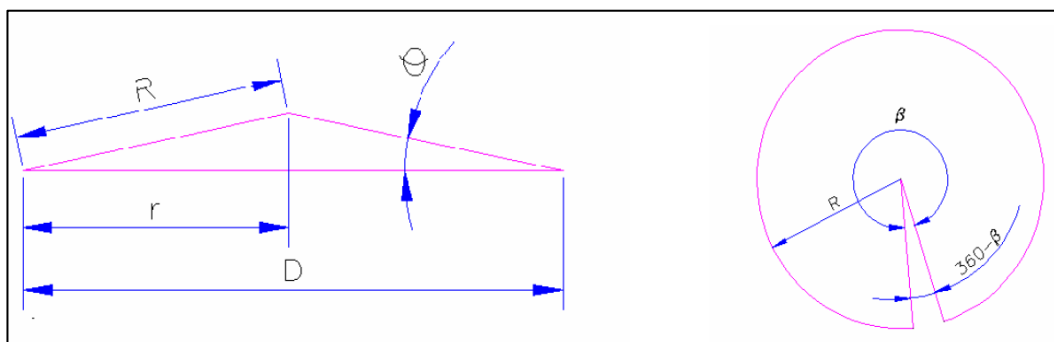


Figura 11.1. Característiques sostre tipus cònic.

On:

D és el diàmetre de seient del con, en cm.

R és la meitat del diàmetre (D), en cm.

R és el radi del disc o la hipotenusa del con, en cm.

θ és l'angle del con respecte l'horitzontal, en graus $^{\circ}$.

Pes dels tancs buits:

El pes dels tancs buits s'ha calculat per parts, primer s'ha calculat el pes del cos, després el pes del con i finalment el pes del fons inferior.

Pes cos:

Tots els tancs a pressió atmosfèrica són tancs cilíndrics, per tant aplicant la fórmula de volum d'un cilindre i multiplicant per la densitat del material tenim que:

$$M_{cos} = (V_{ext} - V_{int}) \cdot \rho_{material} \quad \text{(Equació 11.5)}$$

On:

M_{cos} és el pes del cos, en kg.

V_{ext} és el volum extern del tanc, calculat com: $\pi \cdot \left(\frac{D_e(m)}{2}\right)^2 \cdot H(m)$, en m^3 .

D_e és el diàmetre extern del tanc, en m.

H és l'alçada del tanc, en m.

V_{int} és el volum intern del tanc, calculat com: $\pi \cdot \left(\frac{D_i(m)}{2}\right)^2 \cdot H(m)$, en m^3 .

$\rho_{material}$ és la densitat del material de construcció del cos del tanc, en kg/m^3 .

Pes con:

$$M_{con} = (V_{ext} - V_{int}) \cdot \rho_{material} \quad \text{(Equació 11.6)}$$

On:

M_{con} és el pes del sostre cònic, en kg.

V_{ext} és el volum extern del sostre cònic, calculat com: $\frac{\pi \cdot r_e(m)^2 \cdot H(m)}{3}$ en m^3 .

V_{int} és el volum intern del sostre cònic, calculat com: $\frac{\pi \cdot r_i(m)^2 \cdot H(m)}{3}$ en m^3 .

$\rho_{material}$ és la densitat del material de construcció del sostre cònic, en kg/m^3 .

Pes base:

$$M_{base} = [\pi \cdot r^2 \cdot t] \cdot \rho_{material} \quad \text{(Equació 11.7)}$$

On:

r de la base, en m.

t és el gruix de la base, per tant és la seva alçada, en m.

$\rho_{material}$ és la densitat del material de construcció de la base, en kg/m^3 .

Pes del tanc en operació:

$$M_{tanc\ ple} = M_{tanc\ buit} + (V_{fluid} \cdot \rho_{fluid}) \quad \text{(Equació 11.8)}$$

On:

$M_{tanc\ ple}$ és el pes del tanc ple del producte a emmagatzemar, en kg.

$M_{tanc\ buit}$ és el pes del tanc buit, en kg.

V_{fluid} és el volum del fluid a emmagatzemar a cada tanc, és a dir el volum total de fluid dividit entre el nombre de tancs, en m^3 .

ρ_{fluid} és la densitat del fluid a emmagatzemar, en kg/m^3 .

11.1.1.1. Disseny del tanc de metanol

Els tancs de metanol han estat dissenyats a una temperatura de 40°C .

S'han calculat les necessitats de metanol a emmagatzemar partint dels 75 kmol/h que es necessiten per al procés:

$$75 \frac{\text{kmol CH}_3\text{OH}}{\text{h}} \cdot 32 \frac{\text{kg CH}_3\text{OH}}{\text{kmol CH}_3\text{OH}} \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{dia}} = 57.600 \frac{\text{kg}}{\text{dia}} \text{CH}_3\text{OH}$$

S'ha decidit tenir stock per a 4 dies, per tant el volum de fluid a emmagatzemar s'ha calculat com:

$$57.600 \frac{\text{kg } CH_3OH}{\text{dia}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3 CH_3OH}{773 \text{ kg } CH_3OH} \cdot 4 \text{ dies} = 298,06 \text{ m}^3 CH_3OH$$

Aquests 298,06 m³ són volum de metanol líquid a emmagatzemar, però s'ha sobredimensionat un 20% el tanc per tal de no tenir-lo ple al 100% i aquest volum s'ha decidit repartir-lo en dos tancs de 178,84 m³ cadascun, calculat com:

$$\frac{(298,06 \text{ m}^3 CH_3OH \cdot 1,2)}{2 \text{ tancs}} = 178,84 \text{ m}^3$$

Agafant una relació de H/D de 1,5 i sabent el volum de cada tanc s'obté un diàmetre intern de 5,33 m i una alçada de 8,00 m.

El nivell del líquid serà per tant un 80% de l'alçada del tanc, ja que s'ha sobredimensionat un 20%.

$$\text{Nivell de líquid} = 5,33 \text{ m} \cdot 0,8 = 6,40 \text{ m}$$

Càlcul espessor cos:

L'espessor del cos del tanc de metanol s'ha calculat mitjançant les equacions 11.2 i 11.3 i s'ha escollit el valor més gran de les dos.

$$t_d = \frac{4,9 \cdot 5,33 \text{ m} (6,40 \text{ m} - 0,3) 0,773}{145 \text{ Mpa} \cdot 0,85} + 2,5 \text{ mm} = 3,50 \text{ mm}$$

$$t_t = \frac{4,9 \cdot 5,33 \text{ m} (6,40 \text{ m} - 0,3)}{155 \text{ Mpa} \cdot 0,85} = 1,21 \text{ mm}$$

Però tal i com s'ha explicat anteriorment, tal i com es veu a la taula 11.2. l'espessor nominal per a diàmetres de menys de 15 m ha de ser com a mínim de 5 mm, per tant l'espessor escollit del cos del tanc de metanol serà de 5 mm.

Càlcul sostre cònic auto suportat:

L'espessor del sostre cònic es calcula amb l'equació 11.4, s'ha escollit un angle de 10 graus per tal d'obtenir un espessor de més de 4,76 mm.

$$T_t = \frac{533,45 \text{ cm}}{4800 \cdot \sin(10)} + 0,25 \text{ cm} = 0,890 \text{ cm} = 8,90 \text{ mm}$$

Taula 11.3. Especificacions sostre cònic dels tancs de metanol.

Tt (mm)	8,90
r (m)	2,67
R (m)	2,71
H (cm)	47,03
Di (m)	5,33
De (m)	5,35
θ (graus)	10

Càlcul fons inferior pla:

Tal i com s'ha explicat anteriorment, el fons del tanc ha de tenir un gruix de corrosió de no menys de 6 mm per tant, sabent que de tolerància a la corrosió per a l'acer inoxidable es té un valor de 2,5 mm, es pot trobar el valor de l'espessor segons l'equació 11.0:

$$t = CT + CA = 6 \text{ mm} + 2,5 \text{ mm} = 8,5 \text{ mm}$$

El diàmetre del fons pla s'ha calculat a partir de l'equació 11.1:

$$D_{fons} = 5,34 \text{ m} + 0,05 \text{ m} = 5,39 \text{ m}$$

Pes del tanc buit:

Tal i com s'ha explicat anteriorment, el pes dels tancs s'ha calculat per parts, mitjançant les equacions 11.5, 11.6 i 11.7:

Pes cos:

$$M_{cos} = \left(\pi \cdot \left(\frac{5,34 \text{ m}}{2} \right)^2 \cdot 8,00 \text{ m} - \pi \cdot \left(\frac{5,33 \text{ m}}{2} \right)^2 \cdot 8,00 \text{ m} \right) \cdot 7950 \text{ kg/m}^3 = 5.335,40 \text{ kg}$$

Pes con:

$$M_{con} = \left(\frac{\pi \cdot (2,6761 \text{ m})^2 \cdot 0,47 \text{ m}}{3} \right) - \left(\frac{\pi \cdot (2,6672 \text{ m})^2 \cdot 0,47 \text{ m}}{3} \right) \cdot 7950 \text{ kg/m}^3 = 713,32 \text{ kg}$$

Pes base:

$$M_{base} = \left[\pi \cdot (2,697 \text{ m})^2 \cdot \left(\frac{8,5 \text{ mm}}{1000} \right) \right] \cdot 7950 \text{ kg/m}^3 = 1.544,45 \text{ kg}$$

Pes equip:

$$M_{equip} = 5.335,40 \text{ kg} + 713,32 \text{ kg} + 1.544,45 \text{ kg} = 7.593,17 \text{ kg}$$

Pes del tanc en operació:

El pes del tanc en operació s'ha calculat mitjançant l'equació 11.8:

$$M_{tanc ple} = 7.593,17 \text{ kg} + (149,03 \text{ m}^3 \cdot 773 \text{ kg/m}^3) = 122.793,17 \text{ kg}$$

11.1.1.2. Disseny del tanc de metanol amb metoxi de sodi

El tanc de metanol amb metòxid de sodi al 30% ha estat dissenyat a temperatura ambient. Les necessitats de metanol i catalitzador a la mescla per tal de tenir, un cop ajuntat al mesclador M-201 amb el corrent de metanol pur i el corrent 8 que correspon a la recirculació de metanol, un 2,5% de catalitzador, són de 0,48 kmol/h de metanol i 0,12 kmol/h de catalitzador. Per tant, s'han calculat les necessitats de metanol amb metòxid de sodi a emmagatzemar partint d'aquests valors que es necessiten per al procés:

$$0,12 \frac{\text{kmol NaOCH}_3}{h} \cdot 54,03 \frac{\text{kg NaOCH}_3}{\text{kmol NaOCH}_3} = 6,54 \frac{\text{kg}}{h} \text{NaOCH}_3$$

$$0,48 \frac{\text{kmol CH}_3\text{OH}}{h} \cdot 32,04 \frac{\text{kg CH}_3\text{OH}}{\text{kmol CH}_3\text{OH}} = 15,26 \frac{\text{kg}}{h} \text{CH}_3\text{OH}$$

S'ha decidit tenir stock per a 30 dies, per tant el volum de fluid a emmagatzemar s'ha calculat com:

$$523,32 \frac{\text{kg CH}_3\text{OH} + \text{NaOCH}_3}{\text{dia}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3 \text{CH}_3\text{OH} + \text{NaOCH}_3}{960 \text{ kg CH}_3\text{OH} + \text{NaOCH}_3} \cdot 30 \text{ dies} = 16,35 \text{ m}^3 \text{CH}_3\text{OH} + \text{NaOCH}_3$$

Aquests 16,35 m³ són volum de metanol amb metoxi de sodi a emmagatzemar, però s'ha sobredimensionat un 20% el tanc per tal de no tenir-lo ple al 100% i aquest volum s'ha decidit repartir-lo en dos tancs de 9,81 m³ cadascun, calculat com:

$$\frac{(16,35 \text{ m}^3 \text{CH}_3\text{OH} + \text{NaOCH}_3 \cdot 1,2)}{2 \text{ tancs}} = 9,81 \text{ m}^3$$

Agafant una relació de H/D de 1,5 s'obté un diàmetre intern de 2,03 m i una alçada de 3,04 m.

El nivell del líquid serà per tant un 80% de l'alçada del tanc, ja que s'ha sobredimensionat un 20%. Per tant el tanc tindrà 2,43 m de nivell de líquid.

$$\text{Nivell de líquid} = 2,03 \text{ m} \cdot 0,8 = 2,43 \text{ m}$$

Càlcul espessor cos:

L'espessor del cos del tanc de metanol amb catalitzador s'ha calculat mitjançant les equacions 11.2 i 11.3 i s'ha escollit el valor més gran de les dos.

$$t_d = \frac{4,9 \cdot 2,03 \text{ m} (2,43 \text{ m} - 0,3) 0,960}{145 \text{ Mpa} \cdot 0,85} + 2,5 \text{ mm} = 2,66 \text{ mm}$$

$$t_t = \frac{4,9 \cdot 2,03 \text{ m} (2,43 \text{ m} - 0,3)}{155 \text{ Mpa} \cdot 0,85} = 0,16 \text{ mm}$$

Però tal i com s'ha explicat anteriorment, tal i com es veu a la taula 11.2. l'espessor nominal per a diàmetres de menys de 15 m ha de ser com a mínim de 5 mm, per tant l'espessor escollit del cos del tanc de metanol amb catalitzador serà de 5 mm.

Càlcul sostre cònic auto suportat:

L'espessor del sostre cònic es calcula amb l'equació 11.4, s'ha escollit un angle de 10 graus per tal d'obtenir un espessor de més de 4,76 mm.

$$T_t = \frac{203 \text{ cm}}{4800 \cdot \sin(10)} + 0,25 = 0,493 \text{ cm} = 4,93 \text{ mm}$$

Taula 11.4. Especificacions sostre cònic del tancs de metanol amb catalitzador dissolt.

Tt (mm)	4,93
r (mm)	1,01
R (m)	1,03
H (cm)	17,87
Di (m)	2,03
De (m)	2,04
θ (graus)	10

Càlcul fons inferior pla:

Tal i com s'ha explicat anteriorment, el fons del tanc ha de tenir un gruix de corrosió de no menys de 6 mm per tant, sabent que de tolerància a la corrosió per a l'acer inoxidable es té un valor de 2,5 mm, es pot trobar el valor de l'espessor segons l'equació 11.0:

$$t = CT + CA = 6 \text{ mm} + 2,5 \text{ mm} = 8,5 \text{ mm}$$

El diàmetre del fons pla s'ha calculat a partir de l'equació 11.1:

$$D_{fons} = 2,03 \text{ m} + 0.05 \text{ m} = 2,09 \text{ m}$$

Pes del tanc buit:

Tal i com s'ha explicat anteriorment, el pes dels tancs s'ha calculat per parts, mitjançant les equacions 11.5, 11.6 i 11.7:

Pes cos:

$$M_{cos} = \left(\pi \cdot \left(\frac{2,04 \text{ m}}{2} \right)^2 \cdot 3,04 \text{ m} - \pi \cdot \left(\frac{2,03 \text{ m}}{2} \right)^2 \cdot 3,04 \text{ m} \right) \cdot 7950 \text{ kg/m}^3 = 771,56 \text{ kg}$$

Pes con:

$$M_{con} = \left(\frac{\pi \cdot (1,0184 \text{ m})^2 \cdot 0,18 \text{ m}}{3} \right) - \left(\frac{\pi \cdot (1,0135 \text{ m})^2 \cdot 0,18 \text{ m}}{3} \right) \cdot 7950 \text{ kg/m}^3 = 14,91 \text{ kg}$$

Pes base:

$$M_{base} = \left[\pi \cdot (1,044 \text{ m})^2 \cdot \left(\frac{8,5 \text{ mm}}{1000} \right) \right] \cdot 7950 \text{ kg/m}^3 = 231,17 \text{ kg}$$

Pes equip:

$$M_{equip} = 771,56 \text{ kg} + 14,91 \text{ kg} + 231,17 \text{ kg} = 1.017,64 \text{ kg}$$

Pes del tanc en operació:

El pes del tanc en operació s'ha calculat mitjançant l'equació 11.8:

$$M_{tanc\ ple} = 1.017,64 \text{ kg} + (8,18 \text{ m}^3 \cdot 960 \text{ kg/m}^3) = 8.867,37 \text{ kg}$$

11.1.1.3. Disseny del tanc 1-Octanol

El tanc de 1-octanol, ha estat dissenyat a una temperatura de 40°C.

S'han calculat les necessitats d'1 octanol a emmagatzemar partint dels 5,60 kmol/h que es necessiten al procés:

$$5,60 \frac{\text{kmol } C_8C_{18}O}{h} \cdot 130,23 \frac{\text{kg } C_8C_{18}O}{\text{kmol } C_8C_{18}O} \cdot 24 \frac{h}{dia} = 17.525,78 \frac{\text{kg}}{dia} C_8C_{18}O$$

S'ha decidit tenir un emmagatzematge d'1 octanol per 4 dies per tant el volum a emmagatzemar ha estat calculat com:

$$17.525,78 \frac{\text{kg } C_8C_{18}O}{dia} \cdot \frac{1 m^3 C_8C_{18}O}{809 \text{ kg } C_8C_{18}O} \cdot 4 \text{ dies} = 86,65 m^3 C_8C_{18}O$$

Aquests 86,65 m³ és volum d'1 octanol líquid a emmagatzemar, però s'ha sobredimensionat un 20% el tanc per tal de no tenir-lo ple al 100% i aquest volum s'ha decidit repartir-lo en dos tancs de 52 m³ cadascun, calculat com:

$$\frac{86,65 m^3 C_8C_{18}O \cdot 1,2}{2 \text{ tancs}} = 52 m^3$$

Agafant una relació de H/D de 1,5 i sabent el volum de cada tanc obtenim un diàmetre intern de 3,53 m i una alçada de 5,30 m.

El nivell del líquid serà per tant un 80% de l'alçada del tanc, ja que s'ha sobredimensionat un 20%. Per tant els tancs tindran 4,24 m de nivell de líquid.

$$\text{Nivell de líquid} = 5,30 m \cdot 0,8 = 4,24 m$$

Càlcul espessor cos:

L'espessor del cos dels tancs d'àcid fòrmic s'ha calculat mitjançant les equacions 11.2 i 11.3 i s'ha escollit el valor més gran de les dos.

$$t_d = \frac{4,9 \cdot 3,53 m (4,24 m - 0,3) 0,809}{155 \text{ Mpa} \cdot 0,85} + 2,5 \text{ mm} = 2,92 \text{ mm}$$

$$t_t = \frac{4,9 \cdot 3,53 m (4,24 m - 0,3)}{140 \text{ Mpa} \cdot 0,85} = 0,573 \text{ mm}$$

Però tal i com s'ha explicat anteriorment, tal i com es veu a la taula 11.2. l'espessor nominal per a diàmetres de menys de 15 m ha de ser com a mínim de 5 mm, per tant l'espessor escollit del cos del tanc de metanol serà de 5 mm.

Càlcul sostre cònic auto suportat:

L'espessor del sostre cònic es calcula amb l'equació 11.4, s'ha escollit un angle de 10 graus per tal d'obtenir un espessor de més de 4,76 mm.

$$T_t = \frac{353,39 \text{ cm}}{4800 \cdot \sin(10)} + 0,25 \text{ cm} = 0,674 \text{ cm} = 6,740 \text{ mm}$$

Taula 11.5. Especificacions sostre cònic dels tancs d'1 octanol.

Tt (mm)	6,74
r (mm)	1,77
R (m)	1,79
H (cm)	31,16
Di (m)	3,53
De (m)	3,55
θ (graus)	10

Càlcul fons inferior pla:

Tal i com s'ha explicat anteriorment, el fons del tanc ha de tenir un gruix de corrosió de no menys de 6 mm per tant, sabent que de tolerància a la corrosió per a l'acer inoxidable es té un valor de 2,5 mm, es pot trobar el valor de l'espessor segons l'equació 11.0:

$$t = CT + CA = 6 \text{ mm} + 2,5 \text{ mm} = 8,5 \text{ mm}$$

El diàmetre del fons pla s'ha calculat a partir de l'equació 11.1:

$$D_{fons} = 3,54 \text{ m} + 0,05 \text{ m} = 3,59 \text{ m}$$

Pes del tanc buit:

Tal i com s'ha explicat anteriorment, el pes dels tancs s'ha calculat per parts, mitjançant les equacions 11.5, 11.6 i 11.7:

Pes cos:

$$M_{cos} = \left(\pi \cdot \left(\frac{3,54 \text{ m}}{2} \right)^2 \cdot 5,30 \text{ m} - \pi \cdot \left(\frac{3,53 \text{ m}}{2} \right)^2 \cdot 5,30 \text{ m} \right) \cdot 7900 \text{ kg/m}^3 = 2.327,87 \text{ kg}$$

Pes con:

$$M_{con} = \left(\frac{\pi \cdot (1,774 \text{ m})^2 \cdot 0,31 \text{ m}}{3} \right) - \left(\frac{\pi \cdot (1,767 \text{ m})^2 \cdot 0,31 \text{ m}}{3} \right) \cdot 7900 \text{ kg/m}^3 = 235,59 \text{ kg}$$

Pes base:

$$M_{base} = \left[\pi \cdot (1,797 \text{ m})^2 \cdot \left(\frac{8,5 \text{ mm}}{1000} \right) \right] \cdot 7900 \text{ kg/m}^3 = 681,19 \text{ kg}$$

Pes equip:

$$M_{equip} = 2.327,87 \text{ kg} + 235,59 \text{ kg} + 681,19 \text{ kg} = 3.244,64 \text{ kg}$$

Pes del tanc en operació:

El pes del tanc en operació s'ha calculat mitjançant l'equació 11.8:

$$M_{tanc\ ple} = 3.244,64 \text{ kg} + (43,33 \text{ m}^3 \cdot 809 \text{ kg/m}^3) = 38.296,20 \text{ kg}$$

11.1.1.4. Disseny dels tancs d'àcid fòrmic

Els tancs d'àcid fòrmic han estat dissenyats a una temperatura de 55°C.

S'han calculat les necessitats d'àcid fòrmic a emmagatzemar partint dels 247,68 kmol/h que es produeixen al procés:

$$247,68 \frac{\text{kmol } CH_2O_2}{h} \cdot 46 \frac{\text{kg } CH_2O_2}{\text{kmol } CH_2O_2} \cdot 24 \frac{h}{dia} = 273.438,60 \frac{\text{kg}}{dia} CH_2O_2$$

S'ha decidit tenir un stock de 3 dies per tant el volum a emmagatzemar ha estat calculat com:

$$273.438,60 \frac{\text{kg } CH_2O_2}{\text{dia}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3 CH_2O_2}{1169.1 \text{ kg } CH_2O_2} \cdot 3 \text{ dies} = 701,66 \text{ m}^3 CH_2O_2$$

Aquests 701,66 m³ són volum d'àcid fòrmic líquid a emmagatzemar, però s'ha sobredimensionat un 20% el tanc per tal de no tenir-lo ple al 100% i aquest volum s'ha decidit repartir-lo en sis tancs de 140,33 m³ cadascun, calculat com:

$$\frac{(701,66 \text{ m}^3 CH_2O_2 \cdot 1,2)}{6 \text{ tancs}} = 140,33 \text{ m}^3$$

Agafant una relació de H/D de 1,5, i sabent el volum de cada tanc obtenim un diàmetre intern de 4,92 m i una alçada de 7,38 m.

El nivell del líquid serà per tant un 80% de l'alçada del tanc, ja que s'ha sobredimensionat un 20%. Per tant els tancs tindran 5,90 m de nivell de líquid.

$$\text{Nivell de líquid} = 7,38 \text{ m} \cdot 0,8 = 5,90 \text{ m}$$

Càlcul espessor cos:

L'espessor del cos dels tancs d'àcid fòrmic s'ha calculat mitjançant les equacions 11.2 i 11.3 i s'ha escollit el valor més gran de les dos.

$$t_d = \frac{4,9 \cdot 4,92 \text{ m} (5,90 \text{ m} - 0,3) 1,1691}{145 \text{ Mpa} \cdot 0,85} + 2,5 \text{ mm} = 3,78 \text{ mm}$$

$$t_t = \frac{4,9 \cdot 4,92 \text{ m} (5,90 \text{ m} - 0,3)}{155 \text{ Mpa} \cdot 0,85} = 1,03 \text{ mm}$$

Però tal i com s'ha explicat anteriorment, tal i com es veu a la taula 11.2. l'espessor nominal per a diàmetres de menys de 15 m ha de ser com a mínim de 5 mm, per tant l'espessor escollit del cos del tanc de metanol serà finalment de 5 mm.

Càlcul sostre cònic auto suportat:

L'espessor del sostre cònic es calcula amb l'equació 11.4, s'ha escollit un angle de 10 graus per tal d'obtenir un espessor de més de 4,76 mm.

$$T_t = \frac{492,03 \text{ cm}}{4800 \cdot \sin(10)} + 0,25 \text{ cm} = 0,840 \text{ cm} = 8,40 \text{ mm}$$

Taula 11.6. Especificacions sostre cònic dels tancs d'àcid fòrmic.

Tt (mm)	8,40
r (mm)	2,46
R (m)	2,50
H (cm)	43,38
Di (m)	4,92
De (m)	4,94
θ (graus)	10

Càlcul fons inferior pla:

Tal i com s'ha explicat anteriorment, el fons del tanc ha de tenir un gruix de corrosió de no menys de 6 mm per tant, sabent que de tolerància a la corrosió per a l'acer inoxidable es té un valor de 2,5 mm, es pot trobar el valor de l'espessor segons l'equació 11.0:

$$t = CT + CA = 6 \text{ mm} + 2,5 \text{ mm} = 8,5 \text{ mm}$$

El diàmetre del fons pla s'ha calculat a partir de l'equació 11.1:

$$D_{fons} = 4,93 \text{ m} + 0,05 \text{ m} = 4,98 \text{ m}$$

Pes del tanc buit:

Tal i com s'ha explicat anteriorment, el pes dels tancs s'ha calculat per parts, mitjançant les equacions 11.5, 11.6 i 11.7:

Pes cos:

$$M_{cos} = \left(\pi \cdot \left(\frac{4,93 \text{ m}}{2} \right)^2 \cdot 7,38 \text{ m} - \pi \cdot \left(\frac{4,92 \text{ m}}{2} \right)^2 \cdot 7,38 \text{ m} \right) \cdot 7950 \text{ kg/m}^3 = 4.539,47 \text{ kg}$$

Pes con:

$$M_{con} = \left(\frac{\pi \cdot (2,469 \text{ m})^2 \cdot 0,43 \text{ m}}{3} \right) - \left(\frac{\pi \cdot (2,460 \text{ m})^2 \cdot 0,43 \text{ m}}{3} \right) \cdot 7950 \text{ kg/m}^3 = 572,98 \text{ kg}$$

Pes base:

$$M_{base} = \left[\pi \cdot (2,490 \text{ m})^2 \cdot \left(\frac{8,5 \text{ mm}}{1000} \right) \right] \cdot 7950 \text{ kg/m}^3 = 1.316,40 \text{ kg}$$

Pes equip:

$$M_{equip} = 4.539,47 \text{ kg} + 572,98 \text{ kg} + 1.316,40 \text{ kg} = 6.428,85 \text{ kg}$$

Pes del tanc en operació:

El pes del tanc en operació s'ha calculat mitjançant l'equació 11.8:

$$M_{tanc\ ple} = 6.482,85 \text{ kg} + (116,94 \text{ m}^3 \cdot 1169,1 \text{ kg/m}^3) = 143.148,15 \text{ kg}$$

11.1.1.4.1 Tractament tèrmic del tanc d'àcid fòrmic

S'han estudiat les pèrdues de calor que ha de tindre el tanc d'emmagatzematge d'àcid fòrmic per solidificar-se en les condicions més severes d'Igualada.

A continuació es detallen els paràmetres de disseny:

Paràmetres	
T exterior(°C)	-5.9
T interior(°C)	30
Material aïllant	Llana de roca
Gruix (cm)	10
λ (coeficient tèrmic) (W/m·K)	0.045
Diàmetre intern (m)	4.925
Alçada (m)	7.38

Amb aquestes dades es pot calcular la calor de la següent forma:

$$A = \pi \cdot D \cdot H + \frac{\pi}{4} \cdot D^2 = \pi \cdot 4.92 \text{ m} \cdot 7.38 \text{ m} + \frac{\pi}{4} \cdot 4.92^2 \text{ m}^2 = 133.23 \text{ m}^2$$

$$U = \frac{\lambda}{\Delta x} = \frac{0.045 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}}{0.1 \text{ m}} = 0.45 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Per evitar que l'àcid fòrmic es congeli en el tanc, als tancs hi haurà una resistència elèctrica amb més potència que la que perd el tanc i s'activarà quan es requereixi.

11.1.2. CARACTERÍSTIQUES I DISSENY DE TANCS A PRESSIÓ

Primerament cal tenir en compte la pressió de disseny i la temperatura de disseny:

Pressió de disseny:

La pressió de disseny és la pressió màxima per a la qual està dissenyat l'equip. El valor escollit ha de ser sempre el major de les següents equacions: [2]

$$P_d = P_{op} \cdot 1,1 \quad \text{(Equació 11.9)}$$

$$P_d = P_{op} + 25 \text{ psi} \quad \text{(Equació 11.10)}$$

On:

P_d és la pressió de disseny, en psi.

P_{op} és la pressió d'operació, en psi.

Temperatura de disseny:

La temperatura de disseny és la temperatura màxima per a la qual està dissenyat l'equip. S'ha calculat mitjançant l'equació 11.11. per a recipients que treballen a temperatures superiors a 0°C i amb l'equació 11.12. per a recipients que treballen a temperatures per sota de 0°C.

$$T_d = T_{op} + 15^\circ\text{C} \quad \text{(Equació 11.11)}$$

$$T_d = T_{op} - 10^\circ\text{C} \quad \text{(Equació 11.12)}$$

On:

T_d és la temperatura de disseny, en graus Celsius.

T_{op} és la temperatura d'operació, en graus Celsius.

Factor de soldadura:

El factor de soldadura és un valor que va de 0 a 1, adimensional i que fa que la tensió de treball disminueixi. Es designa amb la lletra E i s'ha escollit una soldadura doble amb un 85% de radiografiat ($E = 0,85$).

Disseny a pressió interna: [3]**Cos cilíndric**

Els recipients dissenyats són de cos cilíndric i l'espessor s'ha calculat mitjançant la següent equació:

$$t_{cilindre} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 P} + CA \quad \text{(Equació 11.13)}$$

On:

P és la pressió de disseny, en psi (P_d)

R és el radi intern, en polzades.

S és l'esforç màxim admissible del material, en psi.

E és el factor de soldadura, adimensional.

CA és el sobreessessor per corrosió, en polzades.

L'equació 11.13 és vàlida sempre i quan:

$$0,385 \cdot S \cdot E > P \quad \text{(Equació 11.13.1)}$$

$$R/2 > t \quad \text{(Equació 11.13.2)}$$

Fons toriesfèric

Per al fons inferior i superior s'ha escollit el fons toriesfèric tipus Asme Flanged and Dished amb relació $L/r = 16^{2/3}$ i l'equació utilitzada per al càlcul de l'espessor ha estat la següent:

$$t_{fons} = \left(\frac{0,885 \cdot P \cdot L}{S \cdot E - 0,1 P} + CA \right) \cdot 1,1 \quad \text{(Equació 11.14)}$$

On:

P, S, E i CA són el mateix que per al cos cilíndric.

L és el radi intern de bombat del fons, en polzades, per al cas de fons tipus Asme Flanged and Dished → L és igual al diàmetre intern del tanc.

1,1 és el factor aplicat per a tenir en compte el 10% que es pot perdre per fabricació a les cantonades del toriesfèric.

r és el radi de la cantonada del fons, en polzades, i és com a mínim un 6% del valor de diàmetre intern del recipient i com que per a tipus *Asme Flanged and Dished Heads*, $L = D_i$, el valor de r serà per tant doncs com a mínim un 6% del valor de L. El valor de r s'ha trobat iterativament tenint en compte la restricció de que la relació L/r sigui $16^{2/3}$, segons la següent equació:

$$\left(\frac{L}{r} \right) = 16^{2/3} \quad \text{(Equació 11.15)}$$

El % de L que ha de ser com a mínim un 6%, s'ha calculat mitjançant la següent equació:

$$\% \text{ de } L = \left(\frac{r}{L} \right) \quad \text{(Equació 11.16)}$$

Disseny a pressió externa (buit):

Al generar-se el buit dins d'un dipòsit, la pressió que preval doncs és l'atmosfèrica, la qual tendirà a corbar la carcassa, sent aquest l'estat crític. Així doncs, a continuació es mostra el procediment que s'ha seguit per a determinar els espessors dels dipòsits que es troben al buit.

Carcassa cilíndrica

L'espessor requerit per un recipient de carcassa cilíndrica sotmès a pressió externa es calcula a partir de l'equació 11.17:

$$P_a = \frac{4B}{3(D_o/t)} \quad \text{(Equació 11.17)}$$

On:

P_a és la màxima pressió de treball permisible per la carcassa, en psi. Aquesta serà comparada amb la pressió externa a la qual es troba sotmesa.

D_o és el diàmetre extern del cilindre, en polzades, que serà el diàmetre intern del tanc més el gruix suposat, en polzades.

t és l'espessor mínim requerit de la paret cilíndrica, en polzades.

El valor de B es troba mitjançant el següent procediment, utilitzant L que en aquest cas, és la longitud de la carcassa cilíndrica i D_o el diàmetre extern de la mateixa:

1. Suposar un valor de t i determinar L/D_o i D_o/t .
2. Llegir el valor de A , en funció del valor de L/D_o i D_o/t , a la Figura 11.2.
3. En funció del material, llegir a les Figures 11.3-11.4-11.5 el valor de A en funció de la temperatura i trobar el valor de B .

Un cop s'ha trobat el valor de B , es realitza el càlcul de l'equació 11.17 i si la P_a és menor que la pressió de disseny, el procediment s'ha de repetir augmentant l'espessor, perquè P_a és la màxima pressió exterior permesa i aquesta ha de ser inferior a la pressió d'exterior de disseny per tal de suportar-la i que no es corbi la carcassa cilíndrica.

Fons toriesfèric:

L'espessor requerit i la màxima pressió permissible s'han de calcular mitjançant el procediment especificat per fons el·lipsoïdals però agafant R màxim = D_o . Aquest procediment indica que l'espessor requerit serà el més gran dels següents espessors:

1. L'espessor calculat a partir de l'equació de disseny a pressió interna, la 11.14, però utilitzant una pressió de disseny 1,67 vegades superior a la pressió externa i agafant com a coeficient de soldadura $E = 1,00$.
2. L'espessor calculat mitjançant l'equació 11.18 i B s'ha de determinar com per un fons esfèric o semiesfèric:

$$P_a = \frac{B}{(R/t)} \quad \text{(Equació 11.18)}$$

Determinació de B:

Per a trobar el valor de B s'ha de seguir el següent procediment:

1. Assumir un valor de t i calcular A segons l'equació 11.19:

$$A = \frac{0,125}{(R/t)} \quad \text{(Equació 11.19)}$$

2. En funció del material, llegir a les Figures 11.3-11.4-11.5 el valor de A en funció de la temperatura i trobar el valor de B .
3. Si la P_a calculada segons l'equació 11.18 es inferior a la pressió de disseny, cal suposar un valor més gran d'espessor i repetir el procediment, igual per al càlcul en el cos cilíndric.

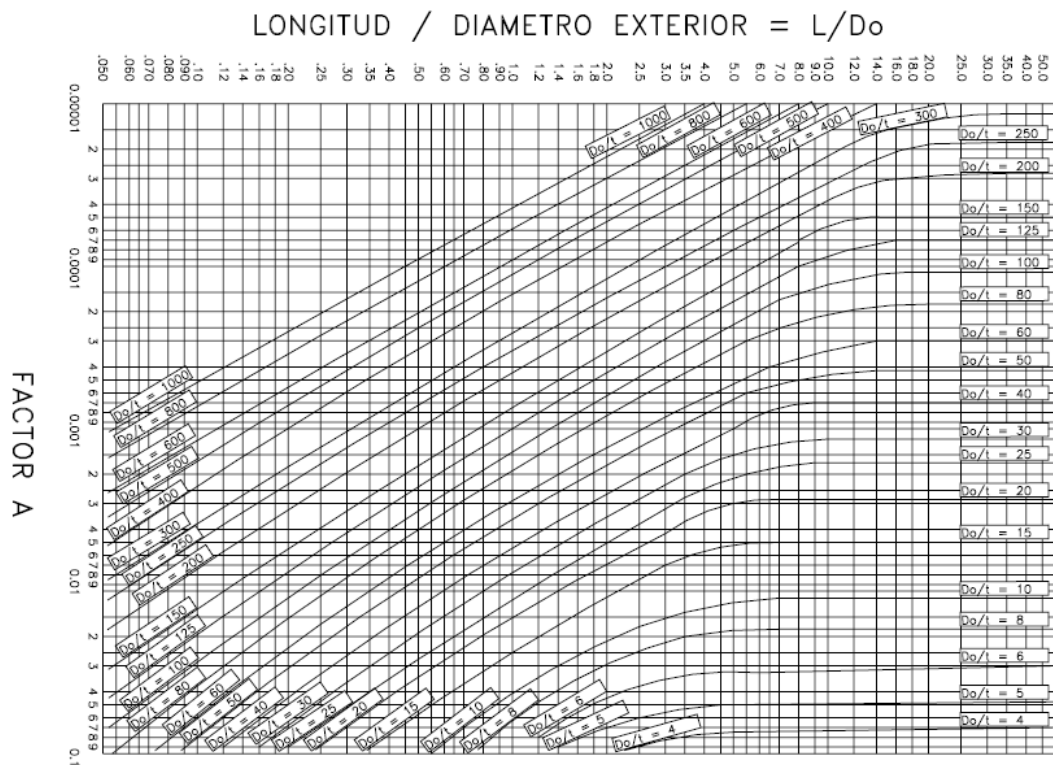


Figura 11.2. Gràfic geomètric per a recipients cilíndrics sotmesos a càrregues externes o compressives. Vàlida per a tots els materials.

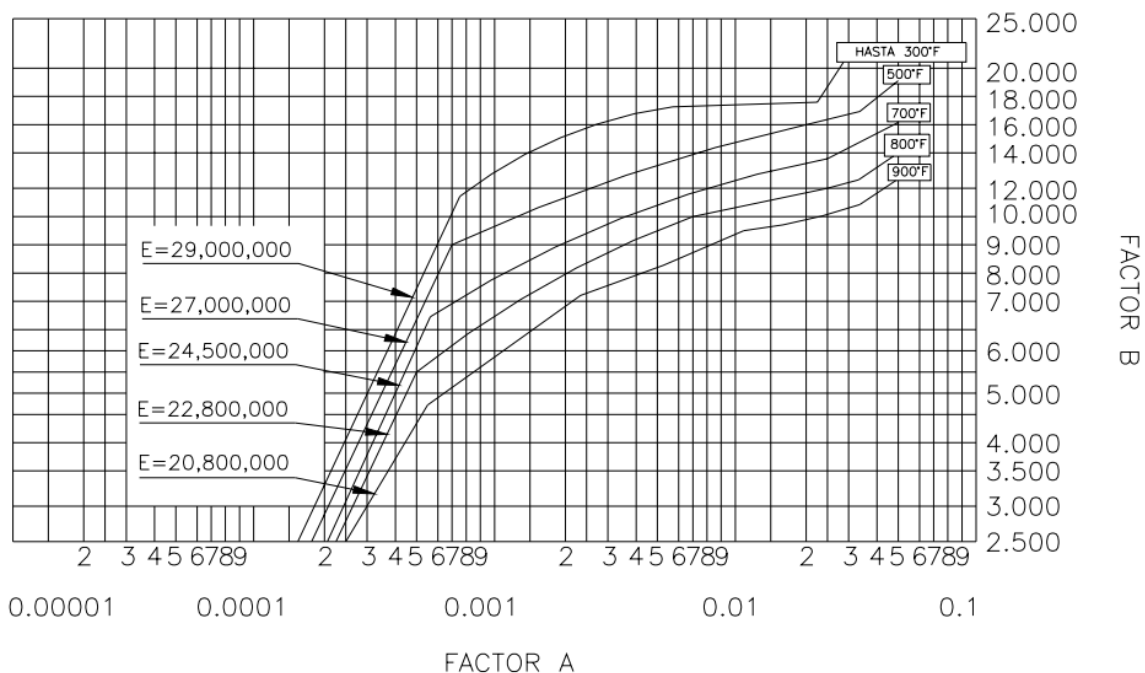


Figura 11.3. Gràfic per a determinar espessors de carcassa cilíndrica i esfèrica per a dipòsits sota pressió externa quan la construcció és d'acer al carboni o acers de baix aliatge.

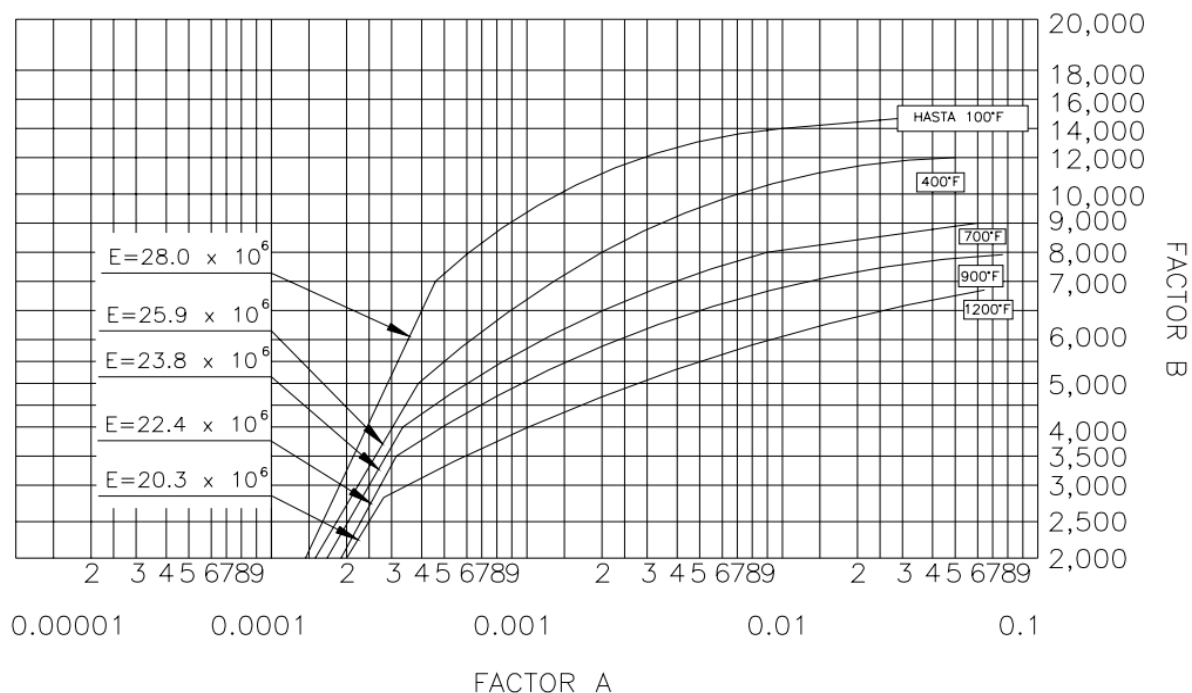


Figura 11.4. Gràfic per a determinar espessors de carcassa cilíndrica i esfèrica per a dipòsits sota pressió externa quan la construcció és d'acer inoxidable AISI 304.

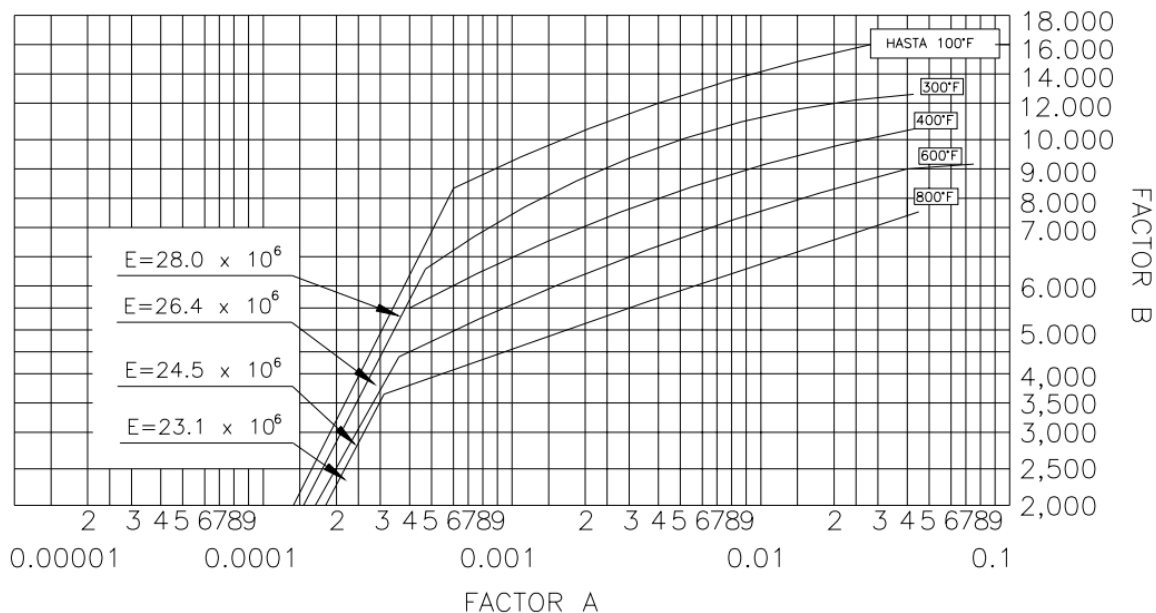


Figura 11.5. Gràfic per a determinar espessors de carcassa cilíndrica i esfèrica per a dipòsits sota pressió externa quan la construcció és d'acer inoxidable AISI 316L, 317L.

Càlcul geometria dels fons toriesfèrics:

Tots els fons de tots els tancs dissenyat amb el codi ASME con de tipus ASME FLANGED AND DISHED HEAD (toriesfèrics). A la Taula 11.7. i a la Figura 11.6. es poden veure les seves característiques.

Taula 11.7. Característiques geometria fons toriesfèric.

INFORMACIÓ TÈCNICA	
R (mm)	D_e
r (mm)	% de $L \cdot L$ (% de L calculat segons l'equació 11.16.)
h2 (mm)	$L - \sqrt{(L - r)^2 - \left[\left(\frac{D_i}{2}\right) - r\right]^2}$
h1 (mm)	50
H (mm)	$h1 + h2 + e$

Cal mencionar que la R que apareix a la Figura 11.6. seria per nomenclatura d'aquest manual la L.

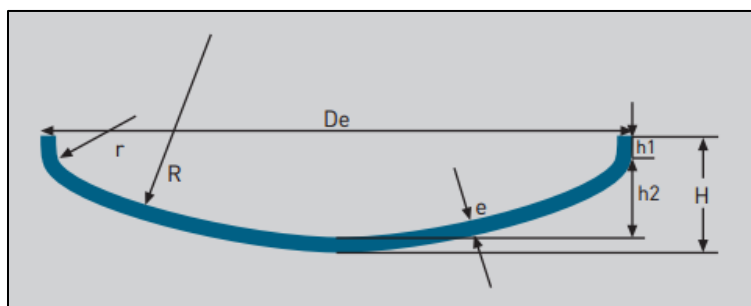


Figura 11.6. Dibuix representatiu del fons tipus ASME FLANGED AND DISHED HEAD [4]

Pes tanc toriesfèric buit:

Per a calcular el pes del tancs toriesfèrics buits cal contemplar, per una banda, el pes de la carcassa i per l'altra, el pes dels fons toriesfèrics.

Pes carcassa cilíndrica

El pes de la carcassa cilíndrica es calcula igual que per a tancs atmosfèrics, segons l'Equació 11.5.

Pes fons toriesfèric

$$M_{fons\ toriesfèric} = (V_{ext,fons} - V_{int,fons}) \cdot \rho_{material} \quad \text{(Equació 11.20)}$$

On:

$V_{ext,fons}$ és el volum exterior del fons, en m^3 . Calculat com:

$$V_{ext,fons} = (0,08089 \cdot D_{e,fons})^3 \quad \text{(Equació 11.21)}$$

$V_{int,fons}$ és el volum interior del fons, en m^3 . Calculat com:

$$V_{int,fons} = (0,08089 \cdot D_{i,fons})^3 \quad \text{(Equació 11.22)}$$

$\rho_{material}$, és la densitat del material de fabricació del fons, en kg.

Així doncs, el pes total del tanc s'ha calculat com:

$$M_{tanc\ buit} = M_{fons\ toriesfèric} + M_{carcassa\ cilíndrica} \quad \text{(Equació 11.23)}$$

Pes tanc ple:

El pes del tanc ple s'ha calculat igual que per a tancs atmosfèrics, segons l'Equació 11.8.

11.1.2.1. Disseny del tanc de monòxid de carboni

A la Taula 11.8 es mostren les condicions a les quals s'ha decidit emmagatzemar el monòxid de carboni per tal de tenir-lo en estat líquid. També es mostra el marge de pressió i temperatura que es té sota aquestes condicions, per a passar a l'estat gasós.

Taula 11.8. Condicions del CO per mantenir-lo líquid.

T (°C)	P (bar)	Marge P (bar)	Marge T (°C)	ρ (kg/m ³)
-170	15	3,74	13,5	644,4

Taula 11.9. Paràmetres de disseny del dipòsit interior.

Material	S (psi)	E	Pop (psi)	Pd (psi)	Top (°C)	Td (°C)
AISI 304	18750	0.85	217.5	242.5	-170	-180

Taula 11.10. Paràmetres de disseny del dipòsit exterior.

Material	S (psi)	E	Pop (psi)	Pd (psi)	Top (°C)	Td (°C)
A/SA 285 Gr. C	13800	0.85	14.65	39.56	Ambient	-180

Partint dels 7271,52 kg/h que es necessiten per al procés, s'ha calculat el volum necessari a emmagatzemar.

$$\left(\frac{7271,52 \frac{\text{kg CO}}{\text{h}}}{644,4 \frac{\text{kg CO}}{\text{m}^3 \text{CO}}} \right) \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ dia}} = 270,82 \text{ m}^3 \text{CO/dia}$$

S'ha decidit tenir stock per a 4 dies per tant el volum a emmagatzemar s'ha determinat com:

$$(270,82 \text{ m}^3 \text{CO/dia}) \cdot 4 \text{ dies} = 1083,28 \text{ m}^3 \text{CO}$$

Aquests 1083,28 m³ són volum de monòxid de carboni líquid a emmagatzemar, però s'ha sobredimensionat un 20% el tanc per tal de no tenir-lo ple al 100% i aquest volum s'ha repartit en 12 tancs de 108,33 m³ cadascun, calculat com:

$$\frac{(1083,28 \text{ m}^3 \text{CO} \cdot 1,2)}{12 \text{ tancs}} = 108,33 \text{ m}^3$$

Agafant una relació de H/D de 1,5, i sabent el volum de cada tanc s'obté un diàmetre intern de 4,51 m i una alçada de 6,77 m.

El nivell del líquid serà per tant un 80% de l'alçada del tanc, ja que s'ha sobredimensionat un 20%.

$$\text{Nivell de líquid} = 6,77 \text{ m} \cdot 0,8 = 5,42 \text{ m}$$

Disseny a pressió interna:

Primerament s'ha calculat la pressió de disseny amb les equacions 11.9 i 11.10, tenint en compte que la pressió d'operació són 217,5 psi

$$P_d = 217,5 \text{ psi} \cdot 1,1 = 239,25 \text{ psi}$$

$$P_d = 217,5 \text{ psi} + 25 \text{ psi} = 242,5 \text{ psi}$$

Per tant, com a pressió de disseny s'agafa 242,5 psi.

Cos cilíndric:

L'espessor del cos s'ha calculat mitjançant l'equació 11.13:

$$t_{cilindre} = \frac{242,5 \text{ psi} \cdot \left(\left(\frac{4,51 \text{ m}}{2} \right) \cdot 39,3701 \right) \text{ polzades}}{18750 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 242,5 \text{ psi}} = 1,46 \text{ polzades} = 37,13 \text{ mm}$$

Fent les comprovacions de les equacions 11.13.1 i 11.13.2 es comprova que l'equació 11.13 és vàlida pel càlcul de l'espessor del cos cilíndric del tanc de CO:

$$0,385 \cdot 18750 \text{ psi} \cdot 0,85 = 6135,94 > 242,5$$

$$\frac{88,85 \text{ polzades}}{2} = 44,42 \text{ polzades} > 1,46 \text{ polzades}$$

Fons toriesfèric:

L'espessor del fons toriesfèric s'ha calculat mitjançant l'equació 11.14:

$$t_{fons} = \left(\frac{0,885 \cdot 242,5 \text{ psi} \cdot 177,7 \text{ polzades}}{18750 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 242,5 \text{ psi}} + 0,0985 \text{ inches} \right) = 2,50 \text{ inches}$$

$$t_{fons} = \left(\frac{2,50 \text{ inches}}{0,0394} \right) \cdot 1,1 = 69,66 \text{ mm}$$

Fent el Solver de l'equació 11.15, s'ha trobat que el valor de r que fa que l'equació sigui 0 és $r = 27,99$ polzades i això suposa un 16% de L , el qual s'ha calculat mitjançant l'equació 11.16:

$$\% \text{ de } L = \frac{27,99 \text{ polzades}}{177,70 \text{ polzades}} = 0,16 \rightarrow 16\%$$

Disseny a pressió externa:

Primerament, cal trobar el diàmetre intern del dipòsit exterior. Per a tancs criogènics es sol tenir un 40% del volum interior com a volum de buit. Per tant, per a calcular el diàmetre intern del tanc exterior es realitza el següent procediment:

$$V_{\text{tanc extern CO}} = 108,33 \text{ m}^3 \cdot 1,4 = 151,66 \text{ m}^3$$

Sabent que la relació de H/D és de 1,5 s'obté un diàmetre intern de 5,05 m i una alçada de 7,57.

La pressió de disseny externa s'ha calculat mitjançant les equacions 11.9 i 11.10 i el valor més gran ha estat l'obtingut amb l'equació 11.10:

$$P_d = (1,01 \text{ bar} \cdot 14,5) \text{ psi} + 25 \text{ psi} = 39,65 \text{ psi}$$

Cos cilíndric:

L'espessor de la paret cilíndrica del dipòsit exterior s'ha calculat mitjançant l'equació 11.17, seguint el procediment iteratiu. L'espessor amb el qual la pressió màxima permissible és superior a l'exterior és un de 30 mm. A continuació es detallen els càlculs del procediment seguit per a l'equació 11.17.

$$t_{\text{suposat}} = 30 \text{ mm}$$

$$L = 7.573,92 \text{ mm}$$

$$D_o = 5.049,28 \text{ mm} + (2 \cdot 30 \text{ mm}) = 5.109,28 \text{ mm}$$

$$\frac{L}{D_o} = \frac{7.573,92 \text{ mm}}{5.109,28 \text{ mm}} = 1,48 \approx 1,50$$

$$\frac{D_o}{t} = \frac{5.109,28 \text{ mm}}{30 \text{ mm}} = 170,31 \approx 170$$

Llegint els valors de L/D_o i D_o/t a la Figura 11.2 es troba que A val 0,0004 i amb aquest valor i la Figura 11.3, llegint per a una temperatura de fins a 300 Fahrenheit, es troba que el valor de B és 5575.

$$P_a = \frac{4 \cdot 5575}{3 \cdot (170)} = 43,65 \text{ psi} > 39,65 \text{ psi}$$

Fons toriesfèric:

Tal i com s'ha explicat anteriorment, l'espessor del fons toriesfèric serà el major del calculat de les equacions 11.14 (amb una P 1,67 vegades superior a la pressió externa de disseny) o 11.18.

Primer amb l'equació 11.14 s'ha obtingut el següent:

$$P_a = \frac{0,885 \cdot (1,67 \cdot 39,65 \text{ psi}) \cdot 198,79 \text{ polzades}}{(13800 \text{ psi} \cdot 1) - (0,1 \cdot (1,67 \cdot 39,65 \text{ psi}))} = 0,84 \text{ polzades} = 21,43 \text{ mm}$$

I amb l'equació 11.18, seguint el procediment detallat, s'ha obtingut que l'espessor que dona una pressió màxima permissible superior a la exterior de disseny és un espessor de 25 mm:

$$t_{suposat} = 25 \text{ mm} = 0,985 \text{ polzades}$$

$$R = 198,87 \text{ polzades}$$

Un cop es té el valor de R, es procedeix a calcular el valor de A segons l'equació 11.19:

$$A = \frac{0,125}{\frac{199,26 \text{ polzades}}{0,985 \text{ polzades}}} = 0,000619 \approx 0,0006$$

Un cop s'ha trobat el valor de A, es llegeix a la Figura 11.3. el valor de B que és 8500 i es calcula la pressió màxima permissible segons l'equació 11.18:

$$P_a = \frac{8500}{\frac{199,26 \text{ polzades}}{0,985 \text{ polzades}}} = 42,02 \text{ psi} > 39,65 \text{ psi}$$

Per tant, l'espessor per al fons toriesfèric serà de 25mm.

Pes tanc buit:

Per a calcular el pes del tanc de monòxid de carboni buit s'ha de tenir en compte que està format per els dipòsits, l'extern i l'intern. Així doncs, segons l'Equació 11.23, tenint en compte les Equacions 11.5 i 11.20 per al càlcul del pes de la carcassa cilíndrica i dels fons toriesfèrics, respectivament, s'ha calculat el pes de la següent manera:

Dipòsit interior

$$M_{carcassa,interior} = (111,92 - 108,33) \text{ m}^3 \cdot 7800 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 28.031,20 \text{ kg}$$

$$M_{toriesfèric,interior} = (8,14 - 7,44) \text{ m}^3 \cdot 7800 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 5.466,15 \text{ kg}$$

$$M_{dipòsit interior} = 28.031,20 \text{ kg} + (2 \cdot 5.466,15 \text{ kg}) = 38.963,51 \text{ kg}$$

Dipòsit exterior

$$M_{carcassa,interior} = (155,28 - 151,66) \text{ m}^3 \cdot 8000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 29.005,71 \text{ kg}$$

$$M_{toriesfèric,interior} = (10,79 - 10,48) \text{ m}^3 \cdot 8000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 2.509,22 \text{ kg}$$

$$M_{dipòsit interior} = 29.005,71 \text{ kg} + (2 \cdot 2.509,22 \text{ kg}) = 34.024,14 \text{ kg}$$

Per tant, el pes del tanc total buit és:

$$M_{tanc buit} = 38.963,51 \text{ kg} + 34.024,14 \text{ kg} = 72.987,65 \text{ kg}$$

Pes tanc ple:

El pes del tanc ple ha estat calculat segons l'Equació 11.8, tal com:

$$M_{tanc ple} = 72.987,65 \text{ kg} + \left(90,27 \text{ m}^3 \cdot 644,4 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) = 131.159,78 \text{ kg}$$

11.2 DISSENY DELS DIPÒSITS PULMÓ I DIPÒSITS DE CONDENSATS

Tant els dipòsits pulmó com els dipòsits de condensats han estat dissenyat segons el codi ASME seguint el procediment detallat a l'apartat 11.1.2, d'aquest mateix bloc.

A continuació es mostren les característiques d'aquests dipòsits a la Taula 11.11 i Taula 11.12:

Taula 11.11. Valors de disseny dels dipòsits pulmó.

Temps de stock (min)	T-302	T-401	T-402	T-504	T-505	T-602
	10	10	10	10	10	10
nº tancs	1	1	1	1	1	1
Relació H/D	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
P operació (bar)	3,55	3,55	1,01	1,01	1,01	1,01
P disseny (bar)	5,27	5,27	2,73	2,73	2,73	2,73
T operació (°C)	94	70	40	65	98	146
T disseny (°C)	109	85	55	80	113	161
V cos tanc (m³)	14,91	15,26	8,55	15,98	9,18	11,78
Tipus cos	Cilíndric	Cilíndric	Cilíndric	Cilíndric	Cilíndric	Cilíndric
Di cos tanc (m)	2,33	2,35	1,94	2,38	1,98	2,37
H cos tanc (m)	3,50	3,52	2,90	3,58	2,97	3,56
t cos (mm)	10,78	10,02	5,41	6,45	4,12	6,51
Tipus fons	Toriesfèric	Toriesfèric	Toriesfèric	Toriesfèric	Toriesfèric	Toriesfèric
L (mm)	2330	2350	1940	2380	1980	2370
r (mm)	367,04	369,84	304,87	375,61	312,25	373,48
L/r	6,35	6,35	6,35	6,35	6,35	6,35
h2 (mm)	528,36	533,09	441,75	544,55	453,91	541,38
h1 (mm)	50	50	50	50	50	50
t fons (mm)	18,82	17,34	8,98	9,72	5,71	10,55
H fons (mm)	597,18	600,43	500,74	604,98	509,81	601,93
V fons (m³)	0,98	1,00	0,57	1,07	0,62	1,05
H total tanc (m)	4,69	4,72	3,91	4,79	3,99	4,76
Material construcció	AISI 316L	AISI 316L	AISI 316L	AISI 316L	Inox 654 SMO®	AISI 904L
ρ material (kg/m³)	7950	7950	7950	7950	7999	7900
ρ fluid (kg/m³)	755,5	972,1	1168,18	913,2	1014,1	743,2
Pes tanc buit (kg)	2980,79	2804,81	1060,63	1831,80	791,40	1818,15
Pes tanc ple (kg)	8614,23	9877,18	6052,05	9129,32	5447,25	7656,52

Taula 11.12. Valors de disseny dels dipòsits de condensats.

Temps de stock (min)	T-301	T-501	T-502	T-503	T-601
	5	5	5	5	5
nº tancs	1	1	1	1	1
Relació L/D	3	3	3	3	3
P operació (bar)	3,55	1,01	1,01	1,01	1,01
P disseny (bar)	5,27	2,73	2,73	2,73	2,73
T operació (°C)	70	25	34	65	101,3
T disseny (°C)	85	40	49	80	116,3
V cos tanc (m ³)	10,70	3,33	10,08	9,52	3,33
Tipus cos	Cilíndric	Cilíndric	Cilíndric	Cilíndric	Cilíndric
Di cos tanc (m)	1,66	1,12	1,62	1,59	1,12
L cos tanc (m)	4,97	3,37	4,87	4,78	3,37
t cos (mm)	7,80	4,36	5,19	5,14	4,56
Tipus fons	Toriesfèric	Toriesfèric	Toriesfèric	Toriesfèric	Toriesfèric
L (mm)	1660	1120	1470	1590	1120
r (mm)	260,80	176,80	255,67	250,87	176,74
L/r	6,35	6,35	6,35	6,35	6,35
h2 (mm)	375,57	255,69	336,31	363,30	255,42
h1 (mm)	50	50	50	50	50
t fons (mm)	13,04	6,36	7,50	7,88	6,76
H fons (mm)	438,60	312,05	393,81	421,17	312,18
V fons (m3)	0,35	0,11	0,25	0,32	0,11
H total tanc (m)	5,85	3,99	5,21	5,62	3,99
Material construcció	AISI 316L	AISI 316L	AISI 316L	AISI 316L	Inox 654 SMO®
p material (kg/m3)	7950	7950	7950	7950	7999
p material (kg/m ³)	887,6	940,9	907,3	953,3	1014,1
Pes tanc buit (kg)	1881,58	474,42	932,98	1132,64	497,32
Pes tanc ple (kg)	6629,91	2042,75	5506,32	5671,81	2252,32

11.3. DISSENY DE REACTORS

11.3.1 REACTOR DE CARBONILACIÓ

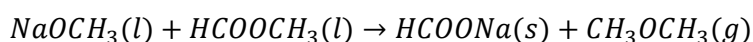
La carbonilació del metanol mitjançant monòxid de carboni és la primera reacció del procés, produeix formiat de metil (el producte intermedi de la nostra planta), i està catalitzada en presència de metoxis de metalls alcalins (en el nostre cas de metoxi de sodi).



El cabal molar de metanol d'entrada és de 1003 kmol/h i el de CO de 259.6 kmol/h. Per tal de garantir un alt rendiment de la reacció, les matèries primeres que intervenen tenen un alt nivell de puresa.

Es tracta d'una reacció bifàsica, que es duu a terme a la fase líquida, per tant la solubilitat i la transferència màssica del monòxid de carboni juguen un paper crucial alhora de dur-la a terme; és per aquest motiu que la reacció es dona a terme a una pressió molt elevada (4.5MPa).

Simultàniament, el catalitzador pot reaccionar amb el formiat de metil i donar lloc al formiat de sodi, el qual pot precipitar causant incrustacions i disminuint la concentració de metoxi de sodi:



L'origen del formiat de sodi precipitat es dona amb major facilitat a temperatures elevades [4]. Això, pot condicionar la velocitat de reacció, doncs és més ràpida en aquestes condicions de temperatura. No obstant, s'ha triat una T^a de 80°C, doncs es considera que no és suficientment alta com per afavorir les reaccions secundàries no desitjades.

La reacció que es dona és exotèrmica, amb una entalpia de reacció de **-29 kJ/mol**, per tant serà necessari extreure la calor produïda al reactor per mantenir la temperatura constant.

11.3.1.1 Càlcul del temps de residència

El temps de residència sobre el qual s'ha desenvolupat el projecte ha estat obtingut a partir de l'estudi de la cinètica de la reacció. S'han consultat i avaluat diversos articles científics on es disposava de diferents dades experimentals que relacionaven la conversió respecte el temps, i finalment s'ha optat pel següent article sobre el que s'ha fonamentat la decisió:

Títol: Kinetics of Methanol Carbonylation to Methyl Formate Catalyzed by Sodium Methoxide

Autors: Liang Chen, Jianghong Zhang, Ping Ning, Yunhua Chen, Wenbing Wu

Any: 2004

Font: Journal of Natural Gas Chemistry (JNGC)

Els resultats de l'article ens mostren a la Figura 11.7, on es mostra la conversió de CO respecte el temps:

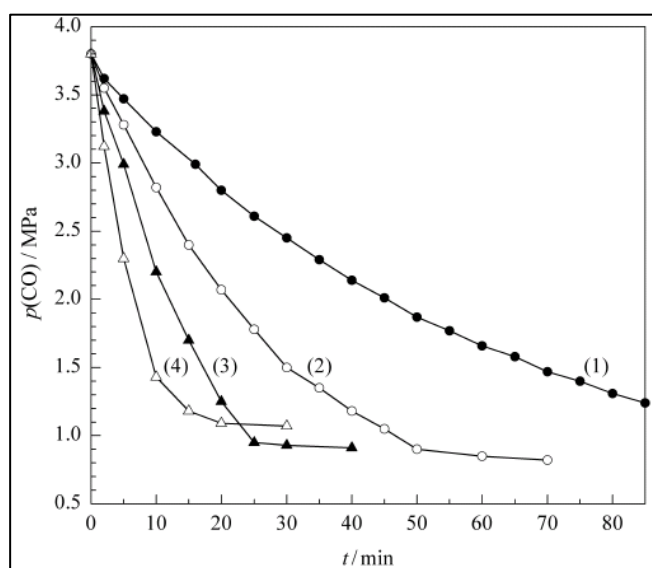


Figura 11.7 Pressió parcial del CO respecte el temps. (1) 60°C, (2) 70°C, (3) 80°C, (4) 90°C

Aquestes dades s'han extret experimentalment duent a terme la reacció de carbonilació a diferents temperatures. Les condicions de l'experiment número 3 s'assimilen de forma significativa a les del procés presentat, amb una diferència de la pressió inicial de 0.7 MPa, però tenint en compte que a més pressió la reacció es dona més fàcilment, es pot garantir que en un temps de 30 minuts s'assoleix la mateixa conversió que en l'experiment. Però l'article indica que en discontinu, la conversió de CO assolida és del 40%, en canvi al procés en continu la conversió ha de ser del 95% [5]. Aquest fet s'explica tenint en compte que en el cas de l'experiment els reactius entren amb proporcions semblants, en canvi, al reactor R-201, entra metanol amb gairebé un 220% d'excés; comportant que el monòxid de carboni es consumeixi gairebé en la seva totalitat.

Per tal d'assegurar que com a mínim el 30% del metanol de l'entrada es converteix en format de metil, s'ha triat un temps de residència pel primer reactor de 40 minuts.

11.3.1.2 Disseny funcional

Amb el balanç de matèria plantejat es determinen els cabals d'entrada al reactor:

Taula 11.13 Cabals volumètric d'entrada al reactor de carbonilació.

Cabal líquid (m³/h)	1003
Cabal gas (m³/h)	259.6

Amb el cabal de líquid que entra al reactor es pot calcular el volum que ha de tenir amb la següent equació:

$$V = \tau \cdot Q \quad \text{(Equació 11.24)}$$

On:

V= volum del reactor (m³).

τ = temps de residència (h).

Q= cabal volumètric (m³/h).

Mitjançant el temps de residència proporcionat per l'article de referència i el cabal de líquid que entra al reactor s'ha calculat un volum de 35 m³, que amb el corresponent sobredimensionament del 20% el volum final del reactor es consolida d'un volum final de 40m³.

Amb el volum calculat, el següent pas és triar el tipus de reactor més adequat pel procés. S'ha decidit dissenyar un reactor de bombolleig ja que es tracta d'una reacció en dues fases on ens interessa que la fase gas es transfereixi a la fase líquida per a què es produeixi la reacció.

Per poder fer el disseny mecànic del reactor s'han de complir dues condicions:

- 1) La relació diàmetre/alçada ha d'estar compresa entre 3-10
- 2) La velocitat superficial (velocitat a columna buida) del gas estigui compresa entre 1-30 cm/s.

Pel compliment de la primera condició s'ha dimensionat el reactor amb una relació diàmetre-alçada de 8.5:

Taula 11.14. Dimensionament del reactor de bombolleig.

D_{COLUMNA} (m)	1,8
H_{COLUMNA} (m)	15,50
D-H	8,50
V_{COLUMNA} (m³)	39,44

A continuació es detalla el procediment de dimensionament del reactor:

$$V_{reactor} = V_{cilindre} + 2V_{toriesfèric} \quad \text{(Equació 11.25)}$$

$$V_{toriesfèric} = 0.08089 D^3 \quad \text{(Equació 11.26)}$$

$$H_{cilindre} = \frac{V_{cilindre}}{\frac{\pi}{4} D^2} \quad \text{(Equació 11.27)}$$

$$H_{reactor} = H_{cilindre} + 2 \cdot 0.169D \quad \text{(Equació 11.28)}$$

Les especificacions finals del reactor són les següents:

Taula 11.15 Especificacions del reactor R-201.

Volum total (m³)	39.44
Volum cilindre (m³)	39.14
Volum toriesfèric (m³)	0.30
Diàmetre (m)	1.8
Alçada cilindre (m)	15.4
Alçada reactor (m)	16

Amb les condicions de dimensionament proposats la velocitat superficial del gas és de 0.11 cm/s, velocitat fora del rang, tot i així degut a que no es pot augmentar el cabal de gas que és intrínsec al procés i que condició no és imprescindible per el disseny del reactor, s'ha decidit continuar amb el disseny proposat ja que el no compliment de la condició ens aporta petits problemes de arrossegament hidràulic de la fase líquida.

El factor de treballar a baixa velocitat de gas també proporciona avantatges per el funcionament del reactor. En aquestes condicions el reactor treballa en règim homogeni, és a dir bombolles sense coalescència i petites que maximitzen la transferència de matèria, juntament amb un difusor apropiat que proporcioni bombolles fines es pot assegurar la conversió estimada del 40%.

Es pot afirmar que s'assolirà la conversió gràcies al fenomen de transferència de matèria que es produeix al reactor. Petites bombolles de gas que circulen a través de 40 m³ de metanol significa que tenen un temps de residència suficient per dissoldre's segons l'equilibri de solubilitat, per reaccionar i per desplaçar l'equilibri per a què més monòxid de carboni passi a la fase líquida assegurant així el 95% de conversió en funció del monòxid i un baix hold up que no fa augmentar el volum del reactor.

A continuació es mostren les correlacions estimades per aquest tipus de reactor que es permet d'estimar el funcionament en planta:

Taula 11.16 Correlacions pel reactor R-201.

Coefficient of liquid axial dispersion $D_{A,L}$ (m ² /s)	0.7875
Coefficient of gas axial dispersion $D_{A,G}$ (m ² /s)	0.0527
Mean bubble diameter d_B (m)	0.0009
	$\overline{d_B} = 0.0016$
Bubble velocity u_B (m/s)	0.1215
Gas holdup (ϵ_G)	0.0090
Interfacial area $\mathcal{A}$ (m ² /m ³)	60.00
Heat transfer coefficient α_w (W/m ² ·K)	0.0313

Amb les correlacions esmentades i calculades es pot confirmar el que s'ha comentat sobre el fenomen de transferència de matèria. Es confirma un hold up petit d' 1% juntament

amb una àrea interfacial petita però suficient per la transferència de matèria que explicaria que el CO es dissolgui en la fase líquida per reaccionar.

11.3.1.3 Correlacions per un reactor de bombolleig

A continuació es detalla el càlcul de les correlacions:

Coefficient of liquid axial dispersion

$$Pe_L = 2.85 \cdot Fr_G^{0.67} \quad \text{(Equació 11.29)}$$

$$Pe_L = \frac{v_L \cdot D_C}{D_{A,L}} \quad \text{(Equació 11.30)}$$

$$Fr_G = \frac{v_G}{g \cdot D_C^{0.5}} \quad \text{(Equació 11.31)}$$

Coefficient of gas axial dispersion

$$D_{(A,G)P} = D_{(A,G)P_0} \left[\frac{\varepsilon_{LP_0}}{\varepsilon_{LP}} \right] \quad \text{on: } D_{(A,G)P_0} = 20 D_C^{1.5} v_{SG} \quad \text{(Equació 11.32)}$$

Mean bubble diameter

S'ha seleccionat un diàmetre de bombolla mitjançant la selecció d'un difusor de bombolla fina.

$$\overline{d_B} = d_B^{0.92} \quad \text{(Equació 11.33)}$$

Bubble velocity

$$u_B = 2.25 \frac{\sigma}{\mu_L} \left(\frac{\sigma^3 \rho_L}{g \mu_L^4} \right)^{-0.273} \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0.03} \quad \text{(Equació 11.34)}$$

Gas hold up

$$\varepsilon_G = \frac{v_{SG}}{u_B} \quad \text{(Equació 11.35)}$$

Interfacial area

$$\mathcal{A} = \frac{6\varepsilon_G}{d_B} \quad \text{(Equació 11.36)}$$

Heat transfer coefficient

$$\frac{\alpha_w}{\rho_L C_{P_L} v_{SG}} = 0.121(1 - \varepsilon) \left(\frac{v_{SG}^3 \rho_L}{\mu_L g} \right)^{-0.25} \left(\frac{C_{P_L} \mu_L}{\lambda_L} \right)^{-0.5} \quad \text{(Equació 11.37)}$$

$$\varepsilon = \frac{1}{2 + \left(\frac{0.35}{v_{SG}} \right)} \quad \text{(Equació 11.37.1)}$$

On:

v_L	Velocitat superficial del líquid, m/s
D_C	Diàmetre de la columna, m
$D_{A,L}$	Coeficient de dispersió axial del líquid, m ² /s
$D_{A,G}$	Coeficient de dispersió axial del gas, m ² /s
g	Gravetat, 9.81 m ² /s
d_B	Diàmetre de bombolla, m
u_B	Velocitat de la bombolla, m/s
σ	Tensió superficial, N/m
μ	Viscositat, Pa·s
ρ	Densitat, kg/m ³
v_{SG}	Velocitat superficial del gas, m/s
ε_G	Hold up del gas
$\mathcal{A}$	Àrea interfacial, m ² /m ³
α_w	Coeficient de transferència de calor, W/m ² ·K
C_p	Calor específica, J/kmol·K
λ	Conductivitat tèrmica, W/m·K

11.3.1.4 Disseny mecànic

A continuació es procedeix al disseny mecànic del reactor, en altres paraules, al disseny dels gruixos de les parets del tanc de reacció per a que el reactor suporti les condicions de treball de 45 bars i 85°C. Per poder calcular el gruix del reactor primer s'ha d'escollir el material, el material escollit ha sigut una aliatge de níquel, alloy 625, conegut com INCONEL® 625, aquest material ens proporciona la solidesa i resistència a la corrosió necessària per a suportar la corrosió que pot ocasionar el metanol a altes temperatures i a la vegada suportar les condicions de treball. Un cop escollit el material es pot procedir al càlcul del gruix del reactor, aquest es realitza de forma equivalent al disseny dels tancs a pressió amb el codi ASME que s'explica a *MANUAL DE CàLCUL – 11.1 TANCs D'EMMAGATZEMATGE*. A continuació es mostren els resultats del disseny:

Taula 11.17 Condicions d'operació i disseny del reactor R-201.

Condicions d'operació		Condicions de disseny	
Temperatura (°C)	80	Pressió operació (bar)	45
Pressió (bar)	45	Pressió de disseny (bar)	49.5
Diàmetre (m)	1.8	Temperatura operació (°C)	80
Alçada (m)	15.50	Temperatura disseny (°C)	95
Volum (m ³)	39.44		

Les especificacions del disseny mecànic són les següents:

Taula 11.18 Especificacions disseny mecànic del reactor R-201

COS CÍLINDRIC	
P (psi)	717.75
S 625 (psi)	66700
Corrosió permesa (mm)	2.5
Rendiment	0.85
Gruix (mm)	13.97
CAP I FONTS TORISFÈRIC	
P (psi)	717.75
S 625 (psi)	66700

E	0.85
L (polzades)	70.87
% radi	0.16
radi (polzades)	11.16
Gruix (mm)	22.68
Gruix fabricació (mm)	24.95

Es pot observar que s'ha permès una corrosió de dos mil·límetres a l'any, s'ha fet això per seguretat tot i que la corrosió que hauria de suportar l'aliatge de níquel no hauria de ser tan alta. S'han obtingut uns gruixos de 13.97 mm per el cilindre i 24.95 mm per els capçals, aquests valors estan dintre dels típics, per tant es procedeix al càlcul del reactor buit.

El pes del reactor buit és de 11.187kg.

11.3.1.5 Disseny del sistema de refrigeració

Com ja s'ha comentat, la reacció de carbonilació del metanol que es dona en el primer reactor es tracta d'una reacció exotèrmica, per tant s'ha d'extreure calor al reactor per mantenir la temperatura de 80°C.

Es considera que la temperatura d'entrada del reactor serà la mateixa que la de treball del reactor per la qual només cal extreure la calor de reacció per mantenir la temperatura del reactor. Com ja s'ha comentat la calor de reacció de carbonilació és -16.3kJ/mol, dada extreta de l'article acadèmic mencionat anteriorment.

Per tant, la calor que s'ha d'aportar al reactor és proporcional al total de mols que es produeixen en el reactor mitjançant la reacció, per tant:

$$q = \frac{-29\,000\text{ J}}{\text{mol}} \cdot \frac{1963.3\text{ kmol}}{\text{h}} \cdot \frac{1000\text{ mols}}{\text{kmol}} \cdot \frac{1\text{ h}}{3600\text{ s}} = -2.48 \cdot 10^6\text{ J/s}$$

11.3.1.5.1 Càlcul de l'àrea de bescanvi

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

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad \text{(Equació 11.38)}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - T_R) - (T_2 - T_R)}{\ln \left(\frac{T_1 - T_R}{T_2 - T_R} \right)} \quad \text{(Equació 11.39)}$$

On:

q	Calor alliberat per la reacció, J/s
U	Coeficient de transmissió, W/m ² °C
A	Àrea de bescanvi, m ²
ΔT_{ml}	Temperatura mitjana logarítmica
T_R	Temperatura del reactor, 80 °C
T_1	Temperatura d'entrada de la salmorra, -10 °C
T_2	Temperatura de sortida de la salmorra, 15 °C

El coeficient de transmissió (U), s'ha estimat bibliogràficament a partir de <http://www.engineeringpage.com/technology/thermal/transfer.html> amb un valor de 300 W/m²°C.

L'àrea necessària pel fluid per mantenir la temperatura del reactor a 80°C és de 170 m².

Donat el gran valor d'àrea necessària per dur a terme la refrigeració del reactor, s'ha descartat el disseny d'una mitja canya per refrigerar tot i que seria la opció més estàndard per aquest tipus de reactor. El fet que es requereixi d'aquesta quantitat d'àrea implica utilitzar una camisa de refrigeració per l'exterior del reactor i dos serpentins interiors, un superior i un inferior. Per tant, el sistema escollit per refrigerar ha sigut una camisa per l'exterior del reactor complementada amb dos serpentins. El disseny d'aquesta es troba a continuació.

11.3.1.5.1 Dimensionament de la refrigeració del reactor

Amb l'àrea de bescanvi de calor podem dissenyar el sistema de refrigeració del reactor. Per qüestions de requeriments d'àrea necessària s'ha proposat realitzar una camisa de refrigeració al voltant del reactor més dos serpentins interiors per poder assolir els requeriments d'àrea.

L'àrea de bescanvi de calor que disposa el reactor per la camisa de refrigeració és de 85 m², per tant la resta haurà de ser assumida per els serpentins.

Taula 11.19 Repartició de l'àrea de bescanvi del reactor R-201.

Àrea necessària (m²)	170
Àrea camisa (m²)	85
Àrea serpentí superior (m²)	42.5
Àrea serpentí inferior (m²)	42.5

Coneguda l'àrea dels serpentins podem calcular la seva longitud, nombre de voltes i alçada que tindrà. El diàmetre interior del serpentí serà de 2 polzades ja que no es recomana utilitzar un diàmetre superior (W.Green, 2008).

$$L_{\text{serpentí}} = \frac{A_{\text{int}}}{\pi D_{\text{serpentí}}} \quad \text{(Equació 11.40)}$$

$$N_{\text{voltes}} = \frac{A_{\text{int}}}{\pi D} \quad \text{(Equació 11.41)}$$

$$H_{\text{serpentí}} = N_{\text{voltes}} \cdot D_{\text{serpentí}} + N \cdot \frac{D_{\text{serpentí}}}{2} \quad \text{(Equació 11.42)}$$

On:

$L_{\text{serpentí}}$	Longitud del serpentí, m
A_{int}	Àrea necessària de bescanvi, m ²
$D_{\text{serpentí}}$	Diàmetre canonada del serpentí, m
N_{voltes}	Nombre de voltes del serpentí
$H_{\text{serpentí}}$	Alçada del serpentí, m
D	Diàmetre interior del serpentí, m

¹ La separació entre espirals del serpentí correspon a la meitat del diàmetre nominal.

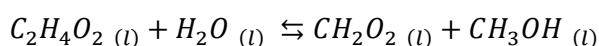
S'ha seleccionat un diàmetre nominal del serpentí de 2" corresponent a un diàmetre intern de 50.8mm, amb aquest valor el disseny del serpentí:

Taula11.20. Especificacions del serpentí del reactor R-201.

Longitud mitja canya (m)	267
Àrea de bescanvi serpentí (m ²)	42.5
Nombre de voltes	85
Diàmetre interior del serpentí (m)	1
Separació entre espires (mm)	0.0254
Diàmetre canonada serpentí (mm)	0.0508
Alçada total del serpentí (m)	6.5

11.3.2 REACTOR DE HIDRÒLISIS

La hidròlisis del formiat de metil és la segona reacció del procés, produeix àcid fòrmic (el producte final, objecte de la planta) i metanol, que degut a què durant les separacions del procés es pot purificar al 100% i eliminant tot el contingut d'aigua es pot recircular tot el metanol no reaccionant i produït a la reacció de hidròlisis del primer reactor i reduir el consum de metanol de la planta. La reacció es presenta a continuació i no es necessita catalitzador ja que és una reacció auto catalítica.



El cabal molar de formiat de metil d'entrada és de 681.7 kmol/h (41.7 m³/h) i el d'aigua de 1227 kmol/h (22.15 m³/h). Com es pot apreciar, tot i que la reacció és equimolar, per optimitzar el rendiment de la reacció, com explica el article acadèmic: *Reversible Autocatalytic Hydrolysis of Alkyl Formate: Kinetic and Reactor Modeling*, la relació molar d'entrada al reactor ha de ser 1.8 mols d'aigua per cada mol de formiat de metil. Es trien reactius purs per garantir l'eficàcia del reactor.

Aquesta reacció és homogènia i es duu a terme a la fase líquida. Es tracta d'una reacció endotèrmica; és per aquest motiu que la reacció es dona a una temperatura moderada

La reacció és endotèrmica, amb una entalpia de reacció de 16.3 kJ/mol, per tant serà necessari aportar la calor consumida al reactor per mantenir la temperatura constant.

11.3.2.1 Càlcul del temps de residència

Per tal de conèixer la cinètica, s'han basat les decisions preses mitjançant l'estudi de diversos articles científics on hi hagués dades experimentals de la conversió respecte el temps. A continuació es presenta la font escollida pel càlcul del temps de residència:

Els resultats de l'article es mostren en el següent gràfic de conversió respecte el temps:

Títol: **Reversible Autocatalytic Hydrolysis of Alkyl Formate: Kinetic and Reactor Modeling**

Autors: **Olatunde Jogunola, Tapio Salmi, Kari Eranen, Johan Warnå, Matias Kangas, and J.-P. Mikkola.**

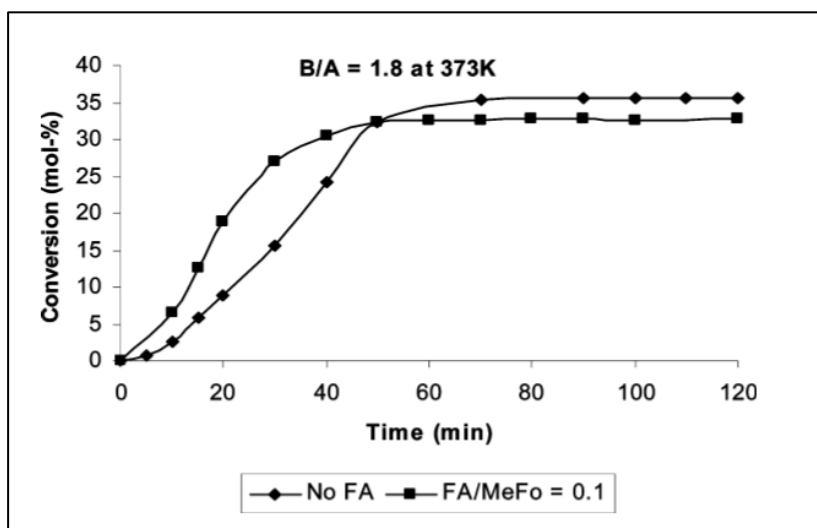


Figura 11.8. Conversió del formiat de metil en el temps a 100°C.

Les dades s'han extret experimentalment i duent a terme la reacció de hidròlisi a diferents temperatures i relacions molars d'aigua però les condicions de l'experiment que es presenten s'ajusten millor a les condicions del procés, per tant, es pot assegurar que en 100 minuts s'assoleix la mateixa conversió en el procés que en l'experiment. Però l'article ens indica que en discontinu, la conversió assolida és del 40%, llavors en el nostre procés en continu en l'estat estacionari ha de ser la mateixa. Aquest fet s'explica tenint en compte que al ser un reactor discontinu la conversió està limitada per l'equilibri de la reacció, que limitarà a la vegada l'equilibri en l'estat estacionari del reactor.

Per tal d'assegurar que com a mínim el 40% del formiat de metil de l'entrada es converteixi en àcid fòrmic, s'ha escollit un temps de residència pel segon reactor de 100 minuts.

11.3.2.2 Volum del reactor

Amb les dades obtingudes de temps de residència podem calcular el volum del reactor, però s'ha de tenir en compte que el volum del reactor depèn bàsicament del cabal de tots els components d'entrada. Seguidament es presenta una taula amb el temps de residència i el volum.

Taula 11.21 Temps de residència, cabal volumètric i volum del reactor R-401.

Temps de residència (min)	Cabal volumètric (m ³ /h)	Volum (m ³)
100	66.3	110

Amb el degut sobredimensionament del reactor (20%), ja que es tracta de la part més important del procés, s'obté un reactor de 135 m³.

11.3.2.3 Disseny RCTA

S'ha dissenyat el reactor com un reactor continu de tanc agitat. El cabal volumètric d'entrada al reactor és el següent:

Taula 11.22 Cabals molars i volumètrics d'entrada per component al reactor R-401.

	kmol/h	m ³ /h
Metanol	46.8	1.89
Aigua	1227	22.15
Formiat de metil	681.7	41.7
Àcid fòrmic	7.8	0.29
	1963.3	66.03

Aquestes dades han permès determinar el volum del reactor (135 m³). Tanmateix, s'han de determinar unes condicions d'alçada-diàmetre on la relació del quocient oscil·li entre 1 i 1.5 per assegurar la bona agitació del reactor i a la vegada proporcionar una àrea possible de bescanvi per aportar l'energia necessària al procés.

Unes condicions òptimes de quocient alçada-diàmetre de 1.4 ja que ens proporciona unes dimensions de reactor dintre de la norma i una àrea de bescanvi suficient, així doncs, el dimensionament del reactor es detalla a continuació:

$$V_{reactor} = V_{cilindre} + 2V_{toriesfèric} \quad \text{(Equació 11.42)}$$

$$V_{toriesfèric} = 0.08089 D^3 \quad \text{(Equació 11.43)}$$

$$H_{cilindre} = \frac{V_{cilindre}}{\frac{\pi}{4} D^2} \quad \text{(Equació 11.44)}$$

$$H_{reactor} = H_{cilindre} + 2 \cdot 0.169D \quad \text{(Equació 11.45)}$$

El dimensionament serà:

Taula 11.23 Dimensionament reactor R-401.

Volum total (m³)	135
Àrea (m²)	108
Volum cilindre (m³)	125
Volum toriesfèric (m³)	20
Diàmetre (m)	5
Alçada cilindre (m)	6.4
Alçada reactor (m)	8

11.3.2.4 Disseny mecànic

A continuació es precedeix al disseny mecànic del reactor, en altres paraules, al disseny dels gruixos de les parets del tanc de reacció per a que el reactor suporti les condicions de treball de 45 bars i 85°C. Per poder calcular el gruix del reactor primer s'ha d'escollir el material, el material escollit ha sigut una aliatge de níquel, Alloy 625, conegut com INCONEL® 625, aquest material ens proporciona la solidesa i resistència a la corrosió necessària per a suportar la corrosió que pot ocasionar el metanol a altes temperatures i a la vegada suportar

les condicions de treball. Un cop escollit el material es pot procedir al càlcul del gruix del reactor, aquest es realitza de forma equivalent al disseny dels tancs a pressió amb el codi ASME que s'explica a *MANUAL DE CÀLCUL – 11.1 TANCs D'EMMAGATZEMATGE*. A continuació es mostren els resultats del disseny:

Taula 2.24 Condicions d'operació i de disseny del reactor R-401.

Condicions d'operació		Condicions de disseny	
Temperatura (°C)	100	Pressió operació (bar)	20
Pressió (bar)	20	Pressió de disseny (bar)	22
Diàmetre (m)	5	Temperatura operació (°C)	100
Alçada (m)	6.88	Temperatura disseny (°C)	115
Volum (m ³)	135		

Les especificacions de disseny són les següents:

Taula 11.25 Especificacions de disseny del reactor R-402.

COS CÍLINDRIC	
P (psi)	79.75
S 625 (psi)	66700
Corrosió permesa (mm)	2.5
Rendiment	0.8
Gruix (mm)	6.02
CAP I FONTS TORISFÈRIC	
P (psi)	79.75
S 625 (psi)	66700
Rendiment	0.85
Longitud (polzades)	196.85
% radi	0.16
radi (polzades)	31.00
Gruix (mm)	8.72
Gruix fabricació (mm)	9.59

Es pot observar que s'ha permès una corrosió de dos mil·límetres a l'any, s'ha fet això per seguretat tot i que la corrosió que hauria de suportar l'aliatge de níquel no hauria de ser tan alta. S'han obtingut uns gruixos de 6.02 mm per el cilindre i 9.59 mm per els capçals, aquests valors estan dintre dels típics, per tant es procedeix al càlcul del reactor buit.

El pes del reactor buit és de 25774 kg.

11.3.2.5 Disseny de l'agitació

Amb el disseny mecànic, podem passar a fer el disseny de l'agitació del reactor. Les correlacions per fer el disseny de l'agitació s'han extret del llibre *Chemical Reactors* (Trambouze, 2004).

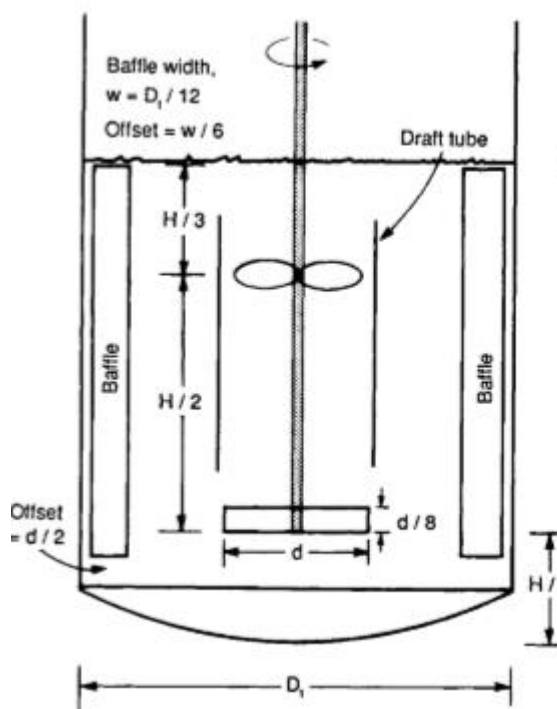


Figura 11.9 Disseny de l'agitador del reactor R-401.

Taula 11.26. Dimensions de l'agitació del reactor R-401.

H (m)	8
D₁ (m)	5
d (m)	1.5
w (m)	0.67

Amb les mesures mostrades es dimensiona l'agitació del reactor com les mesures dels bafles. L'agitació consistirà en dues pales a diferents alçades, la primera a 1.33 m del fons del reactor, les segones pales estaran situades 4m per sobre de les primeres pales.

S'ha escollit un agitador amb 6 pales inclinades 45°, aquest tipus de pales millora la transferència de matèria i la transferència de calor, estarà situada centrada al eix vertical del reactor per proporcionar una bona agitació tant axial com radial. Per evitar la formació de

vòrtex s'utilitzaran 4 bafles de 0.67m. El nombre de eixos de agitació, com s'ha esmentat abans, seran dos.

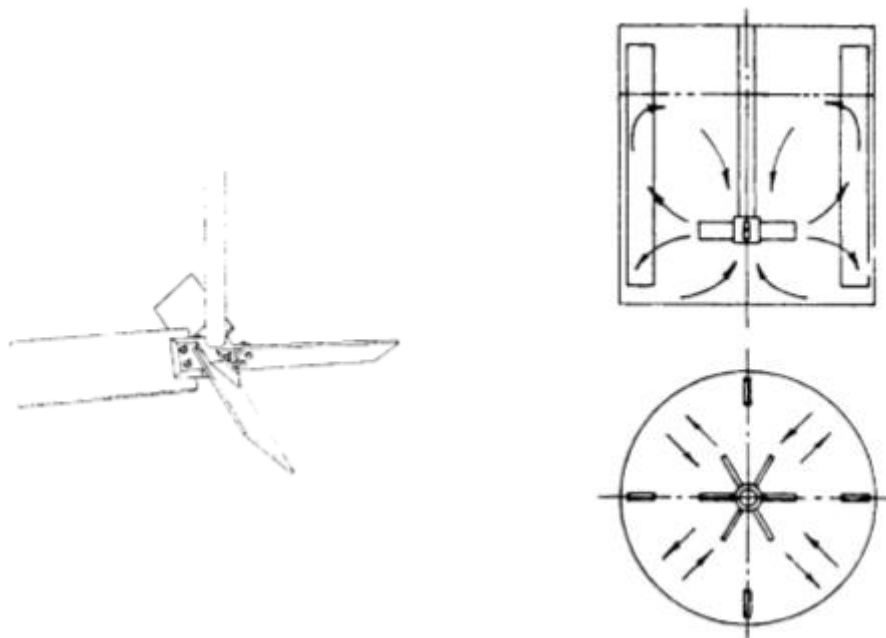


Figura 11.10. Esquema de les pales de l'agitador del reactor R-401.

El segon aspecte important de l'agitació es proporcionar l'agitació necessària per realitzar una bona mescla, aquest fet es controla mitjançant la potencia, a continuació es mostra el càlcul.

Per realitzar el càlcul de la potencia és necessari el numero de potencia i el número de caudal que venen proporcionats per el tipus de agitador apart de paràmetres del medi que volem agitar, a continuació es mostren aquestes dades:

Taula 11.27. Paràmetres de disseny de l'agitador del reactor R-401.

N_p	1.35
N_q	0.735
ρ mescla (kg/m^3)	899
μ mescla (cP)	0.26

Amb les següents equacions podem calcular la potència del motor necessària que es necessita:

$$Re = \frac{d^2 \cdot \rho \cdot N}{\mu \cdot 10^{-3}} \quad (\text{Equació 11.46})$$

$$N = \frac{Re \cdot \mu \cdot 10^{-3}}{\rho \cdot d^2} \quad (\text{Equació 11.47})$$

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot d^5 \quad (\text{Equació 11.48})$$

$$P_{motor} = 1.8 \cdot P \quad (\text{Equació 11.49})^2$$

On:

<i>Re</i>	Número de Reynolds
<i>d</i>	Diàmetre de les pales, m
<i>ρ</i>	Densitat, kg/m ³
<i>μ</i>	Viscositat, cP
<i>N</i>	Revolucions de l'agitador, voltes/s
<i>P</i>	Potència necessària, W
<i>P_{motor}</i>	Potència del motor, W

Amb aquestes equacions s'obtenen els següents resultats:

Taula 11.28. Valors del disseny de l'agitador del reactor R-401.

<i>Re</i>	6.860.616
<i>N</i>	82 rpm
<i>P</i>	22 kW
<i>P_{motor}</i>	40 kW

² La potència absorbida per el motor és un 80% de la càrrega

11.3.2.6 Tractament tèrmic

Com ja s'ha comentat, la reacció de hidròlisi que es dona en el segon reactor es tracta d'una reacció endotèrmica, per tant s'ha d'aportar calor al reactor per mantenir la temperatura de 100°C.

Es considera que la temperatura d'entrada del reactor serà la mateixa que la de treball del reactor per la qual només caldrà aportar la calor de reacció per mantenir-hi la temperatura. Com ja s'ha comentat la calor de reacció de la hidròlisi és 16.3kJ/mol, dada extreta de l'article acadèmic mencionat anteriorment.

Per tant, la calor que s'ha d'aportar al reactor és proporcional al total de mols que s'han format al reactor per la reacció, per tant:

$$q = \frac{16\,300\,J}{mol} \cdot \frac{230\,kmol}{h} \cdot \frac{1000\,mols}{kmol} \cdot \frac{1h}{3600s} = 1.04 \cdot 10^6\,J/s$$

El reactor s'ha dissenyat per treballar en condicions isotermes, per tant durant l'operació s'haurà de mantenir la temperatura del reactor. El sistema escollit per realitzar-ho ha sigut una mitja canya per l'exterior del reactor. El disseny d'aquesta es troba a continuació.

Per poder realitzar el disseny de la mitja canya s'ha de tenir en compte el cabal de calor que precisa la reacció calculada en aquest mateix apartat. El refrigerant que s'ha escollit per calefactar el reactor ha sigut vapor que condensarà durant el recorregut de la mitja canya. Lo primer que s'ha de realitzar és el càlcul del cabal volumètric que ha de circular per la mitja canya per precisar el diàmetre de la mitja canya i calcular l'àrea de bescanvi que precisa el reactor per poder mantenir la temperatura constant. El càlcul es pot observar a continuació:

$$m = \frac{q}{\lambda \cdot \Delta T} \quad \text{(Equació 11.50)}$$

$$m = \frac{1.041.000 \frac{kJ}{h}}{2014 \frac{kJ}{kg \cdot K} \cdot (1)K} = 1,861\,kg/h$$

$$D_T = \sqrt{\frac{Q}{v \cdot \pi}} \cdot 1000 \quad \text{(Equació 11.51)}$$

$$D_T = \sqrt{\frac{0.103 \frac{m^3}{h}}{8 \frac{m}{s} \cdot \pi}} \cdot 1000 \frac{mm}{m} = 65mm$$

Observant els càlculs el diàmetre nominal de la mitja canya serà 2 ½". Seguidament es procedeix a l'obtenció de l'àrea de bescanvi.

11.3.2.6.1 Càlcul de l'àrea de bescanvi

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

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad \text{(Equació 11.52)}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - T_R) - (T_2 - T_R)}{\ln \left(\frac{T_1 - T_R}{T_2 - T_R} \right)} \quad \text{(Equació 11.53)}$$

On:

q	Calor alliberat per la reacció, J/s
U	Coeficient de transmissió, W/m ² °C
A	Àrea de bescanvi, m ²
ΔT_{ml}	Temperatura mitjana logarítmica
T_R	Temperatura del reactor, 100 °C
T_1	Temperatura d'entrada del vapor, 180 °C
T_2	Temperatura de sortida del vapor, 140 °C

El coeficient de transmissió (U), s'ha estimat bibliogràficament a partir de <http://www.engineeringpage.com/technology/thermal/transfer.html> amb un valor de 250 W/m²°C.

L'àrea necessària pel fluid per mantenir la temperatura del reactor a 100°C és de 72.18m².

11.3.2.6.2 Dimensionament de la mitja canya

Amb l'àrea de bescanvi de calor podem dissenyar la mitja canya per poder aportar la calor al reactor. Amb l'àrea de bescanvi es poden calcular el nombre de voltes i la longitud de la mitja canya amb les següents equacions:

$$L_{mitja\ canya} = \frac{A_{int}}{\pi D_{mitja\ canya}} \quad \text{(Equació 11.54)}$$

$$A_{mitja\ canya} = \pi D_{reactor} D_{mitja\ canya} \quad \text{(Equació 11.55)}$$

$$N_{espiras} = \frac{A_{int}}{A_{mitja\ canya}} \quad \text{(Equació 11.56)}$$

$$d = \frac{H_{liq} - D_{mitja\ canya} N_{espires}}{1 - N_{espires}} \quad \text{(Equació 11.57)}$$

On:

$L_{mitja\ canya}$	Longitud de la mitja canya, m
A_{int}	Àrea necessària de bescanvi, m ²
$D_{mitja\ canya}$	Diàmetre de la mitja canya, m
$A_{mitja\ canya}$	Àrea necessària de mitja canya, m ²
$D_{reactor}$	Diàmetre del reactor, m
$N_{espires}$	Nombre de voltes al reactor
d	Separació de les espiras, m
H_{liq}	Alçada del líquid en el reactor, m

S'ha seleccionat un diàmetre nominal de la mitja canya de 2 ½ " corresponent a un diàmetre de 65 mm, amb aquest valor i l'àrea de bescanvi necessari es dissenya la mitja canya:

Taula 11.29. Disseny de la mitja canya del reactor R-401.

Longitud mitja canya (m)	353.5
Àrea de bescanvi mitja canya (m²)	1.0
Nombre d'espises	70.7
Separació entre espises (mm)	32.7

Amb aquesta última taula ja tenim tota la informació necessària sobre el tractament tèrmic del reactor.

11.4. DISSENY DE COLUMNES DE DESTIL·LACIÓ

11.4.1 INTRODUCCIÓ

El disseny de les columnes es pot dividir en tres etapes:

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

Aquest manual es basa en conceptes bàsics de les operacions de separació per els fonaments teòrics, la utilització de software de simulació de processos químics (Aspen Hysys V8.4) pel càlcul teòric de la columna, el seu disseny físic i el dimensionat de l'empacat, i l'aplicació del codi ASME pel disseny de recipients a pressió interna o externa segons el cas.

11.4.2 SELECCIÓ DE LES CONDICIONS D'OPERACIÓ I CàLCUL RIGURÓS DELS PARÀMETRES TEÒRICS DE LA COLUMNA

11.4.2.1 Selecció de les condicions d'operació

Les condicions d'operació seleccionades per tal d'aconseguir una bona separació i alhora unes dimensions raonables, tenint en compte també l'estalvi energètic, han estat les següents:

1. Pressió. Per a l'elecció d'aquesta, s'ha tingut en compte la temperatura desitjada de la columna, augmentant-la o disminuint-la quan es volen temperatures altes o baixes respectivament.

A la planta d'àcid fòrmic, només es tenen dues columnes (la C-301 i la C-501) que no operin a pressió atmosfèrica.

La primera treballa a 3,5 atmosferes, ja que es troba entremig dels dos reactors (R-201 i R-401) que treballen a altes temperatures. Per estalviar en recursos energètics, és preferible augmentar la pressió i no haver d'instal·lar bescanviadors de calor que disminueixin la temperatura del líquid que entra a la columna, i que l'escalfin de nou a la sortida.

La segona ho fa a 0,5 atmosferes, per tal de disminuir la velocitat de reesterificació de l'àcid fòrmic.

2. Puresa dels productes. Segons els objectius de cada columna, s'han escollit els components clau pesat i lleuger i la seva puresa, intentant aconseguir la màxima separació sense haver de tenir un número d'etapes teòriques molt elevat.

S'ha hagut de tenir especial atenció en què al corrent del residu de la columna C-503 hi hagués una quantitat d'aigua de menys de 250 ppm, ja que l'entrada d'aigua al reactor R-201 provocaria una reacció violenta amb el metoxi de sodi (catalitzador de la reacció).

3. Número d'etapes teòriques vs reflux extern. Mitjançant el mètode *short-cut* s'ha calculat el reflux mínim, amb una primera suposició de 1,5 vegades el valor obtingut, s'han trobat les etapes teòriques necessàries. Si el nombre d'aquestes és molt elevat, s'ha procedit a augmentar el valor de reflux fins que el número d'etapes és raonable.

11.4.2.2 càlcul rigorós dels paràmetres teòrics de la columna

Pel càlcul rigorós s'ha utilitzat el programa Aspen Hysys V8.4 de simulació de processos químics. S'ha escollit el *fluid package* seguint el criteri de selecció de Gales J. Suppes [17]. Per a líquids s'ha utilitzat Wilson, per a gasos *Peng-Robinson* i per a l'estimació de coeficients, UNIFAC.

Simulant les columnes de rectificació s'han calculat les concentracions i els cabals del destil·lat i del residu, la temperatura al llarg de tota la columna, i s'han optimitzat les etapes necessàries reals, ja que els resultats no són els mateixos que els dels calculats pel mètode *short-cut*.

11.4.3 ELECCIÓ, DISSENY I DIMENSIONAMENT INTERN

Per realitzar els càlculs d'aquest apartat, s'ha dimensionat la columna per tal que pugui operar amb un 20% més del cabal establert en el balanç de matèria.

11.4.3.1 Elecció del tipus de columna

Les columnes de rectificació poden tenir dissenys molt diferents, però simplificant es poden dividir en dos tipus: de plats i de rebliment.

Per totes les columnes, si les dissenyem de plats, es produeix inundació o goteig. I a més, tenint en compte que el cabal volumètric de gas és molt gran, el millor és escollir la columna de rebliment, ja que comporta una menor caiguda de pressió.

Els avantatges de les columnes de rebliment són els següents [15]:

- Per a líquids corrosius generalment una columna de rebliment serà més econòmica que l'equip equivalent en columna de plats.
- El líquid retingut és apreciablement menor. Això és important alhora de minimitzar la quantitat de metanol (líquid inflamable) dins la columna, per raons de seguretat.
- La caiguda de pressió per etapa d'equilibri és menor.

Per altra banda, també comporten desavantatges [15]:

- No es pot dissenyar la columna per un interval ampli de cabals de gas i líquid.
- És més difícil cobrir les necessitats de refredament.
- No és possible netejar el rebliment de possibles incrustacions, per tant, quan sigui necessari, s'haurà de canviar el rebliment.

11.4.3.2 Disseny i dimensionament intern

Les columnes de rebliment tenen una distribució dels seus elements interns determinada, com es mostra a la Figura 11.11:

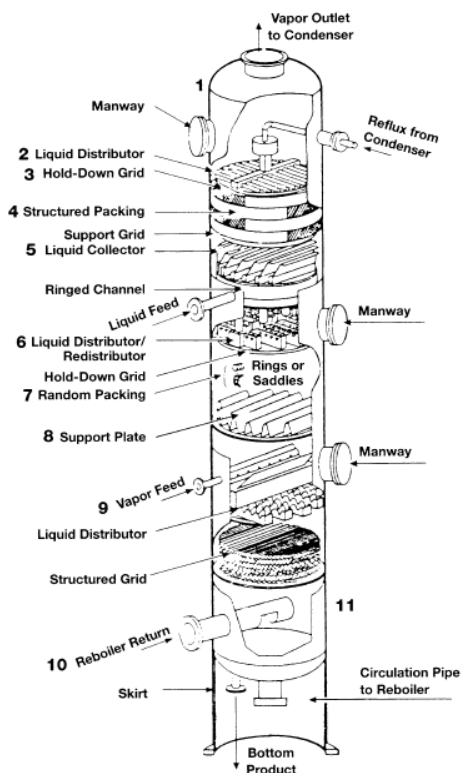


Figura 11.11. Esquema general d'una columna de rebliment [18]

11.4.3.3 Rebliment

Per el disseny del rebliment de les columnes, s'ha utilitzat el criteri de màxima caiguda de pressió juntament amb el de punt d'inundació; escollint els resultats que compleixen els dos criteris. També existeix el criteri de màxima capacitat operacional, però és menys conservatiu que el de *flood-point*.

El cabal de vapor de la torre és molt gran, i això comporta un diàmetre major. Per tal de minimitzar-lo s'ha escollit una caiguda de pressió permesa de 0,8 kPa per metre de columna, sent un valor alt, però dins el rang recomanable (vegeu la Taula 11.31).

Pel que fa al paràmetre de punt d'inundació, dissenyant la columna per un 80% de la velocitat d'inundació, proporciona un marge que permet incerteses associades amb el concepte i prediccions del *flood-point* [7,8,9,10].

Taula 11.29. Màxima caiguda de pressió recomanada per columnes empacades amb rebliment aleatori.

Tipus de sistema	Màxima caiguda de pressió, kPa/m rebliment	Referència
Destil·lació atmosfèrica	0,41-0,83	[11]
Destil·lació a pressions baixes-moderades	0,61-0,83	[11,12,13]
Destil·lació al buit	0,041-0,49	[14]

Per a la selecció del tipus de rebliment, s'ha decidit escollir entre els rebliments de la segona generació (cadires Intalox®, Super Intalox® i anells Pall®), ja que aporten una àrea específica molt més alta en relació amb els de la primera generació, i en canvi, els de tercera generació no aporten massa millora respecte als de la segona, sobretot en el cas d'utilitzar peces grans [16].

Mitjançant HYSYS s'han calculat les característiques de la columna per als diferents tipus de rebliment, i el que ens dona un diàmetre de la torre més petit són els anells Pall®, ja que tenen una bona distribució de l'àrea, humectació i distribució del líquid, amb una baixa fricció; el que comporta una capacitat i eficiència majors amb una caiguda de pressió baixa [16].

Pel que fa a la mida dels anells Pall®, s'escull una mida gran de rebliment, ja que les mides més petites, tot i proporcionar més superfícies específica, resulten molt més cares. El rang recomanat per columnes de més de 0,9 m de diàmetre, és de 2 a 3,5 polzades [15]. S'escull una mida de peces de 3,5 polzades, ja que fent el càlcul amb HYSYS, la HETP és de 0,6 m, un valor

11.4.3.4 Redistribuïdor

Donat que els diàmetres de les columnes són molt grans, un element important en el disseny de les columnes és el redistribuïdor. Es corre el risc de que el líquid prengui camins preferents a mesura que baixa pel rebliment [16], per aquest motiu, s'instal·laran redistribuïdors per evitar que l'alçada de cada empaquet superi els 6 metres.

Per dur a terme la redistribució es recull el líquid que baixa per la columna i es torna a distribuir uniformement a l'empacat inferior.

11.4.3.5 Relació entre el diàmetre de la torre i l'empacat

A més la relació del diàmetre de la torre entre el de l'empacat serà de 1,05, ja que si aquesta relació és més petita de 10, es produeix l'efecte de mescla lateral, que contraresta (gairebé en la seva totalitat) la reducció de l'eficàcia provocada per la mala distribució [16].

11.4.3.6 Entrada i distribuïdor de líquid

En una columna existeixen varies entrades de líquid (aliment i retorn del condensador). A l'entrar el líquid ha de distribuir-se uniformement per tota la secció de la columna per a que aquesta no perdi rendiment. La bona distribució s'aconsegueix amb l'ús d'un distribuïdor, que pot estar integrat amb la canonada d'entrada de líquid o pot ser una peça addicional a sota de l'entrada.

Ja que tots els corrents són de mescles corrosives s'ha escollit un distribuïdor *notched-through*, que és el recomanat en aquest cas.

11.4.3.7 Suports i limitadors

L'empacat descansa sobre un suport localitzat a la part inferior que aguanta tot el seu pes. La part superior de l'empacat compta amb un limitador que impedeix que les peces se surtin del lloc.

El criteri de selecció és similar al del tipus d'empacat i dependrà de les condicions dins la columna. Tant suport com limitador hauran d'oferir la mínima resistència possible al pas dels fluids i facilitar la difusió del líquid i el gas en el rebliment. Els distribuïdors compten amb catàlegs que permeten escollir el més convenient amb molta facilitat.

11.4.3.8 Demister

El seu objectiu és eliminar el líquid en suspensió del vapor abans de que aquest surti de la columna. Consisteix en una malla que reté les gotes de líquid.

L'eficiència del *demister* dependrà de la velocitat del vapor, la densitat del fluid, el material, disseny de la malla i gruix. Segons baris distribuïdors, com a estimació, el gruix òptim està en el rang de 5 a 30 cm.

Existeixen fórmules per al càlcul detallat de la eficiència, no obstant resulten poc pràctiques. Per tant s'utilitzarà un gruix de 15 cm com a estàndard per a totes les columnes.

11.4.3.9 Entrada i distribuïdor de líquid

La bona distribució s'aconsegueix amb l'ús d'un distribuïdor, que pot estar integrat amb la canonada d'entrada de líquid o pot ser una peça addicional a sota de l'entrada.

Ja que tots els corrents són de mescles corrosives s'ha escollit un distribuïdor *notched-through*, que és el recomanat en aquest cas.

11.4.5 Disseny i càlcul de la carcassa

Mitjançant el codi ASME s'ha fet el disseny a pressió interna (per columnes que treballen a pressió atmosfèrica o superior), i el disseny a pressió externa per les que treballen al buit.

La carcassa consta de dues parts:

1. Secció cilíndrica pel cos
2. Seccions toriesfèriques com a tapes dels extrems del cilindre.

El disseny es basa en calcular el gruix de placa necessari per a cada tipus de secció, a partir de la pressió màxima que pot suportar. Aquests càlculs s'han desenvolupat a [l'Apartat 11.1.2.1 del Manual de càlcul](#).

11.5. DISSENY DE COLUMNA D'EXTRACCIÓ

11.5.1. INTRODUCCIÓ

El disseny de les columnes es pot dividir en tres etapes:

1. Selecció de les condicions d'operació i càlcul dels paràmetres teòrics de la columna.
2. Elecció, disseny i dimensionament intern.
3. Disseny i càlcul de la carcassa.

Aquest manual es basa en conceptes bàsics de les operacions de separació per els fonaments teòrics, dades bibliogràfiques pel el seu disseny físic i el dimensionat de l'empacat, i l'aplicació del codi ASME pel disseny de recipients a pressió interna o externa segons el cas.

11.5.2. SELECCIÓ DE LES CONDICIONS D'OPERACIÓ I CÀLCUL DELS PARÀMETRES TEÒRICS DE LA COLUMNA

11.5.2.1. Selecció de l'agent extractor

Els agents extractors més utilitzats són el formiat de benzil [19], mescles de 2-àcid benzoilbenzoic i salicilat de metil [21], i amines terciàries [20]. Malauradament, no s'han trobat dades experimentals de l'equilibri líquid-líquid d'aigua-àcid fòrmic-(qualsevol d'aquests agents extractors).

Per tant, s'ha procedit a buscar-ne algun del qual sí que disposéssim de dades, i alhora fós adequat per realitzar la separació desitjada. Es van aconseguir dades amb furfural [20], àcid acètic [20], àcid butanoic [20], 4-4 dimetil 1-3 dioxà [20], 1-2 dicloroetà [20], benzè [20] i 1-octanol [23].

Observant i analitzant els pros i contres de cada diagrama *LLE* (*Liquid-Liquid Equilibrium*), s'ha conclòs, que l'agent extractor més adequat per dur a terme l'extracció, és el 1-octanol; ja que és gairebé insoluble en aigua, i té un punt d'ebullició molt superior al de l'aigua i l'àcid fòrmic (100°C i 195°C, respectivament).

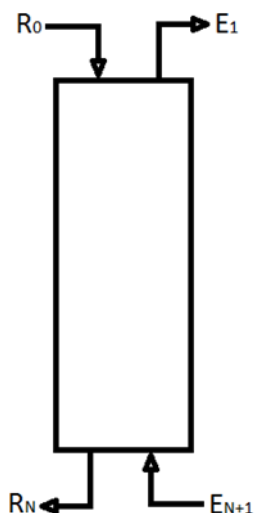
11.5.2.2. Balanç de matèria

Per conèixer quin cabal d'extractant, és necessari fer el balanç de matèria global (Equació 58) i de component (Equació 59).

$$R_0 + E_{N+1} = R_N + E_1 \quad \text{(Equació 11.58)}$$

$$R_0 \cdot x_{j,R0} + E_{N+1} \cdot x_{j,E_{N+1}} = R_N \cdot x_{j,Rn} + E_1 \cdot x_{j,E1}$$

(Equació 11.59)



Les condicions del procés defineixen el cabal aquós d'entrada a l'extracció (R0) i la seva composició.

Hi ha quatre graus de llibertat, per tant, s'estableixen les composicions de la resta de corrents. Per establir la composició de sortida de la fase orgànica, es troba la fracció màxima que pot tenir a partir de l'equilibri amb la composició de R0. I per establir la resta de composicions, s'itera amb la composició del residu de la destil·lació posterior, que serà la del cabal orgànic

d'entrada(EN+1).

Amb els paràmetres establerts, es troba la composició al punt de mescla (M) (Figura 11.12):

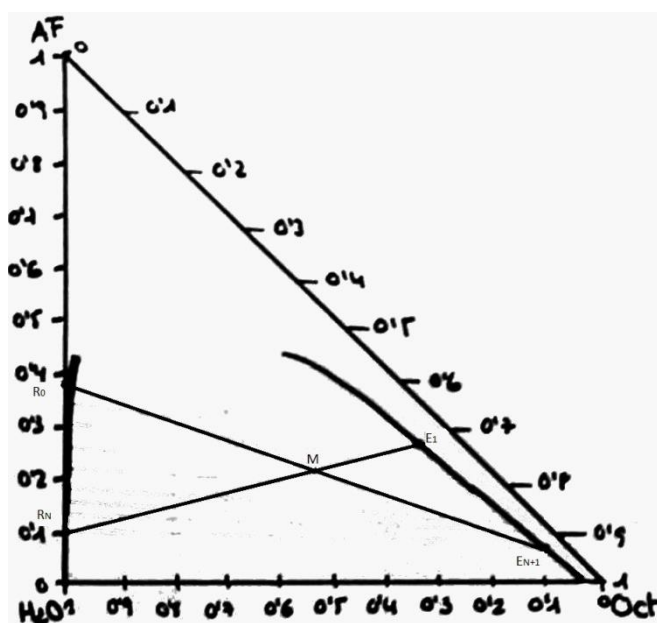


Figura 11.12. Diagrama LLE per l'extracció

Per tant les composicions al punt de mescla són:

$$x_{H,M} = 0,20$$

$$x_{A,M} = 0,29$$

$$x_{O,M} = 0,51$$

Tenint en compte l'Equació 60 i 61:

$$R_0 + E_{N+1} = M = R_N + E_1 \quad (\text{Equació 11.60})$$

$$R_0 \cdot x_{j,R0} + E_{N+1} \cdot x_{j,EN+1} = M \cdot x_{j,M} = R_N \cdot x_{j,RN} + E_1 \cdot x_{j,E1} \quad (\text{Equació 11.61})$$

Es pot calcular el cabal orgànic d'entrada (E_{N+1}) i els cabals de sortida (R_N i E_1), amb el balanç de matèria global i el de component de l'àcid fòrmic i del 1-octanol (Equacions 58, 59, 60 i 61):

$$E_{N+1} = \frac{R_0 \cdot x_{H,R_0}}{\frac{x_{H,M} \cdot x_{O,E_{N+1}}}{x_{O,M}} - x_{H,E_{N+1}}} = \frac{27.819 \text{ kg/h} \cdot 0,38}{\frac{0,20 \cdot 0,92}{0,51} - 0,06} = 44.875 \text{ kg/h}$$

$$M = R_0 + E_{N+1} = 27.819 \text{ kg/h} + 35.094 \text{ kg/h} = 62.913 \text{ kg/h}$$

$$E_1 = \frac{M \cdot x_{O,M}}{x_{O,E_1}} = \frac{62.913 \text{ kg/h} \cdot 0,51}{0,715} = 44.875 \text{ kg/h}$$

$$R_N = M - E_1 = 62.913 \text{ kg/h} - 44.875 \text{ kg/h} = 18.038 \text{ kg/h}$$

El càlcul del nombre d'etapes teòriques necessàries s'ha realitzat pel mètode gràfic (Figura 11.13):

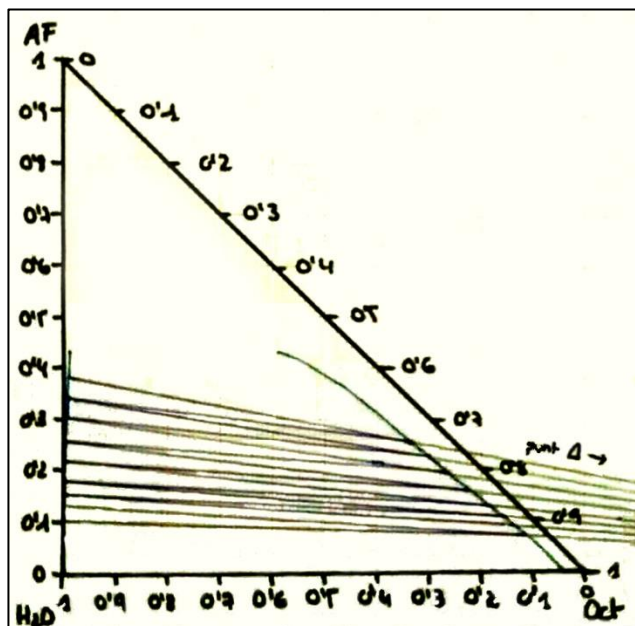


Figura 11.13. Diagrama LLE amb les etapes teòriques de l'extracció

Amb el mètode gràfic es troba el nombre d'etapes. Mitjançant la recta operativa es troba la composició d'àcid fòrmic a la fase orgànica (a partir de la seva fracció a la fase aquosa), i mitjançant la corba d'equilibri (Figura 11.14) es troba la composició d'àcid a la fase aquosa (a partir de la seva fracció a la fase orgànica). Com s'observa a la Figura 11.13, tenim 8 etapes teòriques.

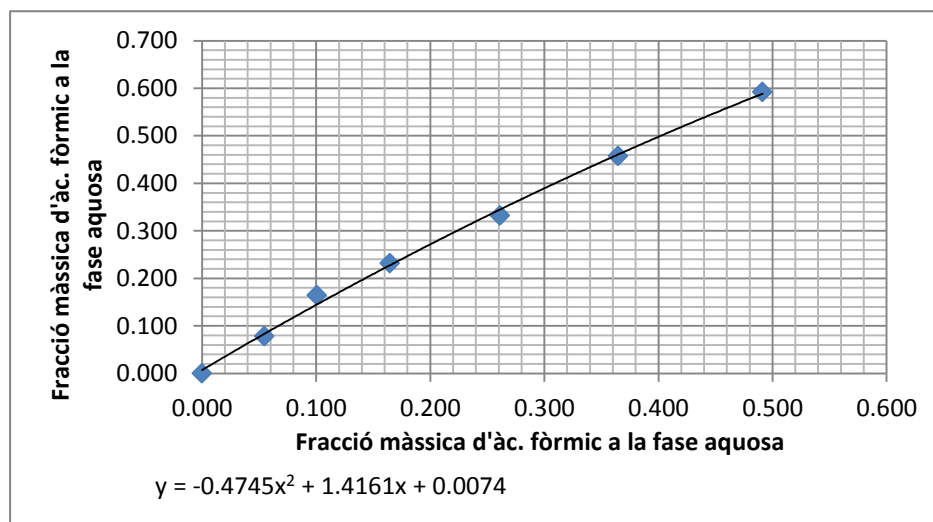


Figura 11.12. Relació d'equilibri d'àcid fòrmic a la fase orgànica en vers a l'aquosa

11.5.3. ELECCIÓ DISSENY I DIMENSIONAMENT INTERN

11.5.3.1. Selecció de l'equip

Per escollir l'equip s'ha partit de la Taula 30 [25], que ens indica si l'equip és inadequat (0), possiblement adequat (1), satisfactori (3) o excel·lent (5), a partir de les condicions en què es duu a terme l'extracció i tenint en compte que un sistema no agitat és preferible, ja que així aconseguim estalvi energètic.

Taula 11.30. Taula per la selecció de l'equip no-mecànic.

Requeriments	Columna <i>spray</i>	Columna de placa difusora	Columna de rebliment
Cabal total			
<0,25 m ³ /h	3	3	3
0,25 - 2,5 m ³ /h	3	3	3
2,5 - 25 m ³ /h	3	3	3
25 - 250 m ³ /h	3	1	3

>250 m ³ /h	1	0	1
NTS			
≤ 1,0	5	3	3
1 - 5	1	3	3
5 - 10	0	3	3
10 - 15	0	1	1
> 15	0	1	1
Propietats físiques³ ($\sigma/(\Delta\rho\ g)$) ^{1/2} > 0,60 cm	1	1	1
Diferència de densitats 0,05 ≥ (Δρ) ≥ 0,03 g/cm ³	3	3	3
Viscositat μ _c i/o μ _d > 20 cP	1	1	1

Les condicions a les que es té la columna d'extracció són:

- Cabal total: 71 m³/h
- NTS (*Number of Therorical Stages*): 8 etapes
- Propietats físiques:

$$\left(\frac{\sigma}{\Delta\rho\ g}\right)^{1/2} = \left(\frac{0,01\frac{N}{m}}{\frac{(1098-883,8)kg}{m^3} \cdot 9,81m/s^2}\right)^{1/2} = 0,22\ cm$$

On:

σ és la tensió interfacial entre la fase aquosa i orgànica [24],

ρ és la densitat i

g és l'acceleració de la gravetat.

- Diferència de densitats:

³ Es tracta d'un factor de control per a tots els tipus de columnes no-mecàniques. Per valors superiors a 0,60 cm la mida de la gota serà tan gran que l'àrea interfacial serà insuficient.

$$\Delta\rho = 1098 \frac{kg}{m^3} - 883,8 \frac{kg}{m^3} = 214,2 \frac{kg}{m^3}$$

- Viscositats: La màxima viscositat assolida és de 8,1 cP << 20 cP

Una columna de *spray* és inviable perquè no permet dur a terme extraccions que requereixin més de 5 etapes d'equilibri, la de *baffle plate* tampoc és del tot satisfactòria perquè el cabal total que ha de passar per la columna és major de 25m³/h. La columna de rebliment en canvi, satisfà tots els requeriments, el que indica que el rendiment serà satisfactori.

11.5.3.2 Càlcul de la relació de velocitats superficials (v_d/v_c)

S'utilitza un mètode simplificat per al càlcul de les velocitats superficials de cada fase (Equació 62), amb aquest mètode es calcula la velocitat superficial com el quocient entre el cabal volumètric i l'àrea de la secció total [26], per tant:

$$\frac{v_d}{v_c} = \frac{Q_d}{Q_c} \quad \text{(Equació 11.62)}$$

On:

v_d i Q_d són la velocitat superficial i el cabal volumètric de la fase dispersa i

v_c i Q_c són la velocitat superficial i el cabal volumètric de la fase contínua.

$$\frac{v_d}{v_c} = \frac{25,3 \text{ m}^3/h}{50,8 \text{ m}^3/h} = 0,50$$

11.5.3.3 Càlcul de la velocitat de flotació

L'Equació 63 [25] permet calcular la velocitat de flotació (v_f) tenint en compte la relació de velocitats superficials (v_d/v_c), la relació de densitats (ρ_d/ρ_c), la viscositat de cada fase (μ), la tensió interfacial (σ) entre fases i, l'àrea interfacial (a_p) i la porositat del rebliment (ϵ).

$$1 + 0,835 \left(\frac{\rho_d}{\rho_c} \right)^{0,25} \left(\frac{v_d}{v_c} \right)^{0,5} = 1,06c \left[\left(\frac{v_{cf}^2 a_p}{g \epsilon^3} \right) \left(\frac{\rho_c}{\Delta \rho} \right) \mu_c^{0,25} \sigma^{0,25} \right]^{-0,25} \quad \text{(Equació 11.63)}$$

a_p i ϵ s'obtenen de dades bibliogràfiques disponibles per anells Pall de 2 polzades [27], el valor de c es calcula amb l'equació 64 [25], i la resta de paràmetres es calculen amb la base de dades de HYSYS.

$$c = 1,02 \epsilon^{0,0068} / a_p^{0,043} \quad \text{(Equació 11.64)}$$

$$c = 1,02 \cdot 0,96^{0,0068} / (249,28 \text{ ft}^{-1})^{0,043} = 0,804$$

$$\begin{aligned} 1 + 0,835 \left(\frac{883,8 \text{ kg/m}^3}{1098 \text{ kg/m}^3} \right)^{0,25} (2)^{0,5} &= \\ = 1,06 \cdot 0,804 \left[\left(\frac{v_{cf}^2 249,28 \text{ ft}^{-1}}{32,2 \text{ ft}^2/\text{s} \cdot 0,96^3} \right) \left(\frac{1098 \text{ kg/m}^3}{214,2 \text{ kg/m}^3} \right) (3,205 \text{ lb}/(\text{h} \cdot \text{ft}))^{0,25} (10 \text{ dynes/cm})^{0,25} \right]^{-0,25} \end{aligned}$$

$$v_{cf} = 0,0049 \text{ m/s}$$

La velocitat de flotació de la fase dispersa es calcula mitjançant la relació v_d/v_c :

$$v_{df} = 2v_{cf} = 2 \cdot 0,0049 \text{ m/s} = 0,0098 \text{ m/s}$$

11.5.3.4 Càlcul del diàmetre de la columna

Es suposa un *holdup* de la fase dispersa (ϕ_d) entre 0,1 i 0,25 [25]; si la relació entre velocitats superficials és més petita de 0,50, és apropiat escollir un valor baix; com que la relació dona 2, un número molt gran, utilitzarem el màxim valor de ϕ_d :

$$\phi_d = 0,25$$

Es calcula la velocitat superficial de la fase contínua amb l'equació 66 [25], emprant el valor de la velocitat característica (v_k) calculat amb la correlació (Equació 65)[18-31]:

$$v_K = C \left(\frac{a_p \rho_c}{\epsilon^3 \Delta \rho} \right)^{-0,5} \quad \text{(Equació 11.65)}$$

El valor de C pren diferents valors segons si la transferència de massa es dona de la fase contínua a la dispersa o viceversa, en el nostre cas (el solut passa de la fase contínua a la dispersa), $C=0,637$.

$$v_K = 0,637 \left(\frac{833,3 m^{-1}}{0,96^3 \cdot 9,81 m/s^2} \frac{1098 kg/m^3}{214,2 kg/m^3} \right)^{-0,5} = 0,0287 m/s$$

$$v_K(1 - \phi_d) = \frac{v_d}{\epsilon \phi_d} + \frac{v_c}{\epsilon(1 - \phi_d)} \quad \text{(Equació 11.66)}$$

$$0,0287 m/s (1 - 0,25) = \frac{2v_c}{0,96 \cdot 0,25} + \frac{v_c}{0,96(1 - 0,25)}$$

$$v_c = 0,00221 m/s$$

El valor de v_c hauria d'ésser més petit o igual a $0,4v_{cf}$ [25] (ja que tenim una elevada tensió interfacial), malauradament no és així, per tant s'ha de suposar un menor *holdup* de la fase dispersa i refer els càlculs.

$$0,4v_{cf} = 0,4 \cdot 0,0049 m/s = 0,00196 m/s < v_c$$

Mitjançant un procés iteratiu, s'ha trobat que el valor de *holdup* de la fase dispersa que permet obtenir una velocitat superficial adequada, és de 0,20, aleshores:

$$v_c = 0,00196 m/s$$

Coneixent la velocitat superficial de la fase contínua ja es pot calcular el diàmetre necessari de la columna (D_i) (Equació 67):

$$D_i = \sqrt{\frac{4Q_c}{\pi v_c}} \quad \text{(Equació 11.67)}$$

$$D_i = \sqrt{\frac{4 \cdot 25,3 \text{ m}^3/h}{\pi \cdot 0,00196 \text{ m/s} \cdot 3600 \text{ s/h}}} = 2,14 \text{ m}$$

11.5.4 DISSENY I CàLCUL DE LA CARCASSA

Mitjançant el codi ASME s'ha fet el disseny a pressió interna. El disseny es basa en calcular el gruix de placa necessari per a cada tipus de secció, a partir de la pressió màxima que pot suportar. Aquests càlculs s'han desenvolupat a l'Apartat 11.1.2.1 del Manual de càlcul.

La carcassa consta de dues parts:

1. Secció cilíndrica pel cos
2. Seccions toriesfèriques com a tapes dels extrems del cilindre.

11.6. DISSENY DE LA COLUMNA FLASH

11.6.1 INTRODUCCIÓ

El disseny d'una columna *flash* es pot dividir en 2 etapes:

1. Selecció de les condicions d'operació i càlcul dels corrents de sortida.
2. Elecció i dimensionament intern.
3. Disseny i càlcul de la carcassa.
4. Càlcul de la calefacció necessària.

Aquest manual es basa en conceptes bàsics de les operacions de separació per els fonaments teòrics, la utilització de software de simulació de processos químics (Aspen Hysys V8.4) pel càlcul dels corrents de sortida, les regles del polze per el dimensionament de la columna [18], i l'aplicació del codi ASME pel disseny de recipients a pressió interna o externa segons el cas.

11.6.2 SELECCIÓ DE LES CONDICIONS D'OPERACIÓ I CàLCUL DELS CORRENTS DE SORTIDA

11.6.2.1 Selecció de les condicions d'operació

Per la selecció de la pressió i temperatura a la que es dona la separació s'han tingut en compte les necessitats de la planta. Per una banda la temperatura s'ha decidit que sigui de 95°C, molt propera a la del reactor R-401, ja que d'aquesta manera no és necessari un bescanviador entre ambdós equips, fet necessari per reduir les possibilitats de reesterificació de l'àcid fòrmic.

Per tant, el paràmetre clau de la *flash* és la pressió escollida. Per tal de fer una bona selecció d'aquesta s'ha representat el corrent màssic de la sortida per cues d'àcid fòrmic i de metanol, en funció de la pressió de treball (figura 14).

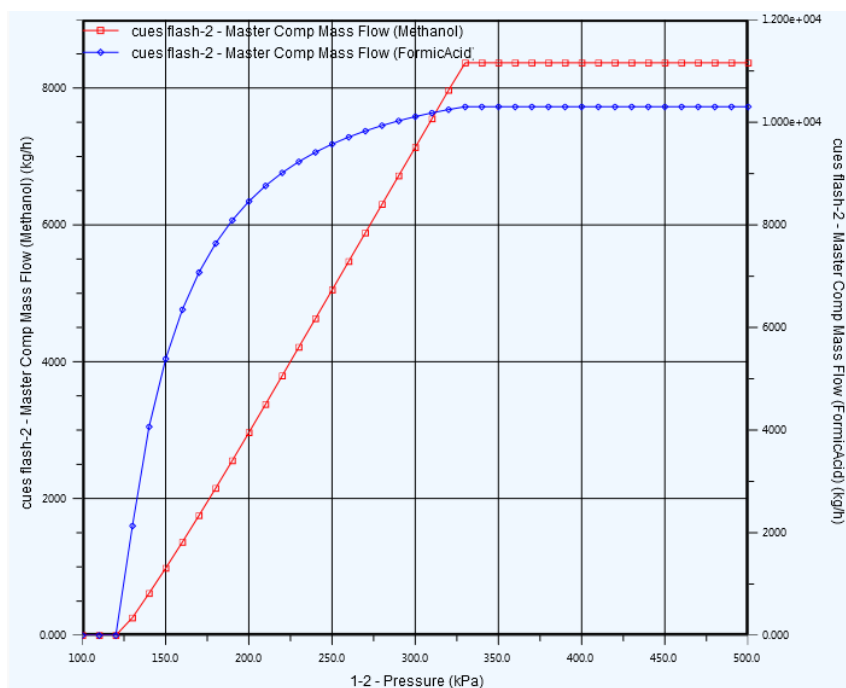


Figura 31.14. Corrent de sortida de la columna en funció de la pressió.

S'ha escollit treballar a 180 kPa, d'aquesta manera el corrent de sortida conté un 74% de l'àcid fòrmic de l'entrada i només un 26% del metanol.

11.6.2.2 Càlcul dels corrents de sortida

Mitjançant el simulador Aspen Hysys V8.4 s'han trobat els corrents màssics de sortida de la columna, i també les seves composicions. S'ha escollit el *fluid package* seguint el criteri de selecció de Galen J. Suppes [17]. Per a líquids s'ha utilitzat Wilson, per a gasos Peng-Robinson i per a l'estimació de coeficients UNIFAC.

11.6.4 ELECCIÓ I DIMENSIONAMENT

11.6.4.1 Elecció de la columna

La columna *flash* pot ser vertical o horitzontal, seguint el manual de càlculs de la regla del polze, primer es realitza el disseny per una columna vertical, i en cas que la relació alçada en vers el diàmetre fos major de 5, la columna hauria d'ésser horitzontal.

11.6.4.2 Dimensionament intern

Es calcula la velocitat màxima del vapor amb l'equació 69:

$$U_{v\max} = K\sqrt{(\rho_L - \rho_v)/\rho_v} \quad \text{(Equació 11.68)}$$

La figura 14 relaciona el valor de K amb:

$$(W_L/W_v)\sqrt{\rho_v/\rho_L} = \frac{31.030 \text{ kg/h}}{43.610 \text{ kg/h}} \sqrt{\frac{2,359 \text{ kg/m}^3}{950,6 \text{ kg/m}^3}} = 0,03545$$

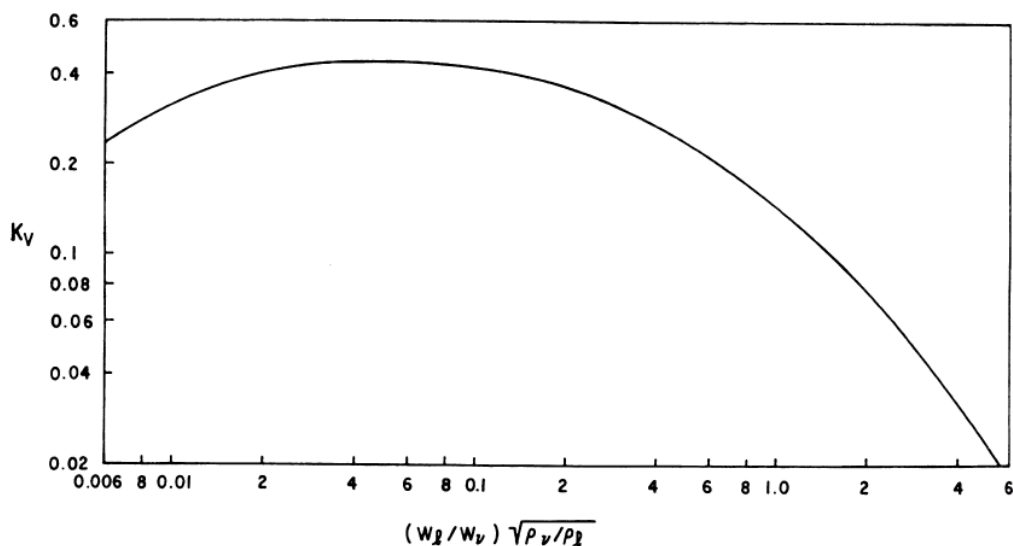


Figura 11.15. Relació K en front $(W_f/W_v)(\rho_v/\rho_f)^{0,5}$

Per tant, $K=0,4$, substituït a l'equació 69:

$$U_{v \max} = 0,4 \text{ ft/s} \sqrt{\frac{950,6 \text{ kg/m}^3 - 2,359 \text{ kg/m}^3}{2,359 \text{ kg/m}^3}} = 8,2 \text{ ft/s}$$

Amb la velocitat màxima que pot ser assolida pel vapor, es calcula l'àrea (equació 70) i el diàmetre (equació 71) mínims (s'augmenta el cabal d'entrada un 20% per sobredimensionar l'equip):

$$(A_v)_{\min} = \frac{W_v}{\rho_v \cdot U_{v \max}} \quad \text{(Equació 11.69)}$$

$$(A_v)_{\min} = \frac{(43.610 \cdot 1,2) \text{ kg}}{h} \cdot \frac{\text{m}^3}{2,359 \text{ kg}} \cdot \frac{h}{3600 \text{ s}} \cdot \frac{35,31 \text{ ft}^3}{\text{m}^3} \cdot \frac{\text{s}}{8,2 \text{ ft}} = 27 \text{ ft}^2$$

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4(A_v)_{\min}}{\pi}} \quad \text{(Equació 11.70)}$$

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4 \cdot 27 \text{ ft}^2}{\pi}} = 5,9 \text{ ft} = 71''$$

S'estableix el diàmetre en base a increments de 6 polzades, per tant:

$$D_i = 72''$$

S'aproxima la vàlvula d'entrada de vapor i líquid amb les equacions 72 i 73:

$$(U_{max})_{vàlvula} = 100/\rho_{mix}^{0,5} \quad \text{(Equació 11.71)}$$

$$(U_{min})_{vàlvula} = 60/\rho_{mix}^{0,5} \quad \text{(Equació 11.72)}$$

$$(U_{max})_{vàlvula} = 100/\sqrt{0,2517 \text{ lb/ft}^3} = 199 \text{ ft/s}$$

$$(U_{min})_{vàlvula} = 60/\sqrt{0,2517 \text{ lb/ft}^3} = 120 \text{ ft/s}$$

S'escull un valor promig:

$$(U)_{vàlvula} = 160 \text{ ft/s}$$

Per el càlcul de l'alçada de vapor (equació 75) es necessita estimar un paràmetre anomenat OD de la vàlvula d'aliment, que es calcula amb l'equació 74:

$$OD = \sqrt{\frac{4W_{mix}}{\pi\rho_{mix}(U)_{vàlvula}}} \quad \text{(Equació 11.73)}$$

$$OD = \sqrt{\frac{4 \cdot (62.200 \cdot 1,2) \frac{kg}{h} \cdot \frac{m^3}{0,2517 \text{ kg}} \cdot \frac{35,31 \text{ ft}^3}{m^3} \cdot \frac{s}{160 \text{ ft}} \cdot \frac{h}{3.600 \text{ s}}}{\pi}} = 4,8 \text{ ft} = 58''$$

$$H_v = h_D + h_B = \left(36'' + \frac{OD}{2}\right) + \left(12'' + \frac{OD}{2}\right) \quad \text{(Equació 11.74)}$$

$$H_v = \left(36'' + \frac{58''}{2}\right) + \left(12'' + \frac{58''}{2}\right) = 106''$$

Pel càlcul de l'alçada de líquid es calcula el volum que ocupa el líquid amb el temps de residència suposa (5 min) [18], i es calcula el nivell amb l'equació 76.

$$V = 5 \text{ min} \cdot (25.860 \cdot 1,2) \frac{kg}{h} \cdot \frac{h}{60 \text{ min}} \cdot \frac{m^3}{950,6 \text{ kg}} \cdot \frac{61.024 \text{ in}^3}{m^3} = 166.009 \text{ in}^3$$

$$H_L = \frac{4V}{\pi D^2} \quad \text{(Equació 11.75)}$$

$$H_L = \frac{4 \cdot 166.009 \text{ in}^3}{\pi \cdot (72'')^2} = 41''$$

Aleshores ja es pot calcular l'alçada total sense el demister (equació 77):

$$H = H_v + H_L \quad \text{(Equació 11.76)}$$

$$H = 106'' + 41'' = 147''$$

Es procedeix a comprovar que la relació alçada en vers diàmetre es troba entre 3 i 5:

$$\frac{H}{D} = \frac{147''}{72''} = 2 < 3$$

Al donar més petit de 3 prenem l'alçada de líquid que faci que es compleixi la relació mínima (equacions 78 i 79), augmentant el temps de residència màxim del líquid.

$$H = 3D \quad \text{(Equació 11.77)}$$

$$H = 3 \cdot 72'' = 216''$$

$$H_L = H - H_v \quad \text{(Equació 11.78)}$$

$$H_L = 216'' - 106'' = 110''$$

Finalment, es decideix afegir-hi un *demister* de 15 cm de gruix per evitar que part del líquid sigui arrossegada pel vapor. Per tant, l'alçada total serà l'alçada calculada, més el gruix del *demister* i la distància entre la part superior d'aquest i el punt d'unió amb el capçal (30 cm):

$$H_T = 5,49 \text{ m} + 0,15 \text{ m} + 0,30 \text{ m} = 5,94 \text{ m}$$

11.6.5 DISSENY I CàLCUL DE LA CARCASSA

Mitjançant el codi ASME s'ha fet el disseny a pressió interna. El disseny es basa en calcular el gruix de placa necessari per a cada tipus de secció, a partir de la pressió màxima que pot suportar. Aquests càlculs s'han desenvolupat a l'Apartat 11.1.2.1 del Manual de càlcul.

La carcassa consta de dues parts:

1. Secció cilíndrica pel cos
2. Seccions toriesfèriques com a tapes dels extrems del cilindre.

11.6.6 CàLCUL DE LA CALEFACCIÓ NECESSÀRIA

Al gasificar el líquid d'entrada a la *flash* aquest es refreda, per tant és necessari instal·lar a dins de la columna un serpentí que escalfi el líquid i el mantingui a la temperatura a la qual hi ha la fracció de vapor desitjada.

Els càlculs realitzats s'han dut a terme seguint els passos de l'Apartat 11.3.1.5 del Manual de càlcul

11.7. DISSENY DE BESCOANVIADORS DE CALOR

En la planta de producció d'àcid fòrmic es requereixen de dos tipologies de bescanviadors de calor, es classifiquen segons si es produeix un canvi de fase en el bescanviador de calor o no. Els bescanviadors utilitzats a la planta seran de carcassa i tubs degut a que són els més econòmics, fàcils de netejar, donen molta versatilitat de dimensionament i poden treballar a un gran rang de pressions a un preu raonable.

Segons el servei que realitzaran a la planta es poden distingir entre quatre tipus de bescanviadors de calor:

- i. Calefactors: escalfen un corrent de procés.
- ii. Refrigeradors: refreden un corrent de procés.

- iii. Rebullidor (*kettle*): Vaporitzen un corrent de procés.
- iv. Condensadors: condensen un corrent de procés.

Deguts als requeriments energètics de la planta els fluids refrigerants seran aigua, vapor i en el cas excepcional del reboiler de la columna C601 s'utilitza oli tèrmic Therminol 66 per poder arribar als requeriments necessaris.

11.7.1 DISSENY DEL EQUIP

Per fer el disseny dels intercanviadors de calor s'ha utilitzat el programa *Aspen Shell and Tubes Exchanger*, aquest programa permet un disseny rigorós basat en els estàndards del codi TEMA (*Tubular Exchanger Manufacturers Association*). No obstant a pesar del disseny automatitzat utilitzant mesures d'optimització es necessari conèixer prèviament alguns paràmetres que afecten al disseny i l'analogia dels resultats obtinguts amb l'aplicació amb el procés de producció d'àcid fòrmic proposat.

11.7.1.1 Criteris de disseny

Els paràmetres que es tenen en consideració del disseny del bescanviador son:

- i. Criteri de localització del fluid per el intercanviador.
 - a. Els fluids que poden embrutar circularan per els tubs a que són més fàcils de netejar, tot i així si els tubs no es poden netejar, el fluid circularà per la carcassa.
 - b. Els fluids a alta pressió o amb capacitat de corrosió circularan pels tubs ja que la corrosió pot ser eliminada més fàcilment.
 - c. Per caudals elevats de fluid, especialment els vapors, circularan per la carcassa ja que hi ha més espai disponible.
 - d. Els vapors amb gasos no condensables circularan pels tubs per evitar la acumulació.
 - e. Els fluids que estiguin a temperatures més elevades circularan per els tubs, ja que la carcassa no tindrà temperatures elevades i permet disminuir les pèrdues de calor i les mesures de seguretat.
 - f. El fluid que ha de condensar circularà per la carcassa, essent el mode més fàcil de separar ambdós estats.

Amb aquestes mesures esmentades, serà necessari arribar una solució de compromís per poder optimitzar el disseny del bescanviador de calor.

- i. Les velocitats dels fluids hauran de circular dintre dels rangs típics. Per líquids dintre dels tubs serà entre 1-2 m/s i per carcassa 0.3-1 m/s, respecte el vapor serà 10-30m/s i 5-10m/s respectivament.
- ii. Les dimensions dels tubs estan compreses entre 16-50 mm de diàmetre extern i la longitud entre 1800 i 4880 mm.
- iii. El diàmetre de la carcassa haurà d'ésser compresa entre 150 – 1520 mm.
- iv. La pèrdua de càrrega haurà de ésser inferior al límit tolerable.

Un cop comprovats els paràmetres anteriorment detallats és aprovat el disseny del bescanviador de calor.

11.7.1.2 Procediment de disseny d'un bescanviador de carcassa i tubs

Els bescanviadors s'han dissenyat a partir de paràmetres claus que requereix el programa. A continuació es detallen els paràmetres i procediment per dissenyar el bescanviador de calor E-403 amb el programa *Aspen Shell and Tubes Exchanger*.

El primer que s'ha de decidir és la configuració del disseny del bescanviador, el programa per defecte et dona paràmetres estàndards de disseny on hom ha de decidir el que millor li convé.

Taula 11.31. Panell de configuració.

TEMA type	BFM	
Layout type	Default	
Hot side	Shell side	
Tube OD/ Pitch	19.05	23.81
Tube patern	30- Triangular	
Tubes in window	Yes	
Baffle type	Single segmental	
Baffle cut orientation	Vertical	
Exchanger material	SS 316	

Tots aquests paràmetres son modificables i ajustables per l'enginyer per optimitzar el disseny del bescanviador.

En casos excepcionals hom pot modificar les mesures del bescanviador per optimitzar les dimensions d'aquest.

El següent pas és especificar les condicions de procés per el disseny del bescanviador, un cop especificades el programa comença les iteracions i et prové de diferents opcions vàlides on l'enginyer ha d'escollir la que millor satisfà les necessitats de procés.

Taula 11.32. Panell de procés.

	Hot side	Cold side
Mass Flowrate (kg/s)		6.235
Intlet pressure (bar)	10	21.69
Outlet pressure (bar)	9.8	21.37
Inlet temperature (°C)	180	75
Outlet temperature (°C)	140	95
Inlet vapor fraction	1	
Outlet vapor fraction	0	
Heat load (kW)		NA
Initial Heat load (kW)	NA	NA

Un cop especificades les condicions de procés el programa pot començar a iterar. Per especificar les condicions de procés has de deixar un únic grau de llibertat al programa, es a dir, per el fluid refrigerant pots especificar el cabal que requereixes i que et calculi la temperatura de sortida o entrada, o especificar les temperatures i que el programa et calculi els requeriments de cabal de refrigerant que precisés.

El últim que has d'especificar per disseny d'un bescanviador són les composicions del corrent calent i del corrent fred.

Taula 11.33. Panell de composició component calent.

Components	Composition	Component type
Steam	1	Program

Taula 11.34. Panell de composició component fred.

Components	Composition	Component type
Water	0.98	Program
Formic acid	0.02	Program

Especificant les composicions de procés el programa ja té tot el necessari per començar el disseny del bescanviador i donar solucions viables.

El següent procediment a seguir és modificar tots els paràmetres per disminuir o eliminar tots els *warnings* que indiquen possibles problemes operacionals o de disseny que en la seva majoria es poden solucionar modificant paràmetres de disseny del bescanviador.

El resultat del disseny el proporciona en forma de plànols i full d'especificacions.

11.7.1.3 Disseny aïllament

Degut a les temperatures d'operació dels bescanviadors de calor es necessari protegir-los de l'exterior per mantenir constant la transferència de calor y las temperatures dels fluids. Per aquest motiu s'ha dissenyat aïllament per els equips. Aquest disseny és igual al utilitzat amb els tancs i es calcula a partir de les taules exposades en el reglament de instal·lacions tèrmiques en els edificis del codi tècnic de l'edificació, on s'estableixen els gruixos mínims de aïllament per les línies i equips de procés.

Els material utilitzat és llana de roca amb 10 cm de gruix.

11.7.2 JUSTIFICACIÓ DELS CABALS DELS CONDENSADORS DE LES COLUMNES DE RECTIFICACIÓ

Els condensadors totals encarregats de realitzar la condensació del destil·lat requereixen d'un cabal d'aigua refrigerant excessiu en comparació amb els cabals necessaris

pels bescanviadors normals de la planta, a continuació es justifica matemàticament el cabal de refrigerant.

L'objectiu final del condensador de la columna C-503 es condensar un cabal de 36320 kg/h d'una mescla de metanol i formiat de metil.

Taula 11.35. Composició del destil·lat de la columna C-503.

Component	Fracció molar
Metanol	0.04
Formiat de metil	0.96

Aquesta mescla de components té les següents especificacions:

Taula 11.36. Especificacions de la mescla de components del destil·lat de la columna C-503

Increment de temperatura	7.08 °C
Calor específica	0.2784 kcal/kg °C
Calor latent	486254 J/kg

Calor que s'ha de extreure per condensar el cabal requerit:

$$36320 \frac{Kg}{h} \cdot 486254 \frac{J}{Kg} = 17.660.745.280 \frac{J}{h} = 4.905.762'57 \frac{J}{s}$$

Calor que s'ha de extreure per refredar els 7.02°C:

$$1165.46 \frac{J}{kg \cdot K} \cdot 36320 \frac{Kg}{h} \cdot 7.08K = 299.692.910 \frac{J}{h} = 83.248 \frac{J}{s}$$

El valor de calor sensible que s'ha de extreure es poc significatiu amb comparació amb la calor latent i per tant menyspreable.

Amb la següent equació podem calcular el cabal de refrigerant necessari per extreure la calor latent:

$$Q = m_{ref} \cdot Cp \cdot \Delta T \quad \text{(Equació 11.79)}$$

On la calor específica de l'aigua és 4200 J/kg·K.

Així doncs el cabal de refrigerant necessari és:

$$m_{ref} = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta T} = \frac{4.905.762'57 \frac{J}{s}}{\left(4200 \frac{J}{Kg \cdot K}\right) \cdot (30 - 15 K)} = 77.86 \frac{Kg}{s} = 280.329'3 \frac{Kg}{h}$$

Queden així justificats els el cabal requerit no tan sols per els condensadors de les columnes sinó que també per els bescanviadors de tota la planta i els reboilers.

11.8. DISSENY DE CANONADES

11.8.1. CÀLCUL DEL DIÀMETRE NOMINAL

Per a calcular els diàmetres nominals de les canonades cal conèixer prèviament el cabal volumètric que hi circula i la pressió i temperatura a la que es troba. Així doncs s'han calculat a partir del balanç de matèria, detallat a l'apartat 11 d'aquest bloc. A les taules 11.39, 11.40 i 11. es mostren les màximes pressions permeses a les canonades en funció del material i temperatura.

Taula 11.37. Màxima pressió permesa segons temperatura, per a l'acer inoxidable 316L.

Temperature (°C):				50	100	150	200	250	300	325	350	375	400	425	450	475	500	525	
Design Strength (MPa):				115	115	115	108	101	95	92	91	89	87	86	84	82	80	78	
Size			Sch No	WT (mm)	Allowable Working Pressure (MPa)														
DN	NPS	mm																	
10	¾	17.15	10S	1.65	21.1	21.1	21.1	19.9	18.6	17.5	16.9	16.7	16.4	16.0	15.8	15.4	15.1	14.7	14.3
		17.15	40S	2.31	30.7	30.7	30.7	28.9	27.0	25.4	24.6	24.3	23.8	23.2	23.0	22.4	21.9	21.4	20.8
		17.15	80S	3.20	44.9	44.9	44.9	42.1	39.4	37.1	35.9	35.5	34.7	34.0	33.6	32.8	32.0	31.2	30.4
15	½	21.34	5S	1.65	16.7	16.7	16.7	15.7	14.7	13.8	13.4	13.2	12.9	12.6	12.5	12.2	11.9	11.6	11.3
		21.34	10S	2.11	21.8	21.8	21.8	20.5	19.1	18.0	17.4	17.2	16.9	16.5	16.3	15.9	15.5	15.2	14.8
		21.34	40S	2.77	29.5	29.5	29.5	27.7	25.9	24.3	23.6	23.3	22.8	22.3	22.0	21.5	21.0	20.5	20.0
		21.34	80S	3.73	41.5	41.5	41.5	39.0	36.5	34.3	33.2	32.9	32.1	31.4	31.1	30.3	29.6	28.9	28.2
20	¾	26.67	5S	1.65	13.2	13.2	13.2	12.4	11.6	10.9	10.5	10.4	10.2	10.0	9.8	9.6	9.4	9.2	8.9
		26.67	10S	2.11	17.1	17.1	17.1	16.1	15.0	14.1	13.7	13.5	13.2	12.9	12.8	12.5	12.2	11.9	11.6
		26.67	40S	2.87	23.9	23.9	23.9	22.5	21.0	19.8	19.1	18.9	18.5	18.1	17.9	17.5	17.0	16.6	16.2
		26.67	80S	3.91	33.8	33.8	33.8	31.8	29.7	28.0	27.1	26.8	26.2	25.6	25.3	24.7	24.1	23.5	23.0
25	1	33.40	5S	1.65	10.4	10.4	10.4	9.8	9.1	8.6	8.3	8.2	8.0	7.9	7.8	7.6	7.4	7.2	7.0
		33.40	10S	2.77	18.0	18.0	18.0	16.9	15.8	14.9	14.4	14.2	13.9	13.6	13.5	13.1	12.8	12.5	12.2
		33.40	40S	3.38	22.3	22.3	22.3	21.0	19.6	18.5	17.9	17.7	17.3	16.9	16.7	16.3	15.9	15.5	15.2
		33.40	80S	4.55	31.1	31.1	31.1	29.2	27.3	25.7	24.9	24.6	24.1	23.5	23.3	22.7	22.2	21.7	21.1
32	1¼	42.16	5S	1.65	8.2	8.2	8.2	7.7	7.2	6.7	6.5	6.5	6.3	6.2	6.1	6.0	5.8	5.7	5.5
		42.16	10S	2.77	14.0	14.0	14.0	13.2	12.3	11.6	11.2	11.1	10.9	10.6	10.5	10.2	10.0	9.8	9.5
		42.16	40S	3.56	18.3	18.3	18.3	17.2	16.1	15.2	14.7	14.5	14.2	13.9	13.7	13.4	13.1	12.8	12.4
		42.16	80S	4.85	25.7	25.7	25.7	24.2	22.6	21.3	20.6	20.4	19.9	19.5	19.3	18.8	18.4	17.9	17.5
40	1½	48.26	5S	1.65	7.1	7.1	7.1	6.7	6.2	5.9	5.7	5.6	5.5	5.4	5.3	5.2	5.1	4.9	4.8

		48.26	10S	2.77	12.2	12.2	12.2	11.4	10.7	10.0	9.7	9.6	9.4	9.2	9.1	8.9	8.7	8.5	8.2
		48.26	40S	3.68	16.4	16.4	16.4	15.4	14.4	13.6	13.2	13.0	12.7	12.4	12.3	12.0	11.7	11.4	11.2
		48.26	80S	5.08	23.3	23.3	23.3	21.9	20.5	19.3	18.7	18.5	18.1	17.7	17.4	17.0	16.6	16.2	15.8
50	2	60.33	5S	1.65	5.6	5.6	5.6	5.3	5.0	4.7	4.5	4.5	4.4	4.3	4.2	4.1	4.0	3.9	3.8
		60.33	10S	2.77	9.6	9.6	9.6	9.0	8.5	8.0	7.7	7.6	7.5	7.3	7.2	7.0	6.9	6.7	6.5
		60.33	40S	3.91	13.8	13.8	13.8	13.0	12.1	11.4	11.1	10.9	10.7	10.5	10.3	10.1	9.9	9.6	9.4
		60.33	80S	5.54	20.1	20.1	20.1	18.9	17.6	16.6	16.1	15.9	15.6	15.2	15.0	14.7	14.3	14.0	13.6
65	2½	73.03	5S	2.11	6.0	6.0	6.0	5.6	5.2	4.9	4.8	4.7	4.6	4.5	4.5	4.4	4.3	4.1	4.0
		73.03	10S	3.05	8.7	8.7	8.7	8.2	7.7	7.2	7.0	6.9	6.8	6.6	6.5	6.4	6.2	6.1	5.9
		73.03	40S	5.16	15.2	15.2	15.2	14.2	13.3	12.5	12.1	12.0	11.7	11.5	11.3	11.1	10.8	10.5	10.3
		73.03	80S	7.01	21.1	21.1	21.1	19.8	18.5	17.4	16.9	16.7	16.3	16.0	15.8	15.4	15.0	14.7	14.3
80	3	88.90	5S	2.11	4.9	4.9	4.9	4.6	4.3	4.0	3.9	3.9	3.8	3.7	3.6	3.6	3.5	3.4	3.3
		88.90	10S	3.05	7.1	7.1	7.1	6.7	6.3	5.9	5.7	5.6	5.5	5.4	5.3	5.2	5.1	5.0	4.8
		88.90	40S	5.49	13.1	13.1	13.1	12.3	11.5	10.9	10.5	10.4	10.2	9.9	9.8	9.6	9.4	9.1	8.9
		88.90	80S	7.62	18.6	18.6	18.6	17.5	16.4	15.4	14.9	14.8	14.4	14.1	13.9	13.6	13.3	13.0	12.6
90	3½	101.60	5S	2.11	4.3	4.3	4.3	4.0	3.7	3.5	3.4	3.4	3.3	3.2	3.2	3.1	3.0	3.0	2.9
		101.60	10S	3.05	6.2	6.2	6.2	5.8	5.4	5.1	5.0	4.9	4.8	4.7	4.6	4.5	4.4	4.3	4.2
		101.60	40S	5.74	12.0	12.0	12.0	11.2	10.5	9.9	9.6	9.5	9.3	9.0	8.9	8.7	8.5	8.3	8.1
		101.60	80S	8.08	17.2	17.2	17.2	16.2	15.1	14.2	13.8	13.6	13.3	13.0	12.9	12.6	12.3	12.0	11.7
100	4	114.30	5S	2.11	3.8	3.8	3.8	3.5	3.3	3.1	3.0	3.0	2.9	2.9	2.8	2.8	2.7	2.6	2.6
		114.30	10S	3.05	5.5	5.5	5.5	5.2	4.8	4.5	4.4	4.4	4.3	4.2	4.1	4.0	3.9	3.8	3.7
		114.30	40S	6.02	11.1	11.1	11.1	10.4	9.8	9.2	8.9	8.8	8.6	8.4	8.3	8.1	7.9	7.7	7.5
		114.30	80S	8.56	16.1	16.1	16.1	15.1	14.2	13.3	12.9	12.8	12.5	12.2	12.1	11.8	11.5	11.2	10.9
125	5	141.30	5S	2.77	4.0	4.0	4.0	3.8	3.5	3.3	3.2	3.2	3.1	3.0	3.0	2.9	2.9	2.8	2.7
		141.30	40S	6.55	9.7	9.7	9.7	9.1	8.5	8.0	7.8	7.7	7.5	7.4	7.3	7.1	6.9	6.8	6.6
		141.30	80S	9.53	14.4	14.4	14.4	13.5	12.7	11.9	11.5	11.4	11.2	10.9	10.8	10.5	10.3	10.0	9.8
150	6	168.28	5S	2.77	3.4	3.4	3.4	3.2	3.0	2.8	2.7	2.7	2.6	2.5	2.5	2.5	2.4	2.3	2.3
		168.28	10S	3.40	4.1	4.1	4.1	3.9	3.6	3.4	3.3	3.3	3.2	3.1	3.1	3.0	3.0	2.9	2.8
		168.28	40S	7.11	8.8	8.8	8.8	8.3	7.8	7.3	7.1	7.0	6.8	6.7	6.6	6.4	6.3	6.1	6.0
		168.28	80S	10.97	13.9	13.9	13.9	13.1	12.2	11.5	11.1	11.0	10.8	10.5	10.4	10.2	9.9	9.7	9.4
200	8	219.08	5S	2.77	2.6	2.6	2.6	2.4	2.3	2.1	2.1	2.0	2.0	1.9	1.9	1.9	1.8	1.8	1.7
		219.08	10S	3.76	3.5	3.5	3.5	3.3	3.1	2.9	2.8	2.8	2.7	2.7	2.6	2.6	2.5	2.4	2.4
		219.08	40S	8.18	7.8	7.8	7.8	7.3	6.8	6.4	6.2	6.1	6.0	5.9	5.8	5.7	5.5	5.4	5.3
		219.08	80S	12.70	12.3	12.3	12.3	11.5	10.8	10.2	9.8	9.7	9.5	9.3	9.2	9.0	8.8	8.5	8.3
250	10	273.05	5S	3.40	2.5	2.5	2.5	2.4	2.2	2.1	2.0	2.0	2.0	1.9	1.9	1.9	1.8	1.8	1.7
		273.05	10S	4.19	3.1	3.1	3.1	2.9	2.7	2.6	2.5	2.5	2.4	2.4	2.3	2.3	2.2	2.2	2.1
		273.05	40S	9.27	7.0	7.0	7.0	6.6	6.2	5.8	5.6	5.6	5.4	5.3	5.3	5.1	5.0	4.9	4.8
		273.05	80S	12.70	9.8	9.8	9.8	9.2	8.6	8.1	7.8	7.7	7.6	7.4	7.3	7.1	7.0	6.8	6.6
300	12	323.85	5S	3.96	2.5	2.5	2.5	2.3	2.2	2.1	2.0	2.0	1.9	1.9	1.9	1.8	1.8	1.7	1.7
		323.85	10S	4.78	3.0	3.0	3.0	2.8	2.6	2.5	2.4	2.4	2.3	2.3	2.3	2.2	2.1	2.1	2.0
		323.85	40S	9.53	6.1	6.1	6.1	5.7	5.3	5.0	4.9	4.8	4.7	4.6	4.5	4.4	4.3	4.2	4.1
		323.85	80S	12.70	8.2	8.2	8.2	7.7	7.2	6.8	6.5	6.5	6.3	6.2	6.1	6.0	5.8	5.7	5.5
350	14	355.60	5S	4.19	2.4	2.4	2.4	2.3	2.1	2.0	1.9	1.9	1.9	1.8	1.8	1.8	1.7	1.7	1.6
		355.60	10S	4.78	2.7	2.7	2.7	2.6	2.4	2.3	2.2	2.2	2.1	2.1	2.0	2.0	2.0	1.9	1.9
		355.60	40S	9.53	5.5	5.5	5.5	5.2	4.9	4.6	4.4	4.4	4.3	4.2	4.1	4.0	3.9	3.8	3.7
		355.60	80S	12.70	7.4	7.4	7.4	7.0	6.5	6.1	5.9	5.9	5.7	5.6	5.5	5.4	5.3	5.2	5.0
400	16	406.40	5S	4.19	2.1	2.1	2.1	2.0	1.8	1.7	1.7	1.7	1.6	1.6	1.6	1.5	1.5	1.5	1.4
		406.40	10S	4.78	2.4	2.4	2.4	2.2	2.1	2.0	1.9	1.9	1.9	1.8	1.8	1.7	1.7	1.7	1.6
		406.40	40S	9.53	4.8	4.8	4.8	4.5	4.2	4.0	3.9	3.8	3.7	3.6	3.6	3.5	3.4	3.4	3.3
		406.40	80S	12.70	6.5	6.5	6.5	6.1	5.7	5.3	5.2	5.1	5.0	4.9	4.8	4.7	4.6	4.5	4.4
450	18	457.20	5S	4.78	2.1	2.1	2.1	2.0	1.9	1.8	1.7	1.7	1.6	1.6	1.6	1.6	1.5	1.5	1.4
		457.20	10S	5.54	2.5	2.5	2.5	2.3	2.2	2.0	2.0	2.0	1.9	1.9	1.8	1.8	1.8	1.7	1.7
		457.20	40S	9.53	4.3	4.3	4.3	4.0	3.8	3.5	3.4	3.4	3.3	3.2	3.2	3.1	3.0	3.0	2.9
		457.20	80S	12.70	5.7	5.7	5.7	5.4	5.0	4.7	4.6	4.5	4.4	4.3	4.3	4.2	4.1	4.0	3.9
500	20	508.00	5S	4.78	1.9	1.9	1.9	1.8	1.7	1.6	1.5	1.5	1.5	1.4	1.4	1.4	1.4	1.3	1.3
		508.00	10S	5.54	2.2	2.2	2.2	2.1	1.9	1.8	1.8	1.8	1.7	1.7	1.7	1.6	1.6	1.5	1.5
		508.00	40S	9.53	3.8	3.8	3.8	3.6	3.4	3.2	3.1	3.0	3.0	2.9	2.9	2.8	2.7	2.7	2.6
		508.00	80S	12.70	5.1	5.1	5.1	4.8	4.5	4.2	4.1	4.1	4.0	3.9	3.8	3.8	3.7	3.6	3.5
550	22	558.80	5S	5.54	2.0	2.0	2.0	1.9	1.8	1.7	1.6	1.6	1.6	1.5	1.5	1.5	1.4	1.4	1.4
		558.80	10S	6.35	2.3	2.3	2.3	2.2	2.0	1.9	1.8	1.8	1.8	1.7	1.7	1.7	1.6	1.6	1.6
600	24	609.60	5S	5.54	1.8	1.8	1.8	1.7	1.6	1.5	1.5	1.5	1.4	1.4	1.4	1.3	1.3	1.3	1.3
		609.60	10S	6.35	2.1	2.1	2.1	2.0	1.9	1.7	1.7	1.7	1.6	1.6	1.6	1.5	1.5	1.5	1.4
		609.60	40S	9.53	3.2	3.2	3.2	3.0	2.8	2.6	2.6	2.5	2.5	2.4	2.4	2.3	2.3	2.2	2.2
		609.60	80S	12.70	4.3	4.3	4.3	4.0	3.8	3.5	3.4	3.4	3.3	3.2	3.2	3.1	3.0	3.0	2.9

A continuació es mostra el procediment per a determinar els diàmetres nominals de les canonades:

- a) Primerament, es suposa una velocitat típica de circulació del fluid en qüestió. Aquestes s'han anat suposant seguint els valors típics trobats a la bibliografia. A la Taula 11.39 es mostren aquests valors: [32]

Taula 11.39. Velocitats recomanades per a fluids en canonades.

Fluido	Tipo de Flujo	Velocidad	
		ft/s	m/s
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0.5 – 1	0.15 – 0.30
	Entrada de bomba	1 – 3	0.3 – 0.9
	Salida de bomba	4 – 10	1.2 – 3
	Línea de Conducción	4 – 8	1.2 – 2.4
Líquidos viscosos	Entrada de bomba	0.2 – 0.5	0.06 – 0.15
	Salida de bomba	0.5 – 2	0.15 – 0.6
Vapor de Agua		30 – 50	9 – 15
Aire o gas		30 – 100	9 – 30

- b) Un cop s'ha suposat la velocitat, es calcula el diàmetre intern segons l'equació 11.

$$D_i = \sqrt{\frac{Q \cdot 4}{v \cdot \pi}} \quad \text{(Equació 11.80)}$$

On:

- Q cabal volumètric del fluid que hi circula, m^3/s
 v velocitat de circulació del fluid, m/s
 D_i diàmetre intern per on circula el fluid, m

- c) Segons el diàmetre intern obtingut i amb les Taules 11.39,11.40 es determina el diàmetre nominal (DN) de la canonada.
- d) Al DN escollit li correspon un diàmetre intern i amb aquest valor es verifica si la velocitat real de circulació del fluid, es troba dins del rang, mitjançant l'Equació 81.

$$v = \frac{Q \cdot 4}{D_i^2 \cdot \pi} \quad \text{(Equació 11.81)}$$

11.8.2. AÏLLAMENT DE CANONADES

L'aïllament tèrmic de les canonades és necessari per a seguretat de les persones e instal·lacions, així com per reduir la pèrdua de calor per tal que els fluids arribin als equips a la temperatura desitjada. Aquelles canonades que es troben a una temperatura de disseny igual o superior a 40°C i fins a 200°C s'han aïllat amb llana de roca seguint els requeriments de la Taula 11.42 [33]

Les línies 65-SS2-AR1-813, 150-SS2-AR1-817, 100-SS2-AR1-819 i 90-SS2-AR1-821 tenen un gruix d'aïllant de llana de roca de 10mm ja que la temperatura de disseny és de 30°C i cal menys espessor.

Taula 11.40. Espessor de llana de roca en funció del diàmetre i la temperatura.

Diàmetre exterior de la canonada sense aïllar	Temperatura màxima del fluid (°C)			
	40 a 60	66 a 100	101 a 150	151 a 200
$D \leq 35$	20	20	30	40
$35 \leq D \leq 60$	20	30	40	40
$60 \leq D \leq 90$	30	30	40	50
$90 \leq D \leq 140$	30	40	50	50
$140 < D$	30	40	50	60

11.9. SELECCIÓ DE BOMBES I COMPRESSORS

11.9.1 SELECCIÓ DE BOMBES

Per realitzar el disseny de les bombes, s'ha calculat la càrrega necessària que ha de subministrar cadascuna d'elles. Al no disposar de dades reals sobre la longitud de les canonades ni de tots els accidents, es realitza una aproximació conservativa, tenint en compte la distància entre àrees, l'alçada dels equips i la pèrdua de càrrega provocada per les vàlvules conegudes i els colzes (estimant-ne sis per canonada).

S'utilitza l'Equació 82 per calcular l'energia que ha d'aportar la bomba:

$$\frac{\Delta P}{\rho} + g\Delta z + \frac{\Delta v^2}{2\alpha} = w - e_v \quad \text{(Equació 11.82)}$$

On:

P és la pressió al punt inicial i final,

ρ és la densitat massica,

g és l'acceleració de la gravetat,

z és l'alçada al punt inicial i final,

v és la velocitat del fluid al punt inicial i final,

α és el factor de correcció de l'energia cinètica,

w és el treball per unitat de massa de la bomba i

e_v és la pèrdua de treball per unitat de massa deguda a la fricció.

El terme de l'energia cinètica ($\Delta v^2/2\alpha$) és menyspreable, ja que la velocitat del fluid és molt baixa. Per tant, l'energia que subministra la bomba depèn de la diferència de pressions, d'alçades i de les pèrdues degudes a la fricció.

Aquestes últimes es calculen amb l'Equació 83:

$$e_v = 4f \frac{v^2 L}{2D} + K \frac{v^2}{2} \quad \text{(Equació 11.83)}$$

On:

4f és el coeficient de fricció de Darcy,

v és la velocitat màxima del fluid en el tram d'impulsió (per simplificar els càlculs, sent conservatius)

L la longitud dels trams d'aspiració i d'impulsió,

D el diàmetre mínim del tram d'impulsió (per simplificar els càlculs, sent conservatiu) i

K la suma de les constants característiques dels accidents.

El coeficient de fricció de Darcy depèn de la rugositat del material de la canonada (ϵ), el diàmetre d'aquesta i el número de Reynolds (Re). Aquesta relació està graficada a l'àbac de Moody (Figura 11.16).

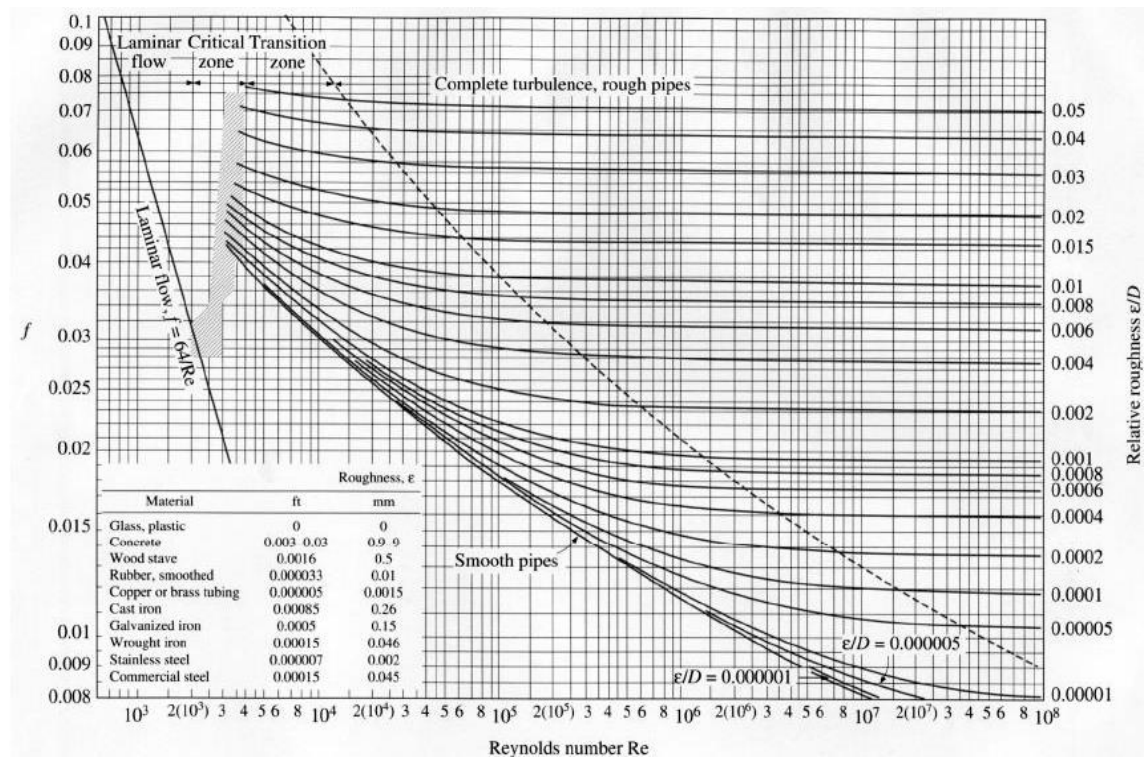


Figura 11.16. Abac de Moody

Coneixent el treball que ha de realitzar la bomba, es busca aquella que té la potència necessària (Pot) (Equació 84) i que està dissenyada per operar al cabal desitjat.

$$Pot = w \cdot M$$

(Equació 11.84)

On:

M és el cabal màssic del fluid.

La potència de la bomba escollida ha de ser major a la necessària, ja que l'energia absorbida pel fluid sempre serà menor que la subministrada per la bomba.

11.9.2 SELECCIÓ DEL COMPRESSOR

Al procés de fabricació d'àcid fòrmic només hi ha un compressor, per tal de comprimir el monòxid de carboni des de 15 fins a 45 bars.

S'ha calculat la pressió de sortida del compressor (P_1), per tal que el corrent gasós tingui l'energia suficient per entrar al reactor R-201 a la pressió d'operació d'aquest (P_2) (Equació 85).

$$P_1 = \sqrt{\frac{4f \cdot Z \cdot R \cdot T \cdot G^2 \cdot L}{PM \cdot D}} + P_2^2 \quad \text{(Equació 11.85)}$$

On:

4f (factor de fricció de Darcy) es calcula segons l'Apartat 11.9.1 del Manual de càlcul,

Z és el coeficient de compressibilitat (obtingut amb el programa Aspen HYSYS),

R és la constant de gasos,

T és la temperatura del gas a la sortida del compressor,

G és la velocitat màssica del gas,

L és la longitud del tram d'impulsió més la longitud equivalent dels accidents i

PM és el pes molecular del monòxid de carboni.

$$P_1 = \sqrt{\frac{0,018 \cdot 0,99 \cdot 8,31 \text{ J/(mol} \cdot \text{K)} \cdot (273 + 77,5) \text{ K} \cdot (790,5 \text{ kg/(m}^2 \cdot \text{s)})^2 \cdot 67 \text{ m}}{0,028 \text{ kg/mol} \cdot 0,05 \text{ m}}} + (4.500.000 \text{ Pa})^2$$

$$P_1 = 4.670 \text{ kPa}$$

Coneixent la compressió necessària, es pot calcular el treball per unitat de massa (w) que ha de fer el compressor amb l'Equació 86:

$$w = \frac{\gamma}{\gamma - 1} \cdot \frac{Z \cdot R \cdot T}{PM} \left(r^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right) \quad \text{(Equació 11.85)}$$

On:

T és la temperatura d'entrada al compressor,

γ és la relació de les calors específiques (c_p/c_v), s'estima que és 1,4 i

r és la raó de compressió.

$$w = \frac{1,4}{1,4 - 1} \cdot \frac{0,99 \cdot 8,31 \text{ J/(mol} \cdot \text{K)} \cdot (273 - 38) \text{ K}}{0,028 \text{ kg/mol}} \left(\left(\frac{4.670 \text{ kPa}}{1.500 \text{ kPa}} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1 \right)$$

$$w = 92.620 \text{ J/kg}$$

Mitjançant l'Equació 84, es calcula la potència absorbida pel gas, i es procedeix a trobar un compressor que tingui una potència major i que estigui dissenyat pel cabal de treball.

$$Pot = 92.620 \text{ J/kg} \cdot 2,02 \text{ kg/s} = 187 \text{ kW}$$

11.10. SERVEIS

11.10.1 SERVEIS DE LA PLANTA

Els serveis de planta es dissenyen des de la capacitat que han de proporcionar a la planta y en base d'això s'adquireix un model o sistema comercial que subministri la demanda requerida per la planta.

L'objectiu del manual es basa en el càlcul dels paràmetres bàsics que es requereixen per la selecció d'una solució comercial.

11.10.2 Caldera de vapor

Per els processos que es requereix de vapor per realitzar el intercanvi de calor s'ha de calcular la potència i l'aportació de calor requerit pel procés.

11.10.2.1 Criteris de selecció del model de caldera de vapor

La caldera de vapor s'ha de seleccionar entre els diferents models dels catàlegs dels fabricants reconeguts. S'ha escollit com a proveïdor per a les calderes l'empresa ATSU TÈRMICA SL. Per a la selecció de la caldera s'han d'establir un conjunt de criteris basats en paràmetres de disseny:

- i. Caudal de fluid tèrmic a proporcionar.
- ii. Temperatura d'entrada de l'aigua.
- iii. Temperatura de sortida del vapor.
- iv. Calor latent de l'aigua.

11.10.2.2 Procediment de selecció

El cabal necessari de vapor calculat a partir de tots els elements de la planta que requereixen de vapor és de 63989 kg/h.

Entre les calderes que ens proporciona l'empresa hi ha un model que s'ajusta a les nostres necessitats, ATTSU HH 20000 i ATTSU HH 10000. Es necessitaran 3 calderes del primer model i una caldera del segon model per abastir les necessitats.

Per calcular el cabal de vapor que proporciona una caldera, es pot utilitzar la següent equació:

$$m = \frac{P_{tèrmica}}{\lambda \cdot 1^{\circ}C} \quad \text{(Equació 11.86)}$$

On:

m	Cabal de vapor, kg/s
$P_{tèrmica}$	Calor generada, kW
λ	Calor latent del fluid, kJ/kg·°C

Sabent que el fluid a vaporitzar es aigua a 10 bars, el cabal que proporciona la caldera de vapor és el següent:

$$m = \frac{15167}{2400} = 8.4 \frac{kg}{s} = 22750 \frac{kg}{h}$$

1.10.2.3 Especificacions del disseny

Seguidament es mostra el full d'especificacions del proveïdor de calderes:

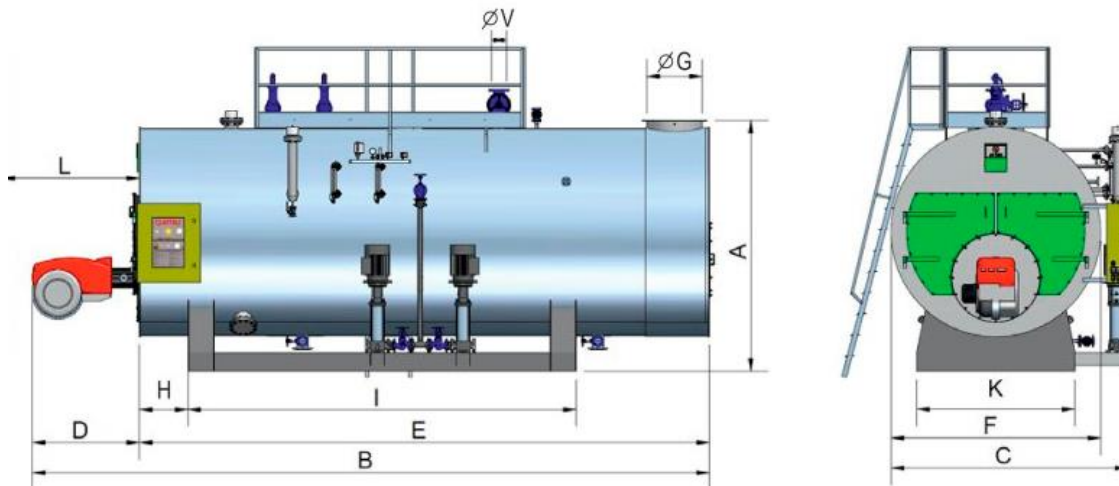


Figura 11.17. Esquema de la caldera de vapor ATTSU HH

Caldera modelo	HH	2.000	2.500	3.000	4.000	5.000	6.000	7.000	8.000	10.000	12.000	14.000	16.000	18.000
Producción de vapor	kg/h	2.000	2.500	3.000	4.000	5.000	6.000	7.000	8.000	10.000	12.000	14.000	16.000	18.000
	HP	153	192	230	307	383	460	536	613	766	920	1.073	1.226	1.380
Potencia térmica	kW	1.516	1.895	2.274	3.034	3.793	4.551	5.307	6.065	7.584	9.101	10.614	12.136	13.652
	kcal/h x 1.000	1.304	1.630	1.956	2.609	3.262	3.914	4.564	5.216	6.522	7.827	9.128	10.437	11.741
	Btu/h x 1.000	5.174	6.467	7.760	10.351	12.942	15.529	18.107	20.694	25.876	31.053	36.215	41.408	46.582
Consumo de combustible *	Gasóleo - Light Oil (8.900 kcal/l) (10,35 kW/l)	lts/h	141	176	211	281	351	421	491	561	700	840	980	1.120
	Fuelóleo - Heavy Oil (9.600 kcal/kg) (11,16 kW/kg)	kg/h	130	163	195	260	325	390	455	520	649	780	910	1.040
	Gas natural (9.500 kcal/Nm3) (11,04 kW/Nm3)	Nm3/h	130	163	195	260	325	390	455	519	649	779	909	1.038
	Propano - LPG (11.900 kcal/kg) (13,84 kW/kg)	kg/h	104	130	156	208	259	311	363	415	518	622	726	829
DIMENSIONES	A	mm	2.750	2.750	2.750	3.100	3.100	3.100	3.250	3.250	3.500	3.700	3.800	3.950
	B **	mm	4.550	5.050	5.700	5.750	6.850	8.000	7.800	8.750	9.200	9.100	10.450	11.100
	C	mm	2.550	2.550	2.550	2.900	2.900	2.900	3.100	3.100	3.400	3.600	3.700	3.850
	D **	mm	900	900	1.000	1.000	1.000	1.100	1.200	1.400	1.400	1.400	2.000	2.000
	E	mm	3.650	4.150	4.700	4.750	5.850	6.900	6.600	7.350	7.800	7.700	8.450	9.100
	F	mm	2.150	2.150	2.150	2.500	2.500	2.500	2.700	2.700	2.950	3.150	3.250	3.400
	G	mm	400	400	450	500	550	600	650	700	800	850	900	950
	H	mm	300	300	300	500	500	500	500	500	650	650	650	650
	I	mm	1.950	2.450	2.950	2.750	3.750	4.750	4.250	4.950	5.150	4.950	5.650	6.250
	K	mm	1.550	1.550	1.550	1.850	1.850	1.850	2.050	2.050	2.300	2.350	2.450	2.650
	L (desentubado) ≥	mm	2.750	3.250	3.750	3.650	4.650	5.650	6.050	6.350	6.150	6.850	7.450	7.400
Válvula de vapor	V para P =	8 bar	DN 65	DN 65	DN 80	DN 100	DN 100	DN 100	DN 125	DN 125	DN 150	DN 150	DN 200	DN 200
		10 bar	DN 65	DN 65	DN 80	DN 80	DN 100	DN 100	DN 125	DN 125	DN 150	DN 150	DN 200	DN 200
		12 bar	DN 50	DN 65	DN 65	DN 80	DN 80	DN 100	DN 100	DN 125	DN 125	DN 150	DN 150	DN 150
		14 bar	DN 50	DN 50	DN 65	DN 65	DN 80	DN 100	DN 100	DN 125	DN 125	DN 125	DN 150	DN 150
		16 bar	DN 50	DN 50	DN 50	DN 65	DN 65	DN 80	DN 100	DN 100	DN 125	DN 125	DN 125	DN 150

Figura 11.18. Especificacions de la caldera ATTSU HH 20000 i ATTSU HH 10000

11.10.3 CALDERA D'OLI TÈRMIC

Amb la incompatibilitat per escalfar amb vapor el reboiler de la columna C-601 perquè treballa a 146°C s'ha decidit dissenyar el reboiler amb oli tèrmic Therminol 66.

11.10.3.1 Criteris de selecció de la caldera d'oli tèrmic

Amb el disseny del reboiler amb el programa *Aspen Exchanger and Rating* disposem de les següents dades per fer la elecció de la caldera:

- i. Temperatura d'entrada del oli tèrmic.
- ii. Temperatura de sortida del oli tèrmic.
- iii. Calor específic de l'oli Therminol 66.
- iv. Cabal màssic d'oli que es requereix.

Amb aquestes dades es pot seleccionar la caldera d'oli tèrmic que es requereix per la planta sabent que per seguretat haurà de treballar a un 80% de la seva capacitat.

11.10.3.2 Procediment de selecció de la caldera d'oli tèrmic

El cabal d'oli tèrmic Therminol 66 que es requereix per els serveis de la planta és de 25989 kg/h.

De forma anàleg al càlcul de cabal de vapor es pot calcular el caudal que proporcionarà la caldera d'oli tèrmic sabent que s'ha escollit el model CL 1000 de l'empresa NOXMAN per proveir les nostres necessitats tèrmiques.

Per el càlcul del cabal es pot utilitzar la següent equació:

$$m = \frac{P_{tèrmica}}{C_p \cdot \Delta T} \quad \text{(Equació 11.87)}$$

On:

m	Cabal d'oli , kg/s
$P_{tèrmica}$	Calor dissipada per la torre, kW
C_p	Calor específica de l'oli, kJ/kg°C
ΔT	Increment de temperatura de l'oli

Amb aquestes condicions, el cabal d'oli tèrmic que proporciona la caldera és el següent:

$$m = \frac{1160}{2.195 \cdot 50} = 10.6 \frac{kg}{s} = 38050 \frac{kg}{h}$$

Amb aquest valor es requereixen d'una única caldera NOXMAN – CL 1000 per abastir el cabal de 25989 kg/h amb el sobre-cabal necessari per si incidències en el procés ho requereixen.

11.10.3.3 Especificacions del disseny

A continuació es mostren les especificacions de la caldera d'oli tèrmic:

DATOS GENERALES

Disposición	-	:	Horizontal/Vertical
Potencia útil nominal	kW	:	100 – 10 000
Temperatura diseño	°C	:	400
Temperatura máx. servicio	°C	:	360
Presión de diseño	bar	:	10
Combustible	-	:	Gas/Gasóleo/Fuel/Biogás
Número de serpentines:	-	:	3

Tapa de expansión inferior de serie

Ausencia de cemento refractario

Superficie de intercambio ampliada mediante fondo refrigerado

Posibilidad de realización de calderas con características especiales

Figura 11.19. Dades generals de les calderes d'oli tèrmic NOXMAN sèrie CL

Modelo	Potencia Kw	Altura mm (disp. vertical)	Diámetro mm
CL 300	360	1758	1154
CL 500	570	1984	1165
CL 1000	1160	2590	1460
CL 1500	1740	3345	1695
CL 2000	2330	3760	1964
CL 2600	3020	3902	1998
CL 3000	3480	4380	2457
CL 6000	7000	6004	2635

Figura 11.20. Dades de potencia i dimensionament de les calderes d'oli tèrmic NOXMAN sèrie CL.

El fabricant proporciona informació addicional com el consum de combustible a plena capacitat i les bombes de circulació d'oli, que són dades importants per el càlcul del consum d'energia d'operació de la caldera.

11.10.4 Torres de refrigeració

En quant a l'aigua de refrigeració per refredar els corrents de procés s'ha decidit utilitzar torres de refrigeració ja que proporcionen les millors avantatges per el procés, ja que són econòmiques i donen molta versatilitat a l'hora de operar amb elles.

11.10.4.1 Criteris de selecció de la torre de refrigeració

Les torres de refrigeració s'han de seleccionar entre els diferents models dels catàlegs dels fabricants reconeguts. S'ha escollit com a proveïdor de sistemes de refrigeració l'empresa TEVA. Per a la selecció de les torres de refrigeració s'han d'establir un conjunt de criteris basats en paràmetres de disseny:

- i. Caudal d'aigua refrigerant a proporcionar.
- ii. Temperatura d'entrada de l'aigua.
- iii. Temperatura de sortida de l'aigua.

11.10.4.2 Procediment de selecció

El cabal necessari d'aigua de refrigeració calculat a partir de tots els elements de la planta que requereixen d'aigua és de 1,881,274 kg/h.

Entre les torres de refrigeració que ens proporciona l'empresa hi ha una sèrie que s'ajusta a les nostres necessitats, TPAC 89 amb rebliment laminar, en el seu model més gran ja que requerim de molt cabal d'aigua.

Per calcular el cabal que proporciona la torre de refrigeració es pot fer de forma anàleg a la caldera d'oli tèrmic amb l'equació 11-2.

$$m = \frac{P_{tèrmica}}{C_p \cdot \Delta T} = \frac{5067 \text{ kW}}{4.2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot 20 ^\circ\text{C}} = 60.3 \text{ kg/s} = 217157 \text{ kg/h}$$

Amb aquest cabal d'aigua refrigerant són necessàries 9 torres de refrigeració.

11.10.4.3 Especificacions del disseny

A continuació es mostra el full d'especificacions:

Serie TPAC / Series TPAC (container)

Modelos	Con relleno laminar "TEVAFilm" With film filling "TEVAFilm"				Con relleno de goteo "TEVAPlash" With splash filling "TEVAPlash"				Nivel sonoro 15m (3) dB(A)	Potencia motor kW
	Potencia térmica kW	Pesos aproximados (kg)			Potencia térmica kW	Pesos aproximados (kg)				
		vacío	carga	Supl.		vacío	carga	Supl.		
Models	Heat rejection kW	Weigth aprox (kg)			Heat rejection kW	Weigth aprox (kg)			Noise level 15m (3) dB(A)	Power motor kW
		net	In oper	Supl.		net	In oper	Supl.		
TPACS 80	2840	3650	4395	490	2801	4450	5195	490	53	18,5
TPAC 80	2840	3580	4325	490	2801	4380	5125	490	62	18,5
TPACS 81	2962	3665	4410	490	2931	4465	5210	490	54	22
TPAC 81	3032	3600	4345	490	2949	4400	5145	490	62	22
TPACS 82	3277	3860	4605	500	3028	5070	5815	500	54	22
TPAC 82	3474	3795	4540	500	3093	5005	5750	500	62	22
TPACS 83	3627	3880	4625	500	3201	5090	5835	500	54	30
TPAC 83	3735	3825	4570	500	3416	5035	5780	500	63	30
TPACS 84	3947	4200	4945	510	3289	5810	6555	510	55	30
TPAC 84	3972	4105	4850	510	3480	5715	6460	510	63	30
TPACS 85	4072	4260	5005	510	3480	5870	6615	510	55	37
TPAC 85	4221	4135	4880	510	3575	5745	6490	510	64	37
TPACS 86	4272	4480	5415	620	3645	5940	6875	620	55	30
TPAC 86	4293	4425	5360	620	3839	5885	6820	620	63	30
TPACS 87	4467	4520	5455	620	3904	5980	6915	620	55	37
TPAC 87	4511	4455	5390	620	4098	5915	6850	620	64	37
TPACS 88	4669	4725	5660	650	3910	6675	7610	650	55	37
TPAC 88	4794	4640	5575	650	4221	6590	7525	650	64	37
TPACS 89	4893	4800	5735	650	4149	6750	7685	650	56	45
TPAC 89	5067	4690	5625	650	4388	6640	7575	650	64	45

Figura 11.21. Especificacions de les torres de refrigeració del catàleg TEVA sèrie TPAC.

Diseño con balsa de agua / Design with water basin

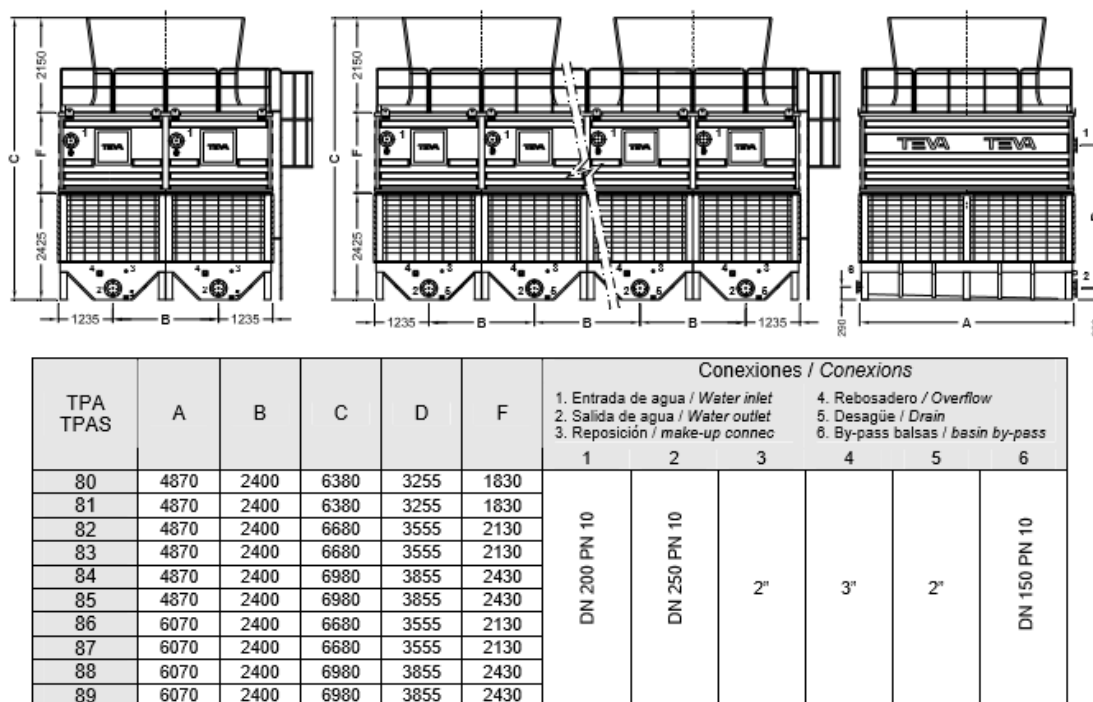


Figura 11.22. Dimensions de les torres de refrigeració del catàleg TEVA sèrie TPAC.

11.10.5 AIRE COMPRIMIT

Per l'elecció del equip de compressió d'aire es necessari fer una estimació del requeriment. La planta d'àcid fòrmic proposada no disposa de cap equip que requereixi aire comprimit de forma intensiva, per tant el consum vindrà donat per les vàlvules neumàtiques.

Existeix una regla de tres per estimar el consum: s'estima que en operació de cada llaç es requereix 1.5-3 m³/h .

$$Q_{aire} = 3N \quad \text{(Equació 11.88)}$$

On Q es el caudal d'aire comprimit requerit en m³/h i N és el número de llaços de control que requereixen el servei.

11.10.6 AIGUA DESCALCIFICADA

Per a la selecció del equip de descalcificació de l'aigua únicament hi ha dos requisits:

- i. Capacitat de l'equip.
- ii. Pressió de treball.

Es pot calcular el caudal d'aigua requerida per generar aigua descalcificada amb la següent equació:

$$Q_{requerit} = \frac{Q_{descalcificada}}{R} \quad \text{(Equació 11.89)}$$

On:

Q	Cabal, m ³ /h
R	Coeficient de recuperació, 0.60-0.1 en funció de la duresa de l'aigua.

11.10.7 NITROGEN

Per a l'elecció del equip de nitrogen es requereixen dos paràmetres:

- i. Cabal de venteig.
- ii. Pressió d'operació.

L'únic equip que requereix nitrogen (llevat de la posada en marxa) és el tanc d'emmagatzematge de metanol amb metoxi de sodi, donat que aquest tanc té una sortida de cabal molt poc significatiu en comparació amb la resta dels corrents del procés no requerirem d'un tanc gran d'emmagatzematge ja que els requeriments són mínims.

11.11. BALANÇ DE MATÈRIA

Els balanços de matèria s'han dut a terme mitjançant un procés iteratiu, a partir dels percentatges de separació (de les columnes de destil·lació, d'extracció i de la flash) i de la conversió dels reactors. Per dur a terme les diferents interaccions, es busca que a cada equip les entrades i sortides de massa siguin iguals, ja que el procés treballa en continu i per tant no hi ha acumulació.

Es comença suposant un cabal d'entrada de metanol, i es calcula el cabal corresponent de monòxid tenint en compte la proporció amb la que entren. El següent pas és calcular el cabal de residu de la columna C-301 que es recircularà al cabal d'entrada de metanol. S'itera fins que el cabal d'entrada a la columna és el mateix que la suma dels dos de sortida, i aleshores es fa el mateix procediment per la resta de recirculacions.

Quan s'assoleix el balanç de tot el procés i ja es coneix el cabal de sortida de producte final, es compara amb el que hauria de ser per tal que la producció sigui la desitjada. En el cas que no sigui el corresponent, es refà tot el mètode escollint un altre cabal d'entrada de reactius.

11. BIBLIOGRAFIA

- [1] American Petroleum Institute (API). Eleventh Edition, June 2007. *Welded Tanks for Oil Storage*.
- [2] Stanley M. Walas. *Chemical Process Equipment. Selection and Design*. Butterworth-Heinemann Series in Chemical Engineering, USA, 1990.
- [3] ASME Boiler and Pressure Vessel Code. Volume VIII, Division 1 *RULES FOR CONSTRUCTION OF PRESSURE VESSELS*. 2010 Edition. The American Society of Mechanical Engineers. Three Park Avenue, New York, NY.
- [4] Jogunola, O., Salmi, T., Kangas, M., Mikkola, J., P., *Determination of the kinetics and mechanism of methyl formate synthesis in the presence of a homogeneous catalyst*.
- [5] Ullman, F., *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*, Sisena edició, Alemanya, 2002.
- [6] <http://www.fondeyur.com/fondos-conformados-en-frio.pdf>
- [7] Thurgood, D. B., *Chem SA*, pàg. 487, setembre, 1984.
- [8] Bolles, W. L., i J. R. Fair, *I. Chem. E. Symp. Ser.* 56, pàg. 3.3/35, 1979.
- [9] Billet, R., *Distillation Engineering*, Chemical Publishing Co., Nova York, 1979.
- [10] Bolles, W. L., i J. R. Fair, *Chem. Eng.*, 12 de juliol, pàg. 109, 1982.
- [11] Ludwig, E. E., *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, vol. 2, Zona ed., Gulf Publishing, Houston, 1979.
- [12] Eckert, J. S., *Chem. Eng.*, pàg. 70, 14 d'abril, 1975.
- [13] Chen, G. K., *Chem. Eng.*, pàg. 40, 5 de març, 1984.
- [14] Robbins, L. A., *Chem. Eng. Prog.*, maig, pàg. 87, 1991.
- [15] Sinnott, R., i Towler, G., *Chemical Engineering Design*, Sena ed., Elsevier Limited of The Boulevard, Oxford, 2009.
- [16] Kister, H. Z., *Distillation Design*, McGraw-Hill, EEUU, 1992.

- [17] Suppes, G., J., *Selecting Thermodynamic Models for Process Simulation of Organic VLE and LLE Systems*, Departament d'Enginyeria Química, Universitat de Missouri-Columbia.
- [18] Branan, C., *Rules of Thumb for Chemical Engineers*, 4a ed., Elsevier Inc., Oxford, 2005.
- [19] Hladiy, S., Sterchevskyy, M., Pazderskyy, Y., Lastovyak, Y., *Method for production of formic acid*, US Patent 6713649/B1, 30 de març, 2004.
- [20] Pasek, J., Trejbal, J., i Roose, P., *Process of formic acid production by hydrolysis of methyl formate*, WO Patent 2013030162/A1, 7 de març, 2013.
- [21] Berg, L., Wendt, K. M., i Szabados, R. J., *Dehydration of formic acid by extractive distillation*, US Patent 4935100/A, 19 de juny, 1990.
- [22] Sorensen, J. M., *Liquid-liquid equilibrium data collection*, vol. 2 i 3, DECHEMA, Frankfurt, 1980.
- [23] Senol, A., *Liquid-liquid equilibria for mixtures*, *J. Chem. Eng. Data* **2005**, vol. 50, 713-718.
- [24] Demond, A., H., Lindner, A., S., *Estimation of Interfacial Tension between Organic Liquids and Water*, *Environ. Sci. Technol.* **1993**, vol. 27, pàgs. 2318-2331.
- [25] Lo, T. C., Baird, M. H. I., Hanson, C., *Handbook of Solvent Extraction*, Wiley-Interscience, USA, 1983.
- [26] Rydberg, J., Cox, M., Musikas, C., Choppin, G., R., *Solvent Extraction Principles and Practice*, 2ona ed., Marcel Dekker, Nova York, 2004.
- [27] Treybal, R., E., *Liquid Extraction*, 2ona ed., McGraw-Hill, Nova York, 1963.
- [28] Sitaramayya, T., Laddha, G., S., *Chem. Eng. Sci.* **13**, 263, 1961.
- [29] Chandrasekharan, P., Laddha, G., S., *Chemical Process Design, A Symposium, 24-25 July 1961*, Consell de Recerca Científica i Industrial, Nova Delhi, 1963, pàg. 129.
- [30] Degaleesan, T., E., Laddha, G., S., *Indian J. Technol.* **3**, 137, 1965.
- [31] Krishnan, M., R., V., Degaleesan, T., E., Laddha, G., S., document núm. HMT-9-71, *Primera Conferència Mundial de Transferència de Calor i Massa*, Madras, desembre de 1971.

[32] Christie.J. Geankoplis. Procesos de transporte y operaciones unitarias. 3a Edición.
México: CECSA,1998.

[33] <http://www.rockwool.es/>