PLANTA DE PRODUCCIÓ D'ÀCID FÒRMIC

ILANT Engineering

Universitat Autònoma de Barcelona
ESCOLA D'ENGINYERIA

Treball de Fi de Grau

GRAU EN ENGINYERIA QUÍMICA

Tutor: Josep Anton Torà

UAB Universitat Autònoma de Barcelona

escola d'enginyeria

CREUS BOSCH, JÚLIA
JOVELL HIDALGO, DANIEL
MIRANDA SALES , JOSELINE
TOSCA PRÍNCEP, ALBERT
TRIQUELL ROSADO, JOAN

Cerdanyola del Vallès, Juny de 2016

CAPÍTOL 11

MANUAL DE CÀLCULS

PLANTA DE PRODUCCIÓ D'ÀCID FÒRMIC

CAPÍTOL 11. MANUAL DE CÀLCULS

11.1. DISSENY DELS TANCS D'EMMAGATZEMATGE 6

11.1.1. CONSIDERACIONS I CARACTERÍSTIQUES DE DISSENY 7

11.1.2. PARÀMETRES DE DISSENY DELS EQUIPS 9

11.1.3. ALTRES PARÀMETRES DE DISSENY DELS EQUIPS 12

11.1.4. DISSENY MECÀNIC 15

11.1.5. DISSENY DEL TANC D'EMMAGATZEMATGE DEL METANOL 16

11.1.6. DISSENY DEL TANC D'EMMAGATZEMATGE DEL METÒXID DE POTASSI 16

11.1.7. DISSENY DEL TANC D'EMMAGATZEMATGE D'ÀCID FÒRMIC 17

11.1.8. DISSENY DEL TANC D'EMMAGATZEMATGE D'ALCOHOL BENZÍLIC 20

11.1.9. DISSENY DEL TANC D'EMMAGATZEMATGE DE MONÒXID DE CARBONI 21

11.1.10. GRUIX DE L'AÏLLANT 22

11.1.11. CUBETES 22

11.1.12. ZONES DE CÀRREGA I DESCÀRREGA 25

11.1.13. SUPORTS 25

11.1.14. VENTEIG 25

11.1.15. CONNEXIONS 26

11.2. DISSENY DELS TANCS PULMÓ 26

11.2.1. DISSENY DELS TANCS PULMÓ 26

11.2.2. CONDICIONS I CARACTERÍSTIQUES DE DISSENY DELS TANCS PULMÓ 27

11.2.3. DISSENY MECÀNIC DELS TANCS PULMÓ 27

11.2.4. DISSENY DELS TANCS DE REFLUX 27

11.2.5. CONDICIONS I CARACTERÍSTIQUES DE DISSENY DELS TANCS DE REFLUX 28

11.2.6. PARÀMETRES DELS TANCS DE REFLUX 29

11.3. DISSENY DE LES COLUMNES 31

11.3.1. DISSENY FUNCIONAL DE LES COLUMNES DE DESTIL·LACIÓ 31

11.3.2. SELECCIÓ DE LES CONDICIONS D'OPERACIÓ I CÀLCULS RIGUROSOS DELS PARÀMETRES TEÒRICS DE LA COLUMNA 32

11.3.3. ELECCIÓ, DISSENY I DIMENSIONAMENT 37

11.3.4. DISSENY I CÀLCULS MECÀNICS DEL RECIPIENT 48

11.3.5. COLUMNA DE DESTIL·LACIÓ EXTRACTIVA 57

11.4. REACTORS 65

11.4.1. REACTOR DE CARBONILACIÓ R-201 65

11.4.2. REACTOR D'HIDRÒLISI R-401 83

11.5. BESCANVIADORS 94

11.5.1. Disseny dels bescanviadors 94

11.6. CANONADES I VÀLVULES 101

11.6.1. CANONADES 101

11.6.2. CÀLCUL DEL DIÀMETRE NOMINAL 101

11.6.3. SELECCIÓ DE L'AÏLLAMENT 103

11.6.4. CÀLCUL DELS VENTEJOS 104

11.7. BOMBES I COMPRESSORS 105

11.7.1. SELECCIÓ DE BOMBES I COMPRESSORS 105

11.7.2. CÀLCUL DE LA POTÈNCIA 108

11.7.3. CÀLCUL DE LA CÀRREGA TOTAL DEL SISTEMA 108

11.8. DISSENY DELS SEPARADORS VAPOR – LÍQUID (*FLASH VESSELS*) 108

11.8.1. INTRODUCCIÓ 108

11.8.2. DIMENSIONAMENT BÀSIC 109

11.8.3. SEPARADOR VERTICAL I HORITZONTAL 110

11.8.4. DISSENY MECÀNIC DEL TANC, CONNEXIONS I ELEMENTS INTERNS 112

11.9. SERVEIS 113

11.9.1. TORRES DE REFRIGERACIÓ 114

11.9.2. CHILLERS 116

11.9.3. CALDERES 116

11.9.4. DESCALCIFICADORS 117

11.9.5. Tanc de nitrogen 117

11.9.6. Sistema d'aire comprimit 120

11.10. BIBLIOGRAFIA 121

11.1. DISSENY DELS TANCS D'EMMAGATZEMATGE

Les matèries primeres i compostos necessaris com el catalitzador o l'agent extractor requeriran d'uns tancs d'emmagatzematge per a cadascun d'ells. De la mateixa manera, també tindrà uns tancs d'emmagatzematge el producte, l'àcid fòrmic.

METANOL

- Altament inflamable.
- Mescla explosiva amb l'aire i el vapor.

METÒXID DE POTASSI AL 30% DE METANOL

- Altament inflamable.
- Reaccions que poden produir un incendis o explosions.
- Mescla explosiva amb l'aire o vapor.
- Corrosiu.

ALCOHOL BENZÍLIC

- Molt nociu.
- Combustible.

ÀCID FÒRMIC

- Combustible.
- Mescla explosiva amb l'aire o vapor.

El projecte ha fet referència al *Reglamento de Almacenamiento de Productos Químicos*, el qual estarà compost per:

- Memòria tècnica on consten la descripció física, el sistema contra incendis, els elements de seguretat, l'estudi de zones classificades,...
- Plans que inclouran els mapes geogràfics, plànols generals, plànols de les instal·lacions i plànols detallats.
- Pressupost econòmic.
- Instruccions per al seu ús, conservació i seguretat de la instal·lació, pel que fa a les persones, béns i medi ambient.

Els tancs d'emmagatzematge poden ser tancs atmosfèrics, tancs a baixa pressió i recipients a pressió.

El material de construcció utilitzat per als recipients d'emmagatzematge serà acer inoxidable i més concretament, d'acer inoxidable AISI 316L, ja que presenta gran compatibilitat quan es tracten substàncies químiques corrosives.

Tots els tancs d'emmagatzematge de fons pla tindran una superfície de ciment de 30 cm per sobre de sol i que serà impermeable al producte que contindrà, de manera que així es poden evitar que les fugues surtin a l'exterior.

11.1.1. CONSIDERACIONS I CARACTERÍSTIQUES DE DISSENY

Per tal de dur a terme el disseny mecànic dels diferents equips, s'utilitzarà el codi API 650 (*American Petroleum Institute*) pels tancs que es trobin a pressió atmosfèrica i el codi ASME (*American Society of Mechanicals Engineers*) pels tancs que es trobin a una pressió superior a la atmosfèrica.

Per altra banda, el disseny dels ventejos seguirà el codi API 2000 i la instrucció tècnica complementaria ITC MIE-APQ 1, NTP-9.

VOLUM DE DISSENY

El volum útil del tanc ha estat el 80% del total i per tant, els càlculs s'han dut a terme al volum total, tot i que no estigui ple al 100%.

$$V_{útil} = V_{total} \cdot 0{,}80 \qquad (11.1\text{-}1)$$

PRESSIÓ DE DISSENY

Pel codi ASME, s'ha dimensionat un 15% la pressió de disseny com a marge de seguretat en cas de qualsevol imprevist. Així la pressió de disseny serà un 15% de la pressió de treball.

$$P_{disseny} = P_{treball} + P_{hidrostàtica} + (P_{treball} + P_{hidrostàtica}) \cdot 0{,}15 \qquad (11.1\text{-}2)$$

$$P_{disseny} = P_{treball} + \Delta P + 0{,}50 \qquad (11.1\text{-}3)$$

TEMPERATURA DE DISSENY

Per al càlcul de la temperatura de disseny, es suma un marge de seguretat a la temperatura màxima de treball.

$$T_{disseny} = T_{total} + 20^{o}C \qquad (11.1\text{-}4)$$

PRESSIÓ HIDROSTÀTICA

És la pressió del fluid exercida sobre el tanc.

$$P_{hidrostàtica} = \rho \cdot g \cdot h \qquad (11.1\text{-}5)$$

MATERIALS DE DISSENY

Per als tancs s'ha escollit un acer inoxidable, ja que tots ells són corrosius. En concret s'ha escollit el AISI 316L. La seva composició és:

- 0,02% de Carboni.
- 0,00% de Nitrogen.
- 17,2% de Crom.
- 10,1% de Níquel.
- 2,10% de Molibdè.

TENSIÓ MÀXIMA ADMISSIBLE

$S = 15700\, psi$ pel cas de l'acer inoxidable 316L que és el que s'utilitza per a la construcció de tots els tancs d'emmagatzematge.

EFICÀCIA DE LA SOLDADURA:

La unió entre les planxes es realitza en equips a mesura mitjançant soldadura. Aquest tram discontinu on l'afecció dels límits del gra del material es veuen més exposats i el material pot quedar debilitat front a una disminució o augment de la temperatura de manera sobtada a de considerar-se una zona dèbil de l'equip.

Per aquest motiu i segons els punts de soldadura, ha d'introduir-se un coeficient de soldadura que penalitzi la tensió màxima admissible. El coeficient seleccionat és de 0,85.

RADIOGRAFIAT

S'ha pres un radiografiat parcial per a tots els equips.

CORROSIÓ ADMISSIBLE

S'ha preestablert un valor de corrosió admissible igual al màxim de espessor que pugui corroure els diferents compostos.

SOBRE-ESPESSOR PER CORROSIÓ

El sobre-espessor per corrosió, C_1, ha de ser el suficient per compensar la corrosió, erosió o abrasió mecànica que pot sofrir l'equip durant la seva vida útil.

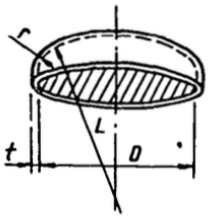
Normalment aquest valor es troba entre 1 i 6 mil·límetres, factor que es afegit als espessors obtinguts per poder resistir les càrregues a les quals es troben sotmesos els recipients.

TOLERÀNCIA A LA FABRICACIÓ

A les curvatures dels fons toriesfèrics, és a dir, a les parts de l'equip en que el material sofreix una deformació, es perd certa part de l'espessor i per tant, s'afegeix un 12,5% del gruix del capçal a l'espessor obtingut inicialment.

FACTOR M

El factor M correspon a la relació entre els radis que formen el capçal toriesfèric, r i L, on aquests corresponen als radis mostrats a la **Figura 11-1** i es calculen les equacions



corresponents .

Figura 11-1 Variables per al capçal toriesfèric.

On:

$$L = 0{,}900 \cdot D \qquad (11.1\text{-}6)$$

$$r = 0{,}085 \cdot L \qquad (11.1\text{-}7)$$

11.1.2. PARÀMETRES DE DISSENY DELS EQUIPS

Els tancs d'emmagatzematge han seguit dos codis de disseny diferents, el codi API 650 (1) i el codi ASME (2).

API 650

- Disseny del fons

El disseny del fons serà a partir d'una placa plana on la resistència mínima permissible és de 1,465 kg/cm^2 i l'espessor dels fons acostuma a ser menor al del propi cos del tanc d'emmagatzematge. El fons serà suportat per una base de ciment, la qual suportarà tot el pes del tanc ple.

L'espessor mínim del tanc és de 6,3 mil·límetres excloent la corrosió permissible tabulada. Per altra banda, el diàmetre exterior del fons de ciment ha de ser al menys de 51 mil·límetres més que el diàmetre dels cos del tanc.

- Disseny i càlcul del cos

L'espessor de la paret del cos ha de ser major que el calculat per les condicions de càrrega hidrostàtica, però aquest mai ha de ser menor a 4,76 mil·límetres quan el diàmetre nominal sigui menor a 15,24 metres.

Per tal de realitzar aquest càlcul, s'ha utilitzat el mètode d'un peu, que consisteix en calcular l'espessor en les condicions de disseny i de prova hidrostàtica, amb les equacions següents:

$$td = \frac{0{,}0005 \cdot D \cdot (H - 30{,}48) \cdot G}{Sd} + C.A. \qquad (11.1\text{-}8)$$

$$td = \frac{0{,}0005 \cdot D \cdot (H - 30{,}48) \cdot G}{St} + C.A. \qquad (11.1\text{-}9)$$

On:

- td: és l'espessor en condicions de disseny (mm).
- tt: és l'espessor per prova hidrostàtica (mm).
- D: és el diàmetre nominal del tanc (cm).
- H: és l'alçada del disseny del nivell del líquid (m).
- G: és la densitat relativa del líquid a emmagatzemar o l'aigua per a la prova hidrostàtica (Kg/cm^3).
- C.A.: és la corrosió permissible (mm).
- Sd: és l'esforç permissible per condicions de disseny (Kg/cm^2).
- St: és l'esforç permissible per condicions de prova hidrostàtica (Kg/cm^2).

- Disseny i càlcul del capçal

Independentment de la forma o la configuració del suport elegit, és necessari que el capçal dissenyat pugui suportar una càrrega mínima d'almenys 1,76 kg/cm2 més la càrrega morta ocasionada pel mateix; per tant, les plaques del capçal tindran un espessor mínim nominal de 4,70 mil·límetres. A més, tots els membres estructurals tan interns com externs de capçals auto-suportats tindran un espessor mínim nominal de 4,32 mil·límetres.

Els capçals dissenyats són cònics auto-suportats, amb un pendent d'entre 9,5 i 37°, així doncs, s'ha elegit 20° respecte l'horitzontal. L'espessor del capçal vindrà calculat per l'equació següent, i aquesta mai serà menor de 4,76 mil·límetres.

$$t = \frac{D}{4800 \cdot sin\theta} \qquad (11.1\text{-}10)$$

On:

- tt: és l'espessor mínim requerit (cm).
- D: és el diàmetre del tanc (cm).
- θ: és l'angle amb respecte a l'horitzontal (en graus °).

ASME

- Disseny del fons

Per al disseny del fons, també constarà d'una placa plana de 6,3 mil·límetres de gruix com a mínim.

- Disseny i càlcul del cos

Per poder calcular l'espessor necessari per les condicions de treball, es necessitarà la següent equació.

$$t_{cos} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0{,}6 \cdot P} + CA + C_1 \qquad (11.1\text{-}11)$$

On:

- t_{cos}: és l'espessor mínim requerit (polzades).
- P: és la pressió màxima de treball (psi).
- S: és l'esforç permissible del material (psi).
- E: és la eficàcia de la soldadura.
- R: radi intern del tanc (polzades).
- C.A.: és la corrosió admissible (polzades).
- C_1: és la tassa de corrosió per any de vida útil (polzades).

- Disseny i càlcul del capçal

Per poder calcular l'espessor necessari per les condicions de treball, es necessitarà la següent equació amb la corresponent relació L/r.

$$t_{capçal} = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0{,}2 \cdot P} + C.A. + C_1 + C_2 \qquad (11.1\text{-}12)$$

On:

- $t_{capçal}$: és l'espessor mínim requerit (polzades).
- P: és la pressió màxima de treball (psi).

- L: és el radi de l'esfera interior del tanc (polzades).
- M: és la constant que relaciona els fons toriesfèrics.
- S: és l'esforç permissible del material (psi).
- E: és la eficàcia de la soldadura.
- C_1: és la tassa de corrosió per any de vida útil (polzades).
- C_2: és la constant de tolerància de fabricació (polzades).

11.1.3. ALTRES PARÀMETRES DE DISSENY DELS EQUIPS

CÀLCUL DEL DIÀMETRE I DE LA LONGITUD DEL TANC A PARTIR DEL VOLUM

S'ha calculat el volum del tanc a partir de la producció diària del component corresponent.

$$V_{tanc} = \frac{Q\left[\frac{kg}{dia}\right] \cdot dies\ stock[dies]}{\rho\ \left[\frac{kg}{m^3}\right]} \qquad (11.1\text{-}13)$$

On:

- Q: és el cabal diari de component (kg/dia).
- Dies d'*stock*: són els dies que es mantindrà el component a dins del tanc (dies).
- ρ: és la densitat de la mescla de dins del tanc (kg/m^3).

Amb el volum obtingut, es calcula el diàmetre i l'alçada amb la relació $H_{cilindre}$/D d'entre 1,5 i 2 per al disseny de tancs cilíndrics verticals.

$$D = \sqrt[3]{\frac{V\ [m^3]}{4 \cdot 1{,}5 \cdot \pi}} \qquad (11.1\text{-}14)$$

$$H = 1{,}5 \cdot D \qquad (11.1\text{-}15)$$

CÀLCUL DELS VOLUMS

Els volums corresponents a cada part han estat:

- Toriesfèric

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{cos}^2 \cdot H_{cos} \qquad (11.1\text{-}16)$$

$$V_{sostre} = 0{,}08089 \cdot D^3 \qquad (11.1\text{-}17)$$

$$V_{fons} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{fons}^2 \cdot H_{fons} \quad (11.1\text{-}18)$$

- Cònic

$$V_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{cos}^2 \cdot H_{cos} \quad (11.1\text{-}19)$$

$$V_{sostre} = \frac{\pi}{3} \cdot \frac{D_{sostre}^2}{4} \cdot H_{cos} \quad (11.1\text{-}20)$$

$$V_{fons} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{fons}^2 \cdot H_{fons} \quad (11.1\text{-}21)$$

CÀLCUL DE LES ALTURES DEL TANC

- Toriesfèric:

Per al càlcul de l'alçada del cilindre, s'ha de seguir la relació $H_{cilindre}/D$.

Per al càlcul de l'alçada total del capçal toriesfèric es té en compte diferents variables.

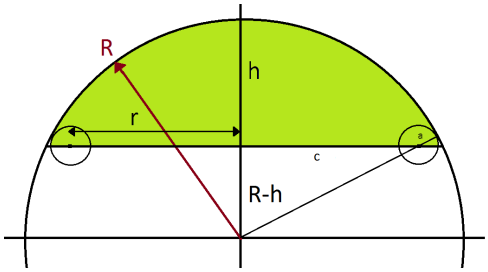


Figura 11-2 Variables del capçal toriesfèric..

$$h_{toriesfèric} = R - \sqrt{(a + c - R) \cdot (a - c - R)} \quad (11.1\text{-}22)$$

On:

- R: és el radi del tanc (m).
- a: és el radi interior del capçal (0,06-1·D) (m).
- c: és la distància fins al punt a (m).

Així doncs, l'altura total de l'equip amb el capçal toriesfèric seguirà la següent equació.

$$H_{equip} = H_{cilindre} + h_{toriesfèric} = 1{,}5 \cdot D + h_{toriesfèric} \quad (11.1\text{-}23)$$

- Cònic:

Per al càlcul de l'alçada del capçal cònic s'han utilitzat les següents normes trigonomètriques:

$$r = \cos\theta \cdot hipotenusa \quad (11.1\text{-}24)$$

$$h_{con} = \sin\theta \cdot hipotenusa \quad (11.1\text{-}25)$$

On:

- r: és el radi del tanc (m).
- Hipotenusa: és la hipotenusa del con (m).
- h_{con}: és l'alçada del con (m).
- θ: és l'àngle amb respecte a l'horitzontal (en graus °).

Així doncs, l'alçada del con és:

$$h_{con} = \frac{r \sin\theta}{\cos\theta} \quad (11.1\text{-}26)$$

Així doncs, l'alçada del corresponent equip seguirà la següent equació.

$$H_{equip} = H_{cilindre} + h_{con} = 1{,}5 \cdot D + h_{con} \quad (11.1\text{-}27)$$

CÀLCUL DELS PESOS DELS TANCS BUITS

- Toriesfèric

$$M_{cos} = \pi \cdot \left(R_{ext\ cos}^2 - R_{int\ cos}^2\right) \cdot H_{cos} \cdot \rho_{acer} \quad (11.1\text{-}28)$$

$$M_{sostre} = \left(\frac{\pi}{3} \cdot \frac{(D_{ext\ sostre}^2 - D_{int\ sostre}^2}{4} \cdot H_{cos}\right) \cdot \rho_{acer} \quad (11.1\text{-}29)$$

$$M_{fons} = \left(\frac{\pi}{4} \cdot D_{fons}^2\right) \cdot \rho_{acer} \quad (11.1\text{-}30)$$

$$M_{toriesfèric\ buit} = M_{cos} + M_{sostre} + M_{fons} \quad (11.1\text{-}31)$$

- Cònic

$$M_{cos} = \pi \cdot \left(R_{ext\ cos}^2 - R_{int\ cos}^2\right) \cdot H_{cos} \cdot \rho_{acer} \quad (11.1\text{-}32)$$

$$M_{sostre} = \left((0{,}08089 \cdot D^3_{ext\ sostre}) - (0{,}08089 \cdot D^3_{ext\ sostre})\right) \cdot \rho_{acer} \qquad (11.1\text{-}33)$$

$$M_{fons} = \left(\frac{\pi}{4} \cdot D^2_{fons}\right) \cdot \rho_{acer} \qquad (11.1\text{-}34)$$

$$M_{cònic\ buit} = M_{cos} + M_{sostre} + M_{fons} \qquad (11.1\text{-}35)$$

CÀLCUL DELS PESOS DELS TANCS PLENS

$$M_{toriesfèric\ ple} = M_{toriesfèric\ buit} + \left(V_{líquid} \cdot \rho_{acer}\right) \qquad (11.1\text{-}36)$$

$$M_{cònic\ ple} = M_{cònic\ buit} + \left(V_{líquid} \cdot \rho_{acer}\right) \qquad (11.1\text{-}37)$$

CÀLCUL DEL DISCS DE RUPTURA

Segons la guia de bones pràctiques NTP-457 del INSHT, *Reglamento de Aparatos a Presión* i del *Reglamento sobre Almacenamiento de Productos Químicos*, es necessita d'un disc de ruptura per tal de protegir un recipient per alleujament de pressions per la descàrrega del fluid. L'àrea del disc de ruptura és la següent.

$$A_0 = \frac{0{,}6211 \cdot Q_m}{f_u \cdot \alpha \cdot (\delta_p \cdot \rho)^{\frac{1}{2}}} \qquad (11.1\text{-}38)$$

On:

- A_0: és l'àrea del disc de ruptura, mm^2.
- Q_m: és el cabal màssic a descarregar, kg/h.
- α: és el coeficient de descàrrega de la boca de sortida (0,62 o segons reglaments o normes determinades).
- ρ: és la densitat del fluid, kg/m^3.
- En tots els tancs, es pren un *stock* de 3 dies, degut a possibles festius.

11.1.4. DISSENY MECÀNIC

A tots els tancs s'hi ha col·locat una làmina d'aïllant de llana de vidre i una fina xapa d'acer a continuació d'1 mil·límetre per tal d'assegurar una bona seguretat en el tanc.

11.1.5. DISSENY DEL TANC D'EMMAGATZEMATGE DEL METANOL

Tal i com s'ha mencionat, el metanol és una substància química inflamable i per tant, seguirà la normativa ITC MIE-APQ, per a l'emmagatzematge de substàncies químiques liquides inflamables i combustibles.

Tal i com s'ha esmentat en el Capítol 5. Seguretat i Higiene, el metanol pertany a la Classe B. Així doncs, és una substància amb punt d'inflamació inferior a 55°C, és de 12°C. El tanc d'emmagatzematge de metanol es troba a l'exterior de la planta i segueix el codi ASME.

Taula 11-1 Paràmetres del tanc de metanol.

PARÀMETRES	VALORS
V total (m^3)	120,0
n° tancs	4
Ocupació del tanc (%)	80,00
Relació H/D	1,500
D tanc (m)	5,700
H cos (m)	8,550
Tipus de capçal	Toriesfèric
H capçal (m)	1,112
H total (m)	9,662
H líquid (m)	7,125
ρ líquid (Kg/m^3)	792
t cos (mm)	10
t fons (mm)	6,350
t capçal (mm)	6,350
P operació (bar)	1,2
P disseny (bar)	1,98
T operació (°C)	25
T disseny(°C)	50
Material	AISI 316L
ρ material (Kg/m^3)	7950
Pes buit (Kg)	1840
Pes ple (Kg)	78650

11.1.6. DISSENY DEL TANC D'EMMAGATZEMATGE DEL METÒXID DE POTASSI

El metòxid de potassi és una substància química inflamable i pertany a la Classe B, igual que el metanol, el seu punt d'inflamació és inferior a 55°C, és de 15°C. El tanc d'emmagatzematge de metanol es troba a l'exterior de la planta i segueix el codi ASME.

Taula 11-2 Paràmetres del tanc de mètoxid de potassi.

PARÀMETRES	VALORS
V total (m^3)	85,00
n° tancs	1
Ocupació del tanc (%)	80,00
Relació H/D	1,500
D tanc (m)	5,072
H cos (m)	6,087
Tipus de capçal	Toriesfèric
H capçal (m)	0,9864
PARÀMETRES	**VALORS**
H total (m)	7,073
H líquid (m)	5,073
ρ líquid (Kg/m^3)	985
t cos (mm)	6,350
t fons (mm)	6,350
t capçal (mm)	3,000
P operació (bar)	1,2
P disseny (bar)	1,98
T operació (°C)	25
T disseny (°C)	50
Material	AISI 316L
ρ material (Kg/m^3)	7950
Pes buit (Kg)	1100
Pes ple (Kg)	68417

11.1.7. DISSENY DEL TANC D'EMMAGATZEMATGE D'ÀCID FÒRMIC

Segons la normativa espanyola, l'àcid fòrmic pertany a la Classe C. Per tant, és una substancia química amb un punt d'inflamació està entre 55°C i 100°C. És de 69°C. El tanc d'emmagatzematge es troba a l'exterior de la planta i segueix el codi API 650.

L'àcid fòrmic té un punt de fusió de 8°C, per tant, a l'hivern pot tenir risc de congelació. Així doncs, s'ha vist necessari la implementació d'un serpentí per tal d'aconseguir una temperatura estable a l'interior del tanc.

CÀLCUL DEL SERPENTÍ:

El disseny del serpentí ha estat extret del *Perry's* (3).

- Calor perdut en el tanc

S'ha calculat el calor perdut per segon al tanc a través del gruix d'acer i del gruix d'aïllant.

$$Q = \frac{T_{int} - T_{ext}}{\frac{\ln\left(\frac{r_m}{r_i}\right)}{k_{acer}} + \frac{\ln\left(\frac{r_e}{r_m}\right)}{k_{aïllant}}} \qquad (11.1\text{-}39)$$

On:

- T: és la temperatura a l'interior i l'exterior del tanc d'emmagatzematge (en graus, °).
- Δx: és el gruix de l'aïllant o bé de l'acer (m).
- k: és la conductivitat tèrmica de l'acer (W/m^{2}K).
- q: és el cabal de calor per metre quadrat (W/m^2).
- r_m, r_e i r_i: són els diferents radis del cilindre.
- A_{ml}: és l'àrea mitjana logarítmica (m^2).

$$A_{ml} = 2 \cdot \pi \cdot H \cdot \frac{r_e - r_i}{\ln\left(\frac{r_e}{r_i}\right)} \qquad (11.1\text{-}40)$$

Un cop obtingut el cabal de calor que es perd pel tanc d'emmagatzematge, es calcula l'àrea d'intercanvi entre el vapor del serpentí i l'àcid fòrmic de dins del tanc.

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \ ; A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} \qquad (11.1\text{-}41)$$

On:

- Q: és el cabal de calor (W).
- ΔT_{ml}: és la temperatura mitjana logarítmica entre el vapor, l'exterior i el compost (en graus, °).

$$\Delta T_{ml} = \frac{\left(T_{vapor} - T_{fòrmic}\right) - \left(T_{vapor} - T_{exterior}\right)}{\ln\left(\frac{\left(T_{vapor} - T_{fòrmic}\right)}{\left(T_{vapor} - T_{exterior}\right)}\right)} \qquad (11.1\text{-}42)$$

- U: és el coeficient global de transferència de calor.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{vapor}} + \frac{1}{h_{àcid\ fòrmic}} + \frac{\Delta x_{acer}}{k_{acer}} \qquad (11.1\text{-}43)$$

On les h són els coeficients individuals de transferència de calor bibliogràfiques, 150 W/m^{2}K per a l'àcid fòrmic i 1500 W/m^{2}K per al vapor, valors extrets de *Coulson & Richardson's Chemical Engineering* (4).

Un cop s'ha obtingut l'àrea de bescanvi entre el vapor i el compost, es calcula la llargada del serpentí.

$$A = L_{serpentí} \cdot D_{serpentí} \cdot \pi \ ; \ L_{serpentí} = \frac{A}{D_{serpentí} \cdot \pi} \qquad (11.1\text{-}44)$$

Seguidament, amb la llargada i el diàmetre, es calcula el cabal de vapor que s'introduirà. S'ha de tenir en compte que el vapor només canviarà d'estat, entrarà i sortirà a la mateixa temperatura.

$$Q = m_{màssic} \cdot \lambda \ ; \ m_{màssic} = \frac{Q}{\lambda} \qquad (11.1\text{-}45)$$

On:

- m: és el cabal màssic de vapor que s'ha d'introduir (kg/s).
- λ: és el calor latent de vaporització del vapor (kJ/kg).

A continuació, es calcula el valor del cabal volumètric de vapor a partir de la seva densitat.

$$m_{volumètric} = \frac{m_{màssic}}{\rho} \qquad (11.1\text{-}46)$$

On la densitat es calcula per gasos ideals.

$$\rho = \frac{PM \cdot P_{vapor}}{R \cdot (T_{vapor} + 273)} \qquad (11.1\text{-}47)$$

On:

- PM: és el pes molecular del vapor, és a dir, de l'aigua (kg/kmol).
- P_{vapor}: és la pressió a la qual entra el vapor pel serpentí (atm).
- R: és la constant de gasos ideals, 0,082 (atm·m^3/K·kmol).
- T: la temperatura a la qual entra el vapor al serpentí (en graus, ^{o}).

Amb la informació obtinguda de la densitat i del cabal màssic del serpentí, es calcula la velocitat per la qual circula el vapor pel serpentí amb l'àrea de pas o secció del serpentí.

$$v_{vapor} = A_{pas\ del\ serpentí} \cdot m_{volumètric} \qquad (11.1\text{-}48)$$

On l'àrea de pas és la secció transversal del serpentí.

$$A_{pas\ del\ serpentí} = \frac{\pi}{4} D^2_{serpentí} \qquad (11.1\text{-}49)$$

Després d'aquests càlculs i suposant que prové aigua de l'àrea de serveis, s'extreu que la longitud del serpentí és de 52 metres amb un diàmetre de 4 polzades. La velocitat a l'interior del serpentí és de 3,3 m/s.

Taula 11-3 Paràmetres del tanc d'àcid fòrmic.

PARÀMETRES	VALORS
V total (m^3)	250,0
n° tancs	4
Ocupació del tanc (%)	80,00
PARÀMETRES	**VALORS**
Relació H/D	1,500
D tanc (m)	5,970
H cos (m)	8,950
Tipus de capçal	Cònic
H capçal (m)	0,7720
H total (m)	9,720
H líquid (m)	7,780
ρ líquid (Kg/m^3)	1220
t cos (mm)	4,760
t fons (mm)	6,350
t capçal (mm)	5
P operació (bar)	1
P disseny (bar)	1
T operació (°C)	25
T disseny (°C)	50
Material	AISI 316L
ρ material (Kg/m^3)	7950
Pes buit (Kg)	9983,2
Pes ple (Kg)	264382,2

11.1.8. DISSENY DEL TANC D'EMMAGATZEMATGE D'ALCOHOL BENZÍLIC

Segons la normativa espanyola, l'alcohol benzílic pertany a la Classe C. Per tant, és una substancia química amb un punt d'inflamació entre 55°C i 100°C, de 69°C. El tanc d'emmagatzematge es troba a l'exterior de la planta i segueix el codi API 650.

L'àcid fòrmic té un punt de fusió de 8°C, per tant, a l'hivern pot tenir risc de congelació. Així doncs, s'ha vist necessari la implementació d'un serpentí per tal d'aconseguir una temperatura estable a l'interior del tanc.

Taula 11-4 Paràmetres del tanc d'alcohol benzílic.

PARÀMETRES	VALORS
V total (m^3)	150,0
n° tancs	2
Ocupació del tanc (%)	80,00
Relació H/D	1,500
D tanc (m)	6,298
H cos (m)	9,447
Tipus de capçal	Toriesfèric
H capçal (m)	1,217
H total (m)	10,66
H líquid (m)	7,873
ρ líquid (Kg/m^3)	998,0
PARÀMETRES	**VALORS**
t cos (mm)	12,00
t fons (mm)	6,350
t capçal (mm)	6,350
P operació (bar)	1,000
P disseny (bar)	2,440
T operació (°C)	25,00
T disseny (°C)	50,00
Material	AISI 316L
ρ material (Kg/m^3)	7950
Pes buit (Kg)	9983
Pes ple (Kg)	264382

11.1.9. DISSENY DEL TANC D'EMMAGATZEMATGE DE MONÒXID DE CARBONI

Segons la normativa espanyola, l'alcohol benzílic pertany a la Classe A. Per tant, és una substancia química amb un punt d'inflamació inferior de 55°C. El tanc d'emmagatzematge es troba a l'exterior de la planta i es troba en estat criogènic.

El tanc de monòxid de carboni és un tanc estàndard de la companyia LINDE i té les següents característiques.

Taula 11-5 Paràmetres del tanc de monòxid de carboni.

PARÀMETRES	VALORS
V total (m^3)	200,0
n° tancs	2
Ocupació del tanc (%)	80,00
Relació H/D	1,500
D tanc (m)	2,400
H cos (m)	8,350

PARÀMETRES	VALORS
Tipus de capçal	Toriesfèric
H líquid (m)	6,680
ρ líquid (Kg/m^3)	0,970
P disseny (bar)	15,63
Material exterior	Acer inoxidable
Material interior	Acer al carboni
Pes buit (Kg)	9,840

11.1.10. GRUIX DE L'AÏLLANT

Per al càlcul del gruix de l'aïllant s'ha emprat un programa informàtic anomenat INSULAN de la empresa Calorcol que utilitza aïllaments de llana mineral de roca amb mantes de diferents densitats.

Aquest software necessita la temperatura interior del tanc o del dipòsit, la temperatura en la superfície exterior de l'aïllament, 30°C i la temperatura exterior de l'ambient, 25°C.

D'altra banda, la velocitat del vent, al tractar-se de tancs a l'interior de la planta, aquest ha estat de 0 m/s. Així, el material del tanc ha estat acer inoxidable i la xapa exterior de l'aïllant ha estat d'alumini. L'emissivitat de l'alumini és de 0,1 i l'emissivitat de l'acer inoxidable és de 0,13.

11.1.11. CUBETES

Una cubeta té la finalitat de ser una cavitat destinada a retenir els productes continguts en els elements d'emmagatzematge en cas de vessament o fuga d'aquests. Per al dimensionament de les cubetes de retenció han seguit les normatives MIE-APQ (RD 379/2001 del 6 d'abril), en concret la primera que va destinada a emmagatzematge de líquids inflamables i combustibles.

Es important remarcar que es tenen tres classes de substàncies.

- **Classe A:** Productes liquats on la seva pressió absoluta de vapor a 15°C sigui superior a 1 bar. Per tant, es pot incloure el nitrogen i el monòxid de carboni en aquesta classe.
- **Classe B:** Productes on el seu punt d'inflamació és inferior a 55°C i més concretament B1 (punt d'inflamació inferior a 38°C) i no estan compresos a la Classe A. Per tant, es pot incloure la solució de metòxid de potassi i el metanol en aquesta classe.
- **Classe C:** Productes on el seu punt d'inflamació és superior a 100°C.

L'emmagatzematge es fa en recipients fixes de superfície i tots ells estaran a l'aire lliure.

EMMAGATZEMATGE EN CONJUNT

- En una mateixa cubeta només podran emmagatzemar-se líquids de la mateixa classe per motius de seguretat per les seves condicions.

- En una mateixa cubeta no podran situar-se recipients sotmesos i no sotmesos al *Reglamento de Aparatos a Presión*, a excepció dels medis de protecció contra incendis.
- No podran estar a la mateixa cubeta recipients amb productes que poden produir reaccions perilloses entre si, o que siguin incompatibles amb els materials de construcció d'altres recipients, tant per les seves característiques químiques, com per les seves condicions físiques.

DISTÀNCIA ENTRE INTSTAL·LACIONS EN GENERAL

No està permès situar un recipient a sobre d'un altre. La distància entre les parets dels recipients serà la major obtinguda al MIE-APQ-1.

CUBETES DE RETENCIÓ

Els recipients de superfície per a emmagatzematge de líquids inflamables i combustibles disposaran d'una cubeta de retenció. En totes les cubetes, els recipients mai estaran distribuïts en més de dos files, i cada fila de recipients tindrà una via d'accés que permetrà la intervenció del cos de bombers.

La distancia en projecció horitzontal entre la paret del recipient i la vora interior inferior de la cubeta, serà com a mínim d'1 metre. El fons de la cubeta tindrà un pendent de manera que tot el producte vessat ràpidament cap a una zona el més allunyada possible.

Es tenen recipients de doble paret però no poden exercir de cubeta perquè no tenen un sistema de detecció de fugues amb alarma.

CAPACITAT DE LA CUBETA

Si només es té un sol recipient, la seva capacitat s'estableix considerant que aquest recipient no existeix, és a dir, que serà el volum del líquid que pugui quedar retingut dins de la cubeta, incloent el del recipient fins al nivell de líquid a la cubeta.

Quan es tingui dos o més recipients, la seva capacitat s'estableix:

- Referit al recipient major, considerant que no existeix aquest, però si els altres, és a dir, descomptant del volum total de la cubeta buida el volum de la part de cada recipient que quedaria submergit sota el nivell del líquid, excepte del major.
- Referit a la capacitat global dels recipients: el volum total de la cubeta, considerant que no existeix cap recipient al seu interior.

Seguint la normativa, es calculen les dimensions de la cubeta:

$$A = L \cdot H \qquad (11.1\text{-}50)$$

Seguidament es calcula l'àrea submergida.

$$A_{submergida} = N \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \qquad (11.1\text{-}51)$$

On:

- N: són el número de tancs dins de la cubeta exceptuant el de major capacitat.
- D: és el diàmetre dels tancs, m^2.

A continuació, es calcula l'àrea útil, sent la resta entre les dos àrees calculades anteriorment.

$$A_{útil} = A - A_{submergida} \qquad (11.1\text{-}52)$$

PRESCRIPCIONS PARTICULARS

Els líquids de la subclasse A1 en recipients atmosfèrics o baixa pressió. Quan una cubeta contingui un sol recipient, la seva capacitat serà igual al 100 per 100 de la capacitat del mateix.

Quan una cubeta contingui diversos recipients, la seva capacitat serà igual a la major dels valors següents:

- El 100 per 100 de la capacitat calculada referida a la capacitat del recipient gran.
- El 10 per 100 de la capacitat calculada referida a la capacitat global dels recipients.

Cada recipient ha d'estar separat dels altres per un mur. Aquesta separació es disposa de manera que les capacitat dels compartiments són proporcionals a les dels recipients continguts.

L'altura màxima dels murs ha de les cubetes serà d'1 metre i la mínima de 0,50 metres.

Els líquids de les classes B i C, quan continguin només un únic recipient, la seva capacitat serà igual al 100 per 100 de la capacitat del mateix. Quan hi hagi diversos recipients, s'agruparan en una mateixa cubeta serà al menys, igual al major dels dos valors següents:

- El 100 per 100 de la capacitat calculada referida a la capacitat del recipient gran.
- El 10 per 100 de la capacitat calculada referida a la capacitat global dels recipients.

Per evitar vessaments, les cubetes que continguin diversos recipients de líquids estables hauran d'estar subdividits per canals de drenatge, o, en el seu defecte, per un dic interior de 0,15 metres d'alçada, de manera que cada subdivisió no ha de contenir més d'un únic recipient

de capacitat igual o superior a 2000 metres cúbics o un numero de recipients de capacitat global no superior a 3000 metres cúbics.

11.1.12. ZONES DE CÀRREGA I DESCÀRREGA

La plataforma on s'estacionen els vehicles durant la càrrega i descàrrega tindrà un pendent del 1 per 100 de tal manera que davant de qualsevol vessament, no es quedaran estancats.

11.1.13. SUPORTS

Pel cas dels recipients amb fons toriesfèric, es col·loquen diversos suports, per tal de repartir el pes i poder suportar els recipients correctament.

Així doncs, es calcula el pes que cau sobre cada suport, a partir d'un angle de suport.

$$P = K_{11} \cdot Q \qquad (11.1\text{-}53)$$

On:

- P: és el pes suportat pels suports, kg.
- K_{11}: és la constant de contacte del suport, a partir del coneixement del seu angle de contacte del suport amb el recipient.
- Q: és la càrrega sobre un suport, kg.

$$Q = \frac{P_{total}}{N_{suports}} \qquad (11.1\text{-}54)$$

On:

- P_{total}: és el pes total del recipient amb el fluid interior, kg.
- $N_{suports}$: és el nombre de suports a col·locar, en tots els casos 4.

11.1.14. VENTEIG

Tots els recipients d'emmagatzematge disposaran de sistemes de venteig per prevenir la deformació del mateix com a conseqüència de càrregues, descàrregues o canvis de temperatura en l'ambient. El disseny mecànic ha estat extret de API 2000 (5).

11.1.14.1. Venteig normal

El venteig dels recipients es dimensionen d'acord amb les reglamentacions tècniques vigents sobre la matèria, i en la seva absència, amb codis reconeguts.

Els ventejos normals tindran una mida mínima igual al major de les canonades de càrrega i descàrrega i en cap cas serà inferior a 35 mm de diàmetre interior. Si algun dels recipients té

més d'una connexió de càrrega o descàrrega, la dimensió del venteig es basarà en el flux màxim possible.

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

Per altra banda, pel cas de recipients amb una capacitat superior a 5 m^3 que emmagatzemin líquids amb un punt d'ebullició igual o inferior a 38°C, el venteig serà normalment tancat, a excepció de quan es ventegi a l'atmosfera en condicions de pressió interna o buit.

El venteig dels recipients que emmagatzemin líquids de classe B, C i D que estiguin emmagatzemats a una temperatura superior al seu punt d'inflamació, estaran equipats amb un sistema que eviti la penetració de guspires o flames. La vàlvula de venteig pot actuar com a tallafocs quan la seva construcció asseguri una velocitat de sortida superior a la velocitat de propagació de la flama durant tot el temps d'obertura.

11.1.14.2. Venteig emergència

Tot recipient d'emmagatzematge de superfície tindrà alguna forma constructiva o dispositiu que permeti alleujar l'excés de pressió interna causada per un foc exterior. En tancs verticals, la forma constructiva pot ser de sostre flotant, de sostre mòbil, d'unió dèbil del sostre o de qualsevol altra alternativa establerta en un algun codi reconegut.

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

11.1.15. CONNEXIONS

Segons la normativa MIE-APQ-1, les connexions a un recipient per les que el fluid pugui circular portaran una vàlvula manual externa situada el més pròxim a la paret del recipient. Es permet l'addició de vàlvules automàtiques, internes o externes.

11.2. DISSENY DELS TANCS PULMÓ

11.2.1. DISSENY DELS TANCS PULMÓ

Es dissenyen una sèrie de tancs pulmó per tal de facilitar la posada en marxa i aquests es dissenyen amb ASME.

11.2.2. CONDICIONS I CARACTERÍSTIQUES DE DISSENY DELS TANCS PULMÓ

Per al disseny dels tancs pulmó, tal i com s'ha esmentat, s'ha utilitzat el codi ASME, ja que alguns es troben a pressió superior a l'atmosfèrica i la resta, per assegurar que si algun corrent arriba a una pressió superior, que no es trobi en perill el sistema.

11.2.3. DISSENY MECÀNIC DELS TANCS PULMÓ

Es segueixen els mateixos paràmetres anomenats i explicats a **11.1.4 DISSENY MECÀNIC**

També s'inclouen els gruixos d'aïllant calculats amb el programa Calorcol i fixant els mateixos paràmetres que en l'apartat **11.1.10-GRUIX DE L'AÏLLANT**.

Taula 11-6 Resultats de disseny mecànic del tancs pulmó.

PARÀMETRES	BT-301	BT-302	BT-303	BT-501
Temps de residència (min)	15	10	10	10
V total (m^3)	6,5	4	8	11
Diàmetre (m)	1,78	1,53	1,89	2,07
Alçada (m)	2,67	2.29	2,85	3,11
Tipus de capçal	Toriesfèric	Toriesfèric	Toriesfèric	Toriesfèric
t cos (mm)	3	3	3	2
t fons (mm)	2	15	20	3
t capçal (mm)	2	15	20	3
P operació (bar)	1	10	10	1
P disseny (bar)	1,3	12,2	12,2	1,3
T operació (^oC)	25	25	25	25
T disseny (^oC)	50	50	50	50
Material	AISI 316L	AISI 316L	AISI 316L	AISI 316L
ρ material (Kg/m^3)	7950	7950	7950	7950
Pes buit (Kg)	233	612	792	330
Pes ple (Kg)	5509	4000	7305	9028
Espessor aïllant (mm)	64	88	32	150

11.2.4. DISSENY DELS TANCS DE REFLUX

Els tancs de reflux *reflux drum* són tancs d'acumulació del condensat provinent de la sortida del condensador que realitza la condensació total del vapor de sortida de la part superior de la columna de destil·lació. Aquests tancs són indispensables per facilitar la regulació del cabal per dur a terme el reflux de líquid, on es realitza el retorn d'una part del condensat a caps de columna i una altra com a producte que conforma el destil·lat durant l'operació.

11.2.5. CONDICIONS I CARACTERÍSTIQUES DE DISSENY DELS TANCS DE REFLUX

SegonsCarl Brannan (6), els tancs de reflux verticals són inusuals en planta, ja que habitualment la orientació dels tancs de reflux és horitzontal per minimitzar la càrrega del líquid. Pel que fa al dimensionament en termes de volum, s'empra la següent equació proporcionada pel mateix autor:

$$V_d = F_5 \cdot 2 \cdot F_4 \cdot (F_1 + F_2) \cdot (L + F_3 \cdot D) \qquad (11.2\text{-}1)$$

Segons l'equació 11.2-1, a partir d'una sèrie de factors que tenen en compte el tipus de control emprat en el tanc de reflux, manteniment i la relació de líquid retornat i líquid destil·lat es realitza el càlcul del volum de disseny.

Encara que l'equació es emprada en el disseny d'aquest tipus de tanc, el resultat es trobarà subjecte a el temps de residència que es fixa com a valor arbitrari, 5 minuts per presenta un nivell mitjà de líquid en aquest durant l'operació de reflux. Els factors que es troben l'equació 11.2-1 es troben en la **Taula 11-7**.

Taula 11-7 Factors de disseny de tancs de reflux. Font: Regles del polze per Carl Brannan.

a. Factors F_1 and F_2 on the Reflux Flow Rate

	Instrument Factor F_1		Labor Factor F_2		
Operation	w/ Alarm	w/o Alarm	Good	Fair	Poor
FRC	½	1	1	1.5	2
LRC	1	1½	1	1.5	2
TRC	1½	2	1	1.5	2

b. Factor F_3 on the Net Overhead Product Flow to External Equipment

Operating Characteristics	F_3
Under good control	2.0
Under fair control	3.0
Under poor control	4.0
Feed to or from storage	1.25

c. Factor F_4 for Level Control

	F_4
Board-mounted level recorder	1.0
Level indicator on board	1.5
Gage glass at equipment only	2.0

El factor F_1 representa el valor arbitrari que relaciona la presència d'alarma i el tipus de control, si aquest es sobre cabal d'alimentació del tanc, nivell o temperatura.

El factor F_2 representa el valor arbitrari per tasques de manteniment del tanc.

El factor F_3 representa el valor arbitrari sobre les característiques operacionals basades en la presència i qualitat del retorn del cabal de sortida del tanc de reflux.

El factor F_4 representa el valor arbitrari que relaciona el tipus de gestió i instrumentació en el control de nivell del tanc.

Un cop presentats els factor que s'empren en el càlcul del volum de disseny, en la taula ... es troben els valors del cabals de líquid de retorn a columna i els de destil·lat, necessaris també pel càlcul.

El factor F_5 representa el valor arbitrari que presenta variació per poder ajustar el temps de residència fixat, on també es té en compte el cabal volumètric d'entrada a aquest.

Per altra banda, també s'especifiquen els corrents de líquid i destil·lat de cada reflux de cada columna de destil·lació, per tal de poder fixar un volum adequat i que no sigui excessivament gran o petit.

Taula 11-8 Cabals de líquid i destil·lat a cada tanc de reflux

EQUIP	L (m^3/h)	D (m^3/h)
RD-301	13,65	15,69
RD-501	7,362	36,81
RD-502	7,236	9,648
RD-503	19,57	24,46
RD-504	6,835	11,21
RD-505	18,16	13,45

Seguidament, es calculen les dimensions dels tancs de reflux a partir de les equacions de les condicions de disseny dels tancs de reflux anomenades anteriorment.

11.2.6. PARÀMETRES DELS TANCS DE REFLUX

11.2.6.1. Dimensionament dels tancs de reflux

Respecte al dimensionament del tanc, es té en compte que la relació entre la longitud i el diàmetre és de 2,50, valor que també s'extreu de les normes del polze esmentades anteriorment.

Per exemple, per a la columna de destil·lació DC-301, es calculen les dimensions del tanc de reflux RD-301.

Primerament, es calcula el diàmetre del tanc a partir del volum de disseny.

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L = 2{,}5 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^3 \qquad (11.2\text{-}2)$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot 2{,}5}} \qquad (11.2\text{-}3)$$

Així doncs, per al tanc de la columna de destil·lació RD-301, obtindrem:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot 2{,}5}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 2{,}444\ m^3}{\pi \cdot 2{,}5}} = 1{,}076\ m$$

$$L = 2{,}5 \cdot D = 2{,}5 \cdot 1{,}076m = 2{,}689\ m$$

A continuació s'adjunta una taula amb els valors corresponents als càlculs:

Taula 11-9 Resultats de disseny del tancs de reflux.

PARÀMETRES	EQUIPS					
	RD-301	**RD-501**	**RD-502**	**RD-503**	**RD-504**	**RD-505**
V disseny (m^3)	2,444	3,711	1,393	3,742	1,558	2,560
Diàmetre (m)	1,076	1,236	0,892	1,240	0,926	1,092
Longitud (m)	2,689	3,091	2,230	3,099	2,315	2,731

11.2.6.2. Disseny mecànic dels tancs de reflux

Per tal d'assegurar que estan tots els tancs ben tancats i assegurar una bona seguretat a la planta, els tancs de reflux es dissenyaran seguint el codi ASME, amb els mateixos paràmetres anomenats i explicats a l'apartat **11-1 DISSENY DELS TANCS D'EMMAGATZEMATGE**.

Taula 11-10 Resultats de disseny mecànic del tancs de reflux

PARÀMETRES	RD-301	RD-501	RD-502	RD-503	RD-504	RD-505
V total (m^3)	2,444	3,711	1,393	3,742	1,558	2,560
Tipus de capçal	Toriesfèric	Toriesfèric	Toriesfèric	Toriesfèric	Toriesfèric	Toriesfèric
t cos (mm)	10	16	14	20	12	12
t fons (mm)	10	12	18	12	10	12
t capçal (mm)	10	12	18	12	10	12
P operació (bar)	1	1	1	1	1	1
P disseny (bar)	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3
T operació (°C)	25	25	25	25	25	25
T disseny (°C)	50	50	50	50	50	50
Material	AISI 316L	AISI 316L	AISI 316L	AISI 316L	AISI 316L	AISI 316L
ρ material (Kg/m^3)	7950	7950	7950	7950	7950	7950
Pes buit (Kg)	70,0	230	144	380	67	90
Pes ple (Kg)	1914	3756	1500	4020	1620	2650

11.3. DISSENY DE LES COLUMNES

11.3.1. DISSENY FUNCIONAL DE LES COLUMNES DE DESTIL·LACIÓ

L'operació de destil·lació és la més emprada com a mètode de separació en la planta de producció d'àcid fòrmic, freqüentment la més eficient per separar mescles emprant com a criteri general, la separació per diferenciació de punts d'ebullició en les espècies presents a la mescla determinada. El mecanisme de funcionament es basa en les successives evaporacions i condensacions que s'hi produeixen al llarg de la columna que incideixen en la separació dels components de la mescla al llarg de les etapes que s'hi presentin. L'equip més utilitzat en aquest tipus d'operació és la columna de rectificació binària o multi-component, que pot presentar un gran ventall de configuracions de disseny.

Donat que en les zones de reacció i purificació de la planta de producció d'àcid fòrmic es treballa en règim d'operació continu, les columnes de rectificació emprades s'hi trobaran dissenyades per operar en estat estacionari.

El disseny d'aquestes columnes es pot dividir en tres etapes generals:

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

La planta de producció consta de cinc columnes de rectificació que treballen en diferents condicions d'operació, en base a temperatures i pressions, composició i quantitat d'alimentació i amb finalitat de separació diferents. Encara que cal dir que s'han aplicat els càlculs segons les tres etapes generals de disseny en totes i cadascuna d'aquestes.

Es important dir que en aquest manual no es realitza la descripció ni utilització dels models matemàtics complexes pel càlcul teòric i físic de cada columna sinó que aquest es basa en conceptes bàsics de les operacions de separació industrials com a fonament de disseny. No obstant, la utilització de programari de simulació de processos químics pel càlcul teòric, el procediment de càlculs segons la bibliografia emprada, l'ús de correlacions gràfiques pel dimensionament del rebliment pertinent i l'aplicació del codi de disseny mecànic ASME per recipients a pressió s'han dut a terme.

El programari emprat es el simulador Aspen Hysys V8.6 i el procediment de càlculs s'ha obtingut del llibre (7).

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

11.3.2.1. Selecció de les condicions d'operació i mètode *short-cut*

El disseny basat en les condicions d'operació de la columna de rectificació presentarà limitacions generades pel mateix procés i altres que es trobaran sotmeses a criteris de selecció segons l'especialista.

Les condicions que es defineixen com a limitades en:

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

Altres paràmetres que es defineixen per criteris segons l'especialista:

- Pressió i temperatura de condensador i *reboiler*.
- Temperatura i estat físic de l'aliment.
- Nombre de etapes teòriques de separació.
- Reflux d'operació.
- Cabal i puresa tenint en compte les fraccions recuperades desitjables dels productes a caps i cues de columna.

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

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

Per tant, per arribar a complir aquests objectius generals es important tenir present la temperatura de condensador raonable i en funció de la pressió d'operació, el reflux d'operació en relació a el nombre d'etapes d'equilibri per trobar la relació òptima i una finalitat de puresa dels productes raonable segons les condicions anteriors.

Idealment seria imprescindible realitzar un estudi de costos en funció de diferents refluxos d'operació, nombre òptim d'etapes, puresa garantida, temperatures i pressió, buscant el punt d'operació òptim tant en condicions de cost-producció com en seguretat basada en fenòmens problemàtics, tals com vulnerabilitat d'inundació de columna. Aquest estudi no s'ha pogut realitzar degut al temps necessari, que no ha estat disponible, per avaluar en aquests tipus de càlculs d'optimització mencionats.

Per tant, un cop seleccionats les condicions d'operació segons els procediments explicats anteriorment, s'ha realitzat la simulació mitjançant l'opció *short-cut distillation* del programari, on s'han obtingut les dades necessàries per la posterior realització mitjançant un mètode rigorós.

A continuació és realitza un exemple del procediment emprat pel disseny funcional de la columna:

En primer lloc, hi ha partir de la realització del balanç de matèria global i de component/s en la unitat de separació s'utilitzen les següents equacions:

$$F = D + R \tag{11.3-1}$$

$$F \cdot x_{component\ j\ en\ F} = D \cdot x_{component\ j\ en\ D} + R \cdot x_{component\ j\ en\ R} \tag{11.3-2}$$

On:

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

En segon lloc, cal seleccionar els components claus lleuger i pesat a partir de la seva distribució en funció de les seves volatilitats. En el cas d'aquest exemple, els components seleccionats són el formiat de metil com a lleuger i el metanol com a pesat.

En tercer lloc, un cop realitzades diverses iteracions, a partir de la resolució dels balanços de matèria suposant percentatges de recuperació de cada component en les zones de destil·lat i residu de la columna, es comprova que un cop es realitzin les simulacions via *short-cut*, aquestes presentin valors coherents i reproduïbles en base a reflux mínim d'operació i temperatures de condensador i *reboiler*. A la **Taula 11-11** es presenten els valors obtinguts en la iteració definitiva per la columna DC-301:

Taula 11-11 Dades obtingudes a partir del balanç de matèria a la columna DC-301

COMPONENT	F	D		R	
	Cabal màssic (kg/h)	Fracció recuperada (%)	Cabal màssic (kg/h)	Percentatge de recuperació (%)	Cabal màssic (kg/h)
Monòxid de carboni	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metanol	8605,67	2,00	172,11	98,00	8433,56
Formiat de metil	14673,95	99,00	14527,21	1,00	146,74
Alcohol benzílic	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aigua	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Àcid fòrmic	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	23279,62	-	14699,32	-	8580,30

COMPONENT	F		D		R
	Cabal molar (kmol/h)	Fracció molar	Cabal molar (kmol/h)	Fracció molar	Cabal molar (kmol/h)
Monòxid de carboni	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metanol	268,93	0,02	5,38	0,99	263,55
Formiat de metil	244,16	0,98	241,72	0,01	2,44
Alcohol benzílic	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Aigua	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Àcid fòrmic	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	513,09	1,00	247,10	1,00	265,99

Segons els resultats obtinguts en unitats molars, s'ha procedit a la introducció d'aquestes a la secció *short-cut columns* en el simulador com s'observa en la **Figura 11-3**.

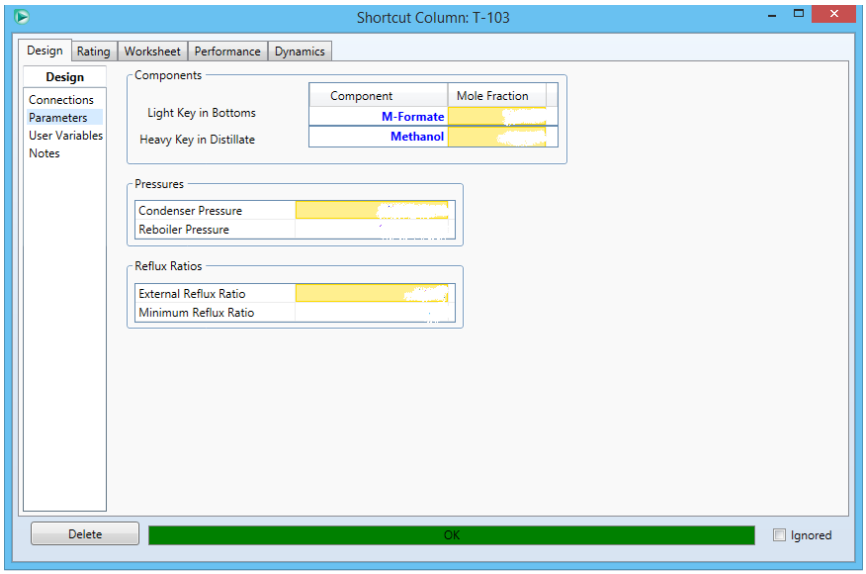


Figura 11-3 Monitor mètode *short-cut distillation.*

Un cop finalitzada la simulació de la *short-cut column* es procedeix a l'obtenció dels paràmetres de disseny basats en condicions d'operació que es trobarien en la **Figura 11-4**.

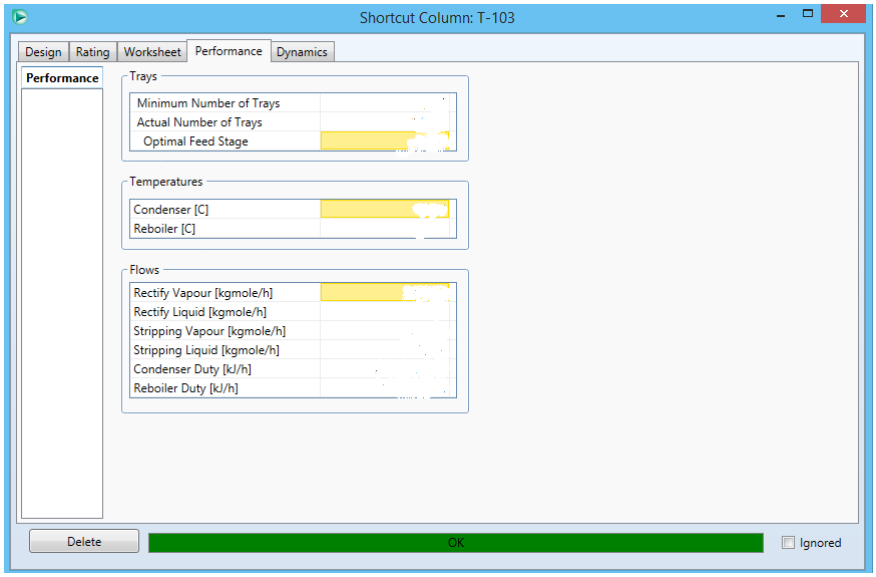


Figura 11-4 Dades de disseny obtinguts pel mètode *short-cut distillation*.

A la **Taula 11-12** es troben els resultats obtinguts a partir de la simulació:

Taula 11-12 Resultats mètode *short-cut distillation*

ETAPES		TEMPERATURES	(ºC)
Mínim nº d'etapes	8,000	Condensador	31,60
Nº actual d'etapes	18,65	*Reboiler*	60,40
Etapa òptima d'aliment	7,200		

Un cop obtingudes les dades de disseny funcional, aquestes s'empraran en el mètode de càlculs rigorosos.

Per tant, per arribar a complir aquests objectius generals es important tenir present la temperatura de condensador i *reboiler* raonables en funció de la pressió d'operació seleccionada, el reflux d'operació en relació a el nombre d'etapes d'equilibri per trobar la relació òptima i una finalitat de puresa dels productes raonable segons les condicions esmentades.

Idealment seria imprescindible realitzar un estudi de costos en funció de diferents refluxos d'operació, nombre òptim d'etapes, puresa garantida, temperatures i pressió, buscant el punt d'operació òptim tant en condicions de cost-producció com en seguretat basada en fenòmens problemàtics, tals com vulnerabilitat d'inundació de columna. Aquest estudi no s'ha pogut realitzar degut al temps necessari que no ha estat disponible per avaluar en aquests tipus de càlculs d'optimització mencionats.

Per tant, un cop seleccionats les condicions d'operació segons els procediments explicats anteriorment, s'ha realitzat la simulació mitjançant l'opció *short-cut distillation* del programari, on s'han obtingut les dades necessàries per la posterior realització mitjançant un mètode rigorós.

11.3.2.2. Mètode rigorós per al càlcul dels paràmetres teòrics de la columna

En aquest mètode de càlcul també s'ha emprat el programari Aspen Hysys V8.6 de simulació de processos químics encara que en l'opció *distillation sub-flowsheet*. S'ha emprat un únic paquet termodinàmic per l'estimació de propietats de les espècies que intervenen a cada columna de rectificació, ja que en totes les columnes hi ha presència de mescles amb un cert grau de polaritat, no contenen electròlits, treballen a pressió menor de 10,00 bar i s'han considerat paràmetres d'interacció entre les espècies implicades per la separació amb equilibri vapor-líquid. Per tant, segons les premisses anteriors, s'ha seleccionat el paquet termodinàmic *UNIQUAC Short for UNIversal QUAsiChemical* , amb el model de vapor Peng-Robinson i estimació de coeficients d'activitat del líquid UNIQUAC per equilibri vapor-líquid (7). Només s'ha emprat un altre paquet termodinàmic per la columna de destil·lació extractiva, NRTL, *non random to líquids,* més Peng-Robinson per l'estimació de propietats del vapor que s'empra en l'apartat **11.3.5 COLUMNA DE DESTIL·LACIÓ EXTRACTIVA**.

Per utilitzar aquestes simulacions, com s'ha dit en l'apartat **11.3.2.1 Selecció de les condicions d'operació i mètode *short-cut*** és necessari el coneixement previ i donat per mètodes simples com els *short-cuts* on s'han determinat amb certa aproximació, el nombre d'etapes teòriques d'equilibri, reflux d'operació, plat d'alimentació òptim i temperatures de condensador i *reboiler* a la pressió d'operació. En addició, es important comentar que els resultats generats per les simulacions rigoroses poden diferir quantitativament en base als paràmetres obtinguts per mètodes simples.

Llavors, els paràmetre citats en l'anterior paràgraf són els que s'han afegit en el panell de dades de la simulació de columnes rigoroses, en la **Figura 11-5**, que seria el monitor de paràmetres que servirien per determinar finalment les condicions d'operació de cada columna.

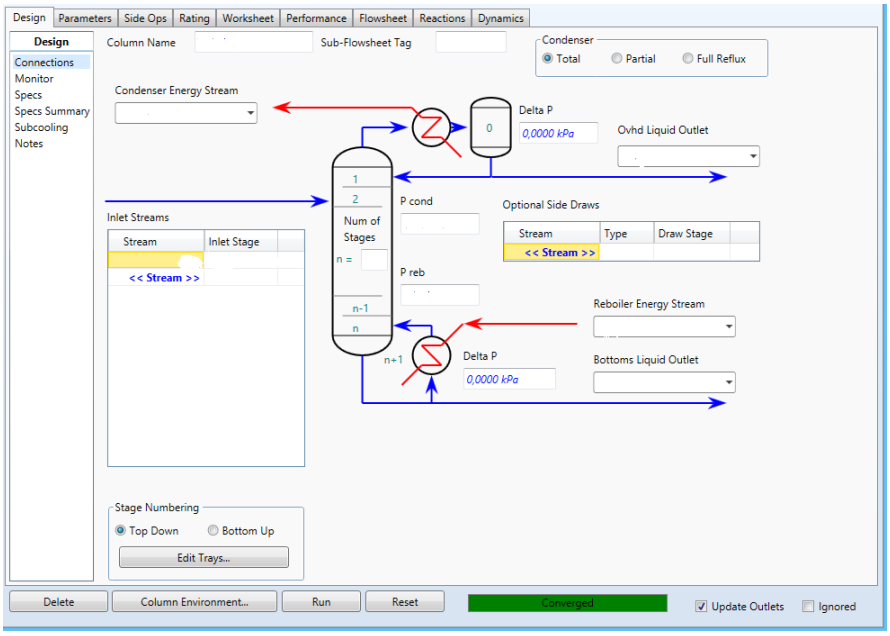


Figura 11-5 Monitor de dades per la simulació rigorosa per columnes de rectificació

Finalment, amb les simulacions rigoroses acabades i els paràmetres que compleixen els objectius mencionats en l'apartat **11.3.2.1. Selecció de les condicions d'operació i mètode *short-cut*** es presenta la informació necessària per la següent etapa del disseny. Aquest informació farà referencia a el següent:

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

11.3.3. ELECCIÓ, DISSENY I DIMENSIONAMENT

11.3.3.1. Criteri d'elecció del tipus de columna

Les columnes de rectificació poden presentar dissenys molt variats en quant al dimensionament intern encara que simplificant les diferents configuracions es poden dividir en dos tipus generals: de plats i rebliment, on aquest últim pot ser ordenat o aleatori.

Donades les necessitats de separació al llarg del procés, totes les columnes operatives en la planta seran de rebliment ja que es persegueix l'objectiu de màxima transferència de matèria. Llavors, en aquest manual es detallarà únicament el procediment de disseny i dimensionament d'aquest tipus de columnes, diferenciant si s'és cau, si la configuració del rebliment es ordenada o aleatòria. Els criteris generals per seleccionar el tipus de rebliment i la seva configuració a l'interior de les columnes són els següents:

- Diàmetre de columna.
- Separació mescles que en determinades condicions poden presentar susceptibilitat a corroure determinats materials que es puguin emprar en el disseny.
- Elevada eficiència i capa per plat teòric.
- Compromís capacitat i eficiència del material emprat en el rebliment.
- Baixa pèrdua de pressió.

11.3.3.2. Disseny i dimensionament intern

En primer lloc, les columnes amb rebliment presenten una determinada distribució dels seus element interns.

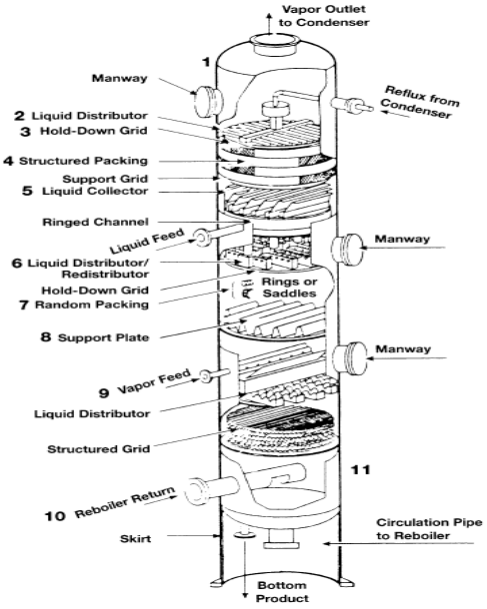


Figura 11-6 Esquema d'una columna de destil·lació

Les parts externes i internes es troben en la **Taula 11-13**:

Taula 11-13 Parts internes i externes de una columna de destil·lació

1. Capçal toriesfèric	5. Col·lector de líquid	9. Boca d'entrada de vapor
2. Distribuïdor de líquid	6. Re-distribuïdor de líquid	10. Boca de retorn de reflux
3. Part inferior distribuïdor	7. Llit de rebliment desordenat	11. Embornal
4.Llit de rebliment estructurat	8. Suport del llit de rebliment	

11.3.3.3. Rebliment

La selecció del tipus de rebliment té en compte si l'operació es a alta o baixa pressió, en el cas de les columnes implantades, aquestes operen a pressions baixes, entorn a l'atmosfèrica i en general, excepte la columna de destil·lació extractiva, treballen amb mescles que no presenten gran potencial d'embrutiment. Pel que fa al material seleccionat, gairebé tots els rebliments implantats seran d'origen plàstic, on el polipropilè es generalment el més barat sent el més emprat quan les temperatures d'operació en columna no excedeixin dels 120ºC, tenint en compte també de l'existència de punts calents a l'interior de columna donats principalment per fonts provinents de calors de dissolució.

Per determinar la configuració del rebliment de cada columna instal·lada s'ha analitzat els següents criteris:

- Capacitat en referencia a la càrrega de líquid que hi hagi en la columna, on aquestes si són majors a 50 $m^3/h \cdot m^2$ no es recomana l'ús de rebliment ordenat, com en el cas de totes les columnes d'aquesta planta.

- La sensibilitat als problemes operacionals, on els rebliment ordenats poden absorbir millor els increments de pressió, encara que en tots els cassos d'aquesta planta no s'identifiquen, ja que com s'ha dit amb anterioritat, gairebé totes les columnes treballen a pressió atmosfèrica.

- Problemàtiques en manteniment i inspecció, on detectar possibles defectes de fabricació o instal·lació en rebliments ordenats suposaria una tasca més difícil que en els desordenats, inclús es podria perjudicar l'estructura original d'aquest, per tant, pel que fa aquest criteri, queda clar que generalment el rebliment desordenat es molt més fàcil d'inspeccionar i realitzar manteniment.

- Per últim, pel que fa al cost, generalment els rebliments ordenats presenten un cost de 3 a 10 vegades més que els desordenats, altra al·licient que cal tenir en compte alhora de la selecció.

A continuació, es realitzarà un exemple dimensionament de la columna DC-301 de rebliment instal·lada a la planta:

El criteri emprat a cadascuna de les columnes dimensionades es a partir de correlacions basades en el concepte d'inundació. En aquest criteri s'inclou el mètode GPDC (Correlació generalitzada per caiguda de pressió), de les més emprades en el disseny a la indústria. Aquests mètodes adjunta la figura de *Sherwood-Eckert* per determinar caigudes de pressió.

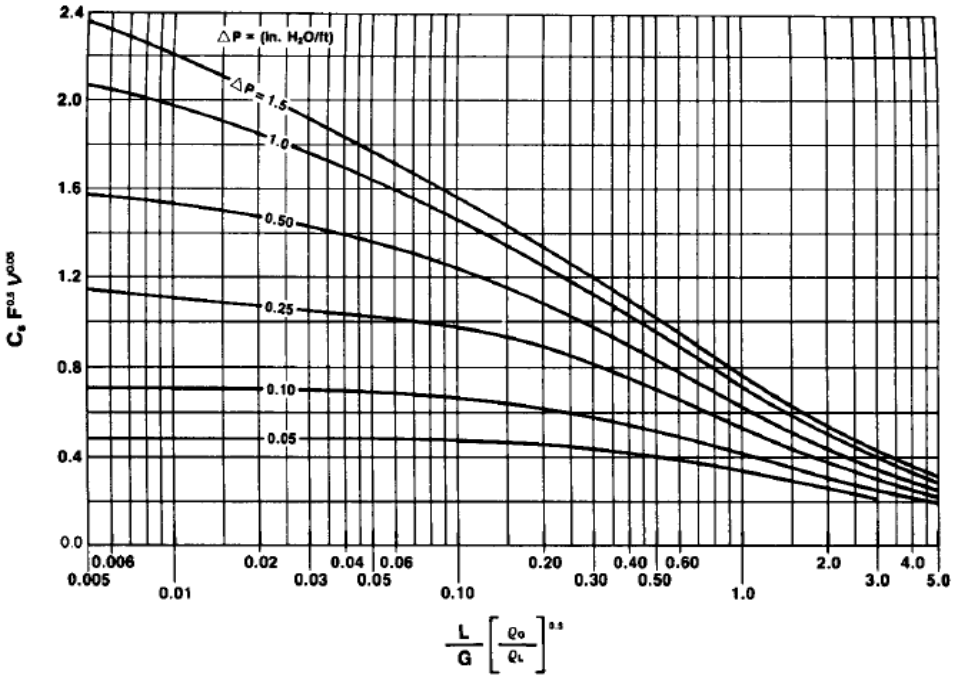


Figura 11-7 Mètode de Sherwood-Eckert per GPDC

La interpolació en aquest tipus de gràfic es realitza a partir del càlcul dels paràmetres que venen donats per les següents equacions:

$$F_{lv} = \frac{L}{G} \cdot \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \qquad (11.3\text{-}3)$$

On:

- F_{lv}= paràmetre de flux adimensional
- L= flux màssic de líquid ($\frac{kg}{h \cdot m^2}$)
- G= flux màssic de gas ($\frac{kg}{h \cdot m^2}$)
- ρ_G= densitat de gas ($\frac{kg}{m^3}$)
- ρ_L= densitat de líquid ($\frac{kg}{m^3}$)

$$C_P = C_s \cdot {F_P}^{1/2} \cdot \upsilon^{1/20} \qquad (11.3\text{-}4)$$

On:

- C_p= paràmetre de capacitat adimensional
- C_s= factor corrector de la velocitat superficial del vapor per densitats ($\frac{m}{s}$)
- F_p= factor de rebliment adimensional bibliogràfic, proporcionat pel fabricant

– υ= viscositat cinemàtica ($\frac{m^2}{s}$).

$$C_s = u_s \cdot \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \qquad (11.3\text{-}5)$$

On:

u_s= velocitat superficial del vapor ($\frac{m}{s}$)

$$u_s = \frac{q_v}{\frac{\pi}{4} \cdot D_{columna}} \qquad (11.3\text{-}6)$$

On:

– q_v= cabal volumètric ($\frac{m^3}{s}$)
– $D_{columna}$= diàmetre de la columna DC-301 (m)

A partir de les dades obtingudes en la simulació rigorosa, aquestes s'organitzen a la **físiques de** la mescla a separar.

Taula 11-14, on es troben la càrrega de la columna i propietats físiques de la mescla a separar.

Taula 11-14 Càrregues i propietats de vapor i líquid de la columna DC-301

ETAPA	VAPOR A LA ETAPA					LÍQUID A LA ETAPA				
	q_m (kg/h)	q_v (m^3/s)	T (ºC)	ρ (kg/m^3)	μ (cP)	q_m (kg/h)	T (ºC)	ρ (kg/m^3)	μ (cP)	σ (dina/cm)
1	27604	3,282	31,96	2,34	0,01	12690	0,004	31,80	947,07	0,316
2	27350	3,271	32,13	2,32	0,01	12436	0,004	31,96	943,99	0,319
3	27098	3,261	32,34	2,31	0,01	12185	0,004	32,13	940,82	0,322
4	26822	3,250	32,60	2,29	0,01	11909	0,004	32,34	937,21	0,325
5	26487	3,238	32,98	2,27	0,01	11573	0,003	32,60	932,64	0,329
6	26030	3,221	33,62	2,24	0,01	11116	0,003	32,98	926,07	0,334
7	25328	3,198	34,87	2,20	0,01	10415	0,003	33,62	915,14	0,342
8	28111	3,550	34,87	2,20	0,01	36477	0,011	34,87	894,81	0,357
9	28112	3,550	34,87	2,20	0,01	36479	0,011	34,87	894,81	0,357
10	28113	3,550	34,87	2,20	0,01	36479	0,011	34,87	894,81	0,357
11	28111	3,550	34,87	2,20	0,01	36478	0,011	34,87	894,81	0,357
12	28107	3,549	34,87	2,20	0,01	36473	0,011	34,87	894,80	0,357
13	28096	3,548	34,88	2,20	0,01	36462	0,011	34,87	894,77	0,357

Es seleccionen dues seccions que s'identifiquen en la **Taula 11-14** per realitzar el procediment de dimensionament de la columna a partir de la **Taula 11-15**, realitzant canvis d'unitats, si és cau.

Taula 11-15 Seccions de disseny de la columna DC-301.

SECCIÓ SUPERIOR								
ETAPA	VAPOR A LA ETAPA			LÍQUID A LA ETAPA				
	T (ºC)	q_m (lb/h)	ρ (lb/ft^3)	T (ºC)	q_m (lb/h)	ρ (lb/ft^3)	μ (cP)	σ (dina/cm)
1	31,96	60855	0,146	31,80	27977	59,1	0,316	28,11
8	34,87	61974	0,137	34,87	80418	55,9	0,357	27,73
SECCIÓ INFERIOR								
8	34,87	61974,2	0,1	34,87	80418,4	55,9	0,357	27,73
19	60,40º	35311	0,084	49,81	53756	49,1	0,372	25,56

A partir de les dades de la **Taula 11-15** es realitza el disseny basat en el rebliment que es disposi de informació confiable prop del punt d'operació, en aquest cas, a partir de rebliment desordenat de tipus Jaeger Tripacks de dues polzades. El disseny final presentarà un sobredimensionament per raons de seguretat. Per aquest tipus de rebliment la **Figura 11-7** no és adequada per la interpolació gràfica, per tant, s'emprarà la pròpia d'aquest material que ve donada per la **Figura 11-8**:

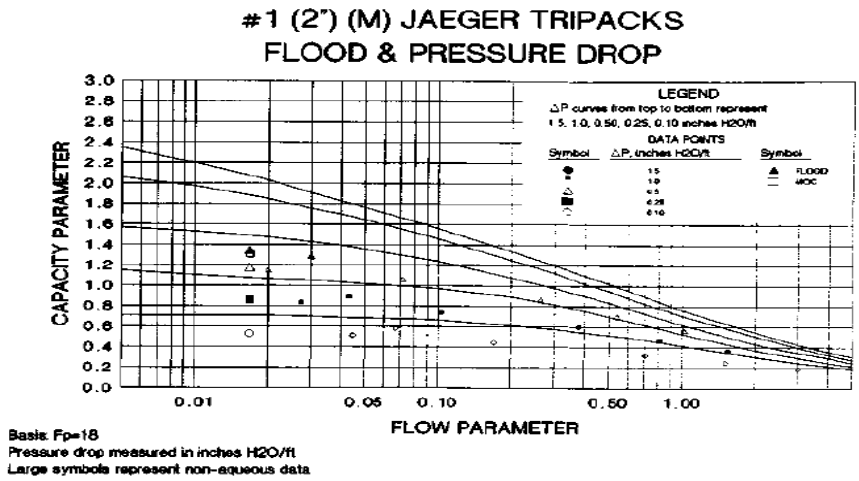


Figura 11-8 Representació de la correlació gràfica de GPDC per Jaeger Tripacks

Cal dir que en el cas de que el material fos d'un altre tipus es realitzaria amb gràfiques d'aquest proporcionades per Henry Z. Kister (8).

Els resultats obtinguts amb els canvis d'unitats pertinents per poder treballar amb la bibliografia americana mitjançant la **Figura 11-7** i les equacions anteriors es troben la següent taula:

Taula 11-16 Resultats obtinguts pel mètode GPDC amb rebliment Jaeger Tripacks.

JAEGER TRIPACKS, 2 INCHES	SECCIÓ SUPERIOR	SECCIÓ INFERIOR
G, (lb/h·ft^2)	3156	3156
L, (lb/h·ft^2)	4096	4096
ρ_G (lb/ft^3)	0,146	0,137
ρ_L (lb/ft^3)	59,12	49,13
Flv	0,0645	0,0686
CP	1,180	1,360
μ_L (cP)	0,316	0,372
υ (cS)	0,334	0,473
F_P (1/ft)	18,00	18,00
C_S (ft/s)	0,294	0,334
A_T (ft^2)	19,635	19,64
u_S (ft/s)	5,906	6,309
ΔP [in H20/ft]	0,2400	0,3800

A partir d'aquests resultats, pel càlcul del diàmetre de columna s'emprarà un factor d'inundació del 75% per rebliments plàstics desordenats, encara que en el cas de sistemes amb predisposició a formació d'escumes s'emprarà el 60%, no obstant, pel cas d'exemple, es té en compte la possibilitat de formació d'espumes, pel qual s'usa un factor de seguretat de 0,9 (F.S o *derating factor*) pels càlculs d'inundació, obtenint els resultats expressats en la **Taula 11-17**:

Taula 11-17 Resultats mitjançant factors de seguretat i d'inundació

JAEGER TRIPACKS, 2 INCHES	SECCIÓ SUPERIOR	SECCIÓ INFERIOR	NOTES
C_S, disseny (sense F.S) (ft/s)	0,220	0,251	0,75·C_S
C_S, disseny (amb F.S) (ft/s)	0,198	0,225	0,9·(Cs, disseny, sense F.S)
u_S, disseny (amb F.S) (ft/s)	5,316	5,678	0,9·u_S
A_T (ft^2)	6,645	6,107	$q_m \cdot \rho_G / u_S$
D_T (ft)	2,909	2,789	$D_T = \sqrt{\frac{A_T}{\frac{\pi}{4}}}$

Un cop obtinguts els resultats de la **Taula 11-17**, es procedeix als càlculs de l'altura de llit empacat mitjançant el rebliment seleccionat.

Les equacions aplicades són les següents:

$$Si\ HETP \geq D_{rebliment} \tag{11.3-7}$$

On: HETP (ft) = 1,5·$D_{rebliment}$

Taula 11-18 Altres resultats obtinguts

JAEGER TRIPACKS, 2 INCHES	SECCIÓ SUPERIOR	SECCIÓ INFERIOR
$D_{rebliment}$ (in)	2,000	2,000
$D_{rebliment}$ (ft)	2,909	2,789
$20 \cdot D_T/D_{rebliment}$	29,09	27,89
HETP (ft)	3,000	3,000
n etapes	8,000	11,00

Per tant, per finalitzar el disseny i funcionament del rebliment seleccionat en la columna DC-301, la següent taula recull el sumari de dades de disseny a partir del mètode comentat en **11.3.3.2 Disseny i dimensionament intern.**

Taula 11-19 Sumari de disseny

DISSENY	SECCIÓ SUPERIOR	SECCIÓ INFERIOR
D_T (ft)	2,909	2,789
n llits empacats	1	1
Altura total empacada (ft)	24,00	33,00
Tipus de rebliment	Jaeger tripacks	Jaeger tripacks
$D_{rebliment}$ (in)	2	2
Funcionament		
% inundació	75	75
Caiguda de pressió (in H_2O/ft)		
Màxima	0,5-1	0,5-1
Mitjana	0,5530	
ΔP total (in H_20)	5,760	12,54
Càrregues del punt de disseny		
Cs (ft/s)	0,2940	0,3340
Flv	0,0645	0,0686
L (lb/h·ft^2)	4096	4096

En addició, els càlculs observats també s'han realitzats per dos tipus de rebliments emprats en el disseny, aquest es troben a la **Taula 11-20**:

Taula 11-20 Tipus rebliment estructurat emprat en altres columnes

TIPUS	F_P (FACTOR D'EMPACAT)
Flexipac 2Y (made by Koch-Glitsch)	30
Jaeger Tripacks (made by Raschig-Technologies)	18

Per finalitzar el procediment de disseny basat en condicions d'operació es important explicar que les dades resultants d'haver utilitzat el mètode GPDC s'han contrastat amb la simulació mitjançant l'opció *Tray Sizing* de l'Aspen Hysys V8.6 per tal de corroborar els resultats i s'han emprat les dades obtingudes pel simulador mitjançant procediment similar que consta de:

- Seleccionar seccions de disseny que incloguin les etapes mencionades en la **Taula 11-15**.
- Seleccionar mètode de disseny i material de rebliment.
- Obtenció de les dades de disseny.

Nota: Les unitats emprades en el càlculs no són del sistema internacional encara que un cop obtinguts els resultats s'han presentat en el format mètric del sistema internacional.

11.3.3.4. Suport i limitador

La funció del suport es la de proporcionar resistència a la força exercida pel pes del rebliment que es trobi en una secció de la columna. La partir superior de la cel·la on s'hi troba el rebliment conté el limitador que fixa el conjunt de peces de tal forma que aquestes no puguin sortir del cos del rebliment, per tant, mantenint-les fixades. El criteri de selecció del tipus de suport i limitador no anirà condicionat al criteri de disseny de la columna sinó que el propi fabricant del rebliment a instal·lar proporcionarà els catàlegs i la informació necessària per seleccionar quin d'aquests es el més adient. No obstant, serà preferent considerar que tant suports com limitadors tindran que oferir la mínima resistència possible al pas del fluid que travessa la columna, per no augmentar la pèrdua de pressió calculada prèviament i facilitar la difusió del líquid i gas per l'interior del conjunt de peces del rebliment.

11.3.3.5. Eliminador de boira

L'objectiu d'aquest serà eliminar el líquid present en la suspensió de vapor abans que aquesta surti per caps o altres zones laterals de columna, si n'hi ha. Generalment, els eliminadors de boira deixa els gasos lliures de partícules líquides a partir de dimensions superiors a tres micres.

L'estructura que presenta es realitza a partir d'un conjunt de malles superposades, on la combinació entre el diàmetre de fil emprat, el tipus de punt de malla i la profunditat d'ondulació de les diferents capes del teixit que el conforma ofereixen gran varietat de configuracions.

Pel que fa a l'eficiència de l'eliminador dependrà de la velocitat del vapor, la densitat del fluid que el travessi, material i espessor emprat en el disseny de la malla. Per tant, per tal de seleccionar un tipus d'eliminador a instal·lar en les diferents columnes de la planta de producció d'àcid fòrmic, la configuració seleccionada segons alguns distribuïdors, cal que presenti espessors entre 5 a 30 cm com a rang òptim ofert per els distribuïdors, encara que s'ha estandarditzat 20 cm com el valor emprat en les diferents columnes que s'instal·laran a la planta, on també es deixarà un marge de 5cm entre la part superior de l'eliminador de boira i

l'inici de la zona on comença el fons toriesfèric de tipus klopper en totes les columnes. En la **Figura 11-9** s'observen diferents tipus d'eliminadors que seran aquells que es seleccionen pel disseny i pertanyen al conjunt DEMISTER® *mist eliminators* (9), grup denominat pel fabricant, presenten un diàmetre de porus entre 3-10 micres, generen pèrdues de pressió menors a 25mm d'aigua i el material del qual es seleccionaran dependrà del grau de corrosió que presenten les diferents mescles que s'hi trobin en cada columna de rectificació dissenyada.

Figura 11-9 Eliminadors de boira de Koch-Glitsch

11.3.3.6. Entrada i distribuïdor de líquid

Generalment, en les columnes existeixen varies entrades de líquid, per exemple l'entrada de l'aliment i el retorn del condensador. Es important que líquid que entra a la columna es distribueixi uniformement per tota la secció de la columna, per tal de complir el requeriments d'eficàcia en la transferència de matèria i energia que esdevinguin en la secció i rebliment de la columna. Llavors, per garantir una distribució adequada es imprescindible tenir incorporat un distribuïdor que es trobarà integrat a la canonada d'entrada o com a peça addicional sota l'entrada del tub a l'interior de columna. Segons (6) ,el distribuïdor té que presentar un gruix entre 25 i 30 mm i a una distància entre 200 i 260 mm de la superfície superior o inferior del rebliment més proper. Els distribuïdors tipus *notched through* (safata perforada) són els més emprats, ja que segons varis distribuïdors, coincideixen en la insensibilitat que presenten al taponament dels forats, corrosió, erosió i poden manejar amb flexibilitat en proporcionar grans caudals de líquid.

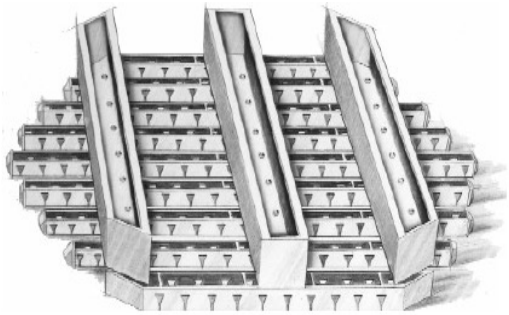


Figura 11-10 Model de distribuïdor de safata perforada TP985 proporcionat per Koch-Glitsch

11.3.3.7. Re-distribuïdor

La funció del re-distribuïdor es resumeix en la funció d'oferir mescla entre el líquid provinent de l'aliment amb el líquid que cau d'un rebliment superior de la columna, facilitant la posterior distribució uniforme al rebliment de la secció inferior.

11.3.3.8. Entrada i distribuïdor de vapor

El distribuïdor de vapor presenta similar estructura i només s'emprarà quan les dimensions de la columna sigui grans en diàmetre i alçada. Es important, que es trobin a una distància entorn a uns 300 mm del nivell del líquid de l'embornal i si s'instal·len entre llits empacats, almenys a entre 380 i 400 mm d'aquests segons (6) i (10).

11.3.3.9. Distribuïdor de mescles vapor-líquid (*flashing feed*)

Quan l'aliment es troba en forma d'una mescla líquid i vapor com en la columna DC-502 es important una distribució apropiada del líquid i vapor i la separació adequada d'aquest últim. La utilització de distribuïdors de líquids en el cas de entrades *flashing feed* no es recomanable ja que pot reduir severament l'eficiència de transferència de matèria entre líquid i vapor a la columna. Els distribuïdors més emprats són de tipus *baffle* semblants en aspecte als de safata perforada.

11.3.3.10. Sortides de vapor i líquid

En la part superior i inferior de la columna es troben les canonades de sortida de vapor i líquid respectivament, encara que hi poden haver sortides laterals que cal tenir en compte. Els orificis de sortida de columna tenen que presentar la dimensió adequada per respectar les velocitat típiques de vapor i líquid i ajustar-se així al sistema de canonades que hi ha en el seu entorn de la planta.

11.3.3.11. Embornal

Es la zona del fons de la columna que actua com a dipòsit del líquid que cau dels rebliments superiors i es recircula cap al *reboiler*. Per tant, compleix dues funcions generals: garantir el l'arribada constant de líquid al *reboiler* i presentar el temps de residència suficient com per que el líquid de la zona no presenti fracció de vapor i pugui cavitar la bomba del

reboiler. Per la regla del polze de la bibliografia (6) cal garantir un temps de residència major a un minut en la zona per que el volum de líquid sigui el suficient, seguint aquesta indicació, sabent el volum inferior del capçal inferior de la columna a dimensionar, es pot estimar l'altura de nivell de líquid necessària en l'embornal, normalment es compresa entre 250 i 1000 mm.

11.3.4. DISSENY I CÀLCULS MECÀNICS DEL RECIPIENT

En aquest apartat es detalla el disseny mecànic de la columna DC-301 un cop finalitzat el disseny basat en condicions d'operació de l'apartat **11.3.1 DISSENY FUNCIONAL DE LES COLUMNES DE DESTIL·LACIÓ.** Pel que fa al disseny mecànic de totes les torres s'utilitza el codi de disseny ASME (*American Society of Mechanical Engineers*) i el paràmetre de disseny pel qual es realitzen els càlculs es per pressió interna a excepció de la columna de buit, que s'emprarà també el paràmetre de pressió externa, per tant, l'espessor calculat tindrà en compte la pressió interna i externa. A continuació, les equacions emprades i exemples de càlcul de la columna DC-301.

El disseny mecànic realitzat per a cada columna compta de diferents seccions:

- Càlculs per secció cilíndrica pel cos de columna.
- Càlculs de secció cònica per unir dos seccions cilíndriques de diàmetre diferent, si és cau.
- Secció toriesfèrica de capçals de fons superior i inferior estandarditzades per tots els dissenys realitzats.
- Dimensió i nombre de boques d'home que s'hi dissenyen en la columna.

PRESSIÓ HIDROSTÀTICA

És la pressió del fluid exercida sobre la columna.

$$P_{hidrostàtica} = \rho_{mescla} \cdot g \cdot H_{cos} \qquad (11.3\text{-}8)$$

Exemple: $P_{hidrostàtica} = 900{,}7\,\frac{kg}{m^3} \cdot 9{,}810\,\frac{m}{s^2} \cdot 12{,}28m = 108504\ Pa = 15{,}74psi$

Nota: L'altura del cos, realment s'ha determinat posteriorment al càlcul de la pressió hidrostàtica, per tant, es important dir que el càlcul de la pressió de disseny es realitzaria un cop determinada l'altura del cos de la columna.

PRESSIÓ DE DISSENY

Pel codi ASME, s'ha dimensionat un 20% la pressió de disseny com a marge de seguretat en cas de qualsevol imprevist. Així la pressió de disseny serà un 20% superior de la pressió de treball.

$$P_{disseny} = 1{,}150 \cdot (P_{treball} + P_{hidrostàtica}) \qquad (11.3\text{-}9)$$

Exemple: $P_{disseny} = 1{,}150 \cdot (14{,}50 + 15{,}74)psi = 34{,}95psi$

TEMPERATURA DE DISSENY

Per al càlcul de la temperatura de disseny, es suma un marge de seguretat a la temperatura màxima de treball.

$$T_{disseny} = T_{mitjana\ en\ columna\ DC-301} + 20{,}00ºC = \frac{T_{top} + T_{bottom}}{2} + 20ºC \quad (11.3\text{-}10)$$

Exemple: $T_{disseny} = \frac{31{,}60+60{,}40}{2} + 20{,}00^{o}C = 66{,}00\ ºC$

MATERIALS DE DISSENY

Per als tancs s'ha escollit un acer inoxidable, ja que tots ells són corrosius. En concret s'ha escollit el AISI 316L. La seva composició és:

- 0,02% de Carboni.
- 0,00% de Nitrogen.
- 17,2% de Crom.
- 10,1% de Níquel.
- 2,10% de Molibdè.

TENSIÓ MÀXIMA ADMISSIBLE

$S = 15700\ psi$ pel material seleccionat.

EFICÀCIA DE SOLDADURA (E)

La unió entre les planxes es realitza, en equips a mesura, mitjançant soldadura. Aquest tram discontinu on l'afecció dels límits del gra del material es veuen més exposats i el material pot quedar debilitat front a una disminució o augment de la temperatura de manera sobtada, ha de considerar-se una zona dèbil de l'equip.

Per aquest motiu i segons els punts de soldadura, ha d'introduir-se un coeficient de soldadura que penalitzi la tensió màxima admissible. Aquest coeficient ha estat de 0,85.

RADIOGRAFIAT

S'ha pres un radiografiat parcial per a tots els equips.

CORROSSIÓ ADMISSIBLE

S'ha preestablert un valor de corrosió admissible igual al màxim de espessor que puguin corroure els diferents compostos.

SOBRE-ESPESSOR PER CORROSSIÓ

El sobre-espessor per corrosió, C_1, ha de ser el suficient per compensar la corrosió, erosió o abrasió mecànica que pot sofrir l'equip durant la seva vida útil.

Normalment aquest valor es troba entre 1 i 6 mil·límetres, factor que es afegit als espessors obtinguts per poder resistir les càrregues a les quals es troben sotmesos els recipients.

TOLERÀNCIA DE FABRICACIÓ

A les curvatures dels fons toriesfèrics, és a dir, a les parts de l'equip en que el material sofreix una deformació, es perd certa part de l'espessor i per tant, s'afegeix un 12,50% del gruix del capçal a l'espessor obtingut inicialment.

FACTOR M

El factor M correspon a la relació entre els radis que formen el capçal toriesfèric, r i L, on aquests corresponen als radis mostrats a la Figura 11-11 i es calculen les equacions corresponents.

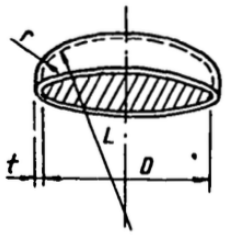


Figura 11-11 Capçal toriesfèric per a fons superior i inferior de columna.

On:

$$L = 0{,}900 \cdot D \qquad (11.3\text{-}11)$$

$$r = 0{,}085 \cdot L \qquad (11.3\text{-}12)$$

11.3.4.1. Disseny mecànic del cos, capçals superior i inferior

- Disseny i càlcul del cos

Per poder calcular l'espessor necessari per les condicions de treball, es necessitarà la següent equació.

$$t_{cos} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0{,}6 \cdot P} + CA + C_1 + C_2 \qquad (11.3\text{-}13)$$

Exemple: $t_{cos} = \frac{34{,}95 \cdot 30{,}00}{15700 \cdot 0{,}85 - 0{,}6 \cdot 34{,}95} + 0{,}008 + 0{,}2 + 1{,}250 \cdot 10^{-3} = 0{,}2880 \text{ in}$

On:

- t_{cos}: és l'espessor mínim requerit (polzades).
- P: és la pressió màxima de treball (psi).
- S: és l'esforç permissible del material, AISI 316L (psi).
- E: és la eficàcia de la soldadura.
- R: radi intern de la columna (DC-301) (polzades).
- C.A.: és la corrosió admissible (polzades).
- C_1: és la tassa de corrosió per any de vida útil (polzades), 20 anys de vida útil s'ha estimat.
- C_2: és la constant de tolerància de fabricació (polzades).

- Disseny i càlcul del capçals toriesfèrics

Per poder calcular l'espessor necessari per les condicions de treball, es necessitarà la següent equació amb la corresponent relació L/r. En els exemples de càlcul es realitzarà només per un capçal, aquest serà el superior, ja que l'altre presenta els mateixos valors.

$$t_{capçal} = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0{,}2 \cdot P} + C.A. + C_1 + C_2 \qquad (11.3\text{-}14)$$

Exemple: $t_{capçal} = \frac{34{,}95 \cdot 63{,}54 \cdot 1{,}77}{2 \cdot 15700 \cdot 0{,}8500 - 0{,}2 \cdot 34{,}95} + 0{,}008 + 0{,}2 + 1{,}250 \cdot 10^{-3} = 0{,}3650 in$

On:

- $t_{capçal}$: és l'espessor mínim requerit (polzades).
- P: és la pressió màxima de treball (psi).
- L: és el radi de l'esfera interior de la columna (DC-301) (polzades).
- M: és la constant que relaciona els fons toriesfèrics.
- S: és l'esforç permissible del material, AISI 316L (psi).

- E: és la eficàcia de la soldadura.
- C.A.: és la corrosió admissible (polzades).
- C_1: és la tassa de corrosió per any de vida útil (polzades).
- C_2: és la constant de tolerància de fabricació (polzades).

CÀLCUL DE L'ALÇADA DE COLUMNA

- Altura cos cilindre

L'alçada de les seccions de rebliment ve predeterminada per la simulació de l'Aspen Hysys V8.6, encara que es tenen que tenir en compte els gruixos i espaiats entre l'eliminador de boires, distribuïdors, re-distribuïdors, inclòs si cal allargar la part del capçal de fons per garantir el correcte funcionament del l'embornal.

En l'exemple realitzat per la columna DC-301, s'han determinar per regles del polze (6), els gruixos i espaiats entre les diferents parts internes de la columna citades en el paràgraf anterior i comentades en els diferents apartats i els resultats són:

En el cas de la columna DC-301 l'alçada total del cos cilíndric és de 12,28 m.

- Alçada de capçal toriesfèric

Per al càlcul de l'altura total del capçal toriesfèric es té en compte diferents variables. En els exemples de càlcul es realitzarà només per un capçal, aquest serà el superior, ja que l'altre presenta els mateixos valors.

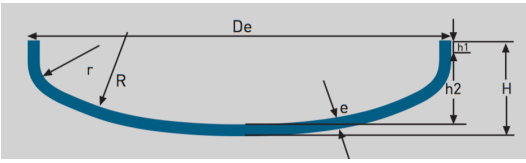


Figura 11-12 Esquema del capçal toriesfèric de tipus Klopper.

On:

$$De = Di + e \qquad (11.3\text{-}15)$$

Exemple: $De = 1524mm + 9{,}276 = 1533mm$

$$h2 = 0{,}1935 \cdot De - 0{,}455 \cdot e = 0{,}1935 \cdot D_{ext\ capçal} - 0{,}455 \cdot t_{capçal} \qquad (11.3\text{-}16)$$

Exemple: $h2 = 0{,}1935 \cdot 1533mm - 0{,}4550 \cdot 9{,}276mm = 292{,}5mm$

$$h1 \geq 3{,}500 \cdot e \ \geq 3{,}500 \cdot t_{capçal} \qquad (11.3\text{-}17)$$

Exemple: $h1 \geq 3{,}500 \cdot e \ \geq 3{,}500 \cdot t_{capçal} = 3{,}500 \cdot 9{,}276mm = 32{,}46mm$

$$H_{capçal\ toriesfèric} = h2 + h1 + e = h2 + h1 + t_{capçal} \qquad (11.3\text{-}18)$$

Exemple: $H_{capçal\ toriesfèric} = 292{,}5 + 32{,}46mm + 9{,}276mm = 334{,}2mm$

Així doncs, l'altura total de l'equip amb el capçal toriesfèric seguirà la següent equació.

$$H_{equip} = H_{cos} + H_{capçal\ superior\ toriesfèric} + H_{capçal\ inferior\ toriesfèric} \qquad (11.3\text{-}19)$$

Exemple: $H_{equip} = 12{,}28m + 0{,}3342m + 0{,}3342m = 12{,}95m$

A continuació, un dimensionament preliminar de la columna DC-501, tenint en compte les longituds dels capçals, seccions empacades, secció d'alimentació i altres elements interns, on la seva longitud s'ha calculat seguint les regles del polze per dimensionament d'elements interns, la qual cosa, cada element es esmentat en els diferents apartats de **11.3.3.2. Disseny i dimensionament intern.**

En la figura següent es mosta un model preliminar de la columna DC-301 amb la les diferents dimensions de les parts mecàniques tals com, capçal superior (H7), l'espaiat de distribuïdor de líquid (H5), l'espaiat entre distribuïdor i part superior de la primera secció de rebliment (H4), la primera secció de rebliment (H1), l'espaiat entre el re-distribuïdor i les seccions de rebliment (H6), la segona secció del rebliment (H2) i el capçal inferior (H3).

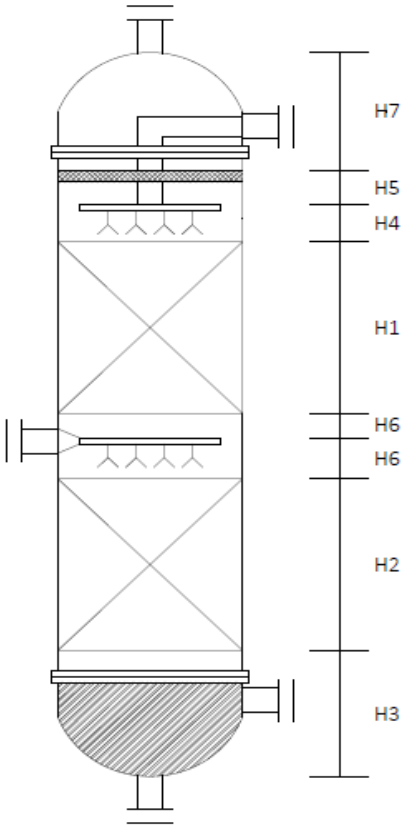


Figura 11-13 Esquema dimensionat preliminar de la columna DC-301

A continuació, es mostren les alçades pertinents segons les seccions establertes en la columna DC-301:

Taula 11-21 Dimensions de la columna DC-301

H1 (mm)	4539
H2 (mm)	6808
H3 (mm)	1284
H4 (mm)	229,5
H5 (mm)	250,0
H6 (mm)	457,0
H7 (mm)	334,2
H (mm)	12952

CÀLCUL DEL PES DE LA COLUMNA BUÏDA

- Toriesfèric i cos: En els exemples de càlcul es realitzarà només per un capçal, aquest serà el superior, ja que s'empra la mateixa equació i presenten els mateixos valors.

$$M_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot \left((D_{int} + 2 \cdot t_{cos})^2 - D_{int}^2\right) \cdot H_{cos} \cdot \rho_{acer} \qquad (11.3\text{-}20)$$

Exemple: $M_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot ((1{,}524m + 2 \cdot 7{,}310 \cdot 10^{-3}m)^2 - (1{,}524m)^2) + 13{,}23m \cdot 7850\frac{kg}{m^3} = 3730kg$

$$M_{capçal\ superior} = \left(\frac{\pi}{3} \cdot \frac{((D_{int\ cap.\ superior}^2 + 2 \cdot t_{capçal.\sup}) - D_{int\ cap.\ superior}^2)}{4} \cdot H_{cap.superior}\right) \cdot \rho_{acer} \qquad (11.3\text{-}21)$$

Exemple:

$$M_{capçal\ superior} = \left(\frac{\pi}{3} \cdot \frac{((1{,}524m + 2 \cdot 7{,}310 \cdot 10^{-3}m)^2 - 1{,}524^2)}{4} \cdot 0{,}334m\right) \cdot 7850\frac{kg}{m^3} = 39{,}07kg$$

$$M_{columna\ buida} = M_{cos} + M_{rebliment} + M_{capçal\ superior} + M_{capçal\ inferior} \qquad (11.3\text{-}22)$$

Exemple: $M_{columna\ buida} = 3730kg + 1387kg + 39{,}07kg + 39{,}07kg = 5196kg$

Nota: No s'ha pogut tenir en compte el pes de elements interns de columna tals com distribuïdors, re-distribuïdors i eliminadors de boira ja que no s'ha disposats de la informació en concret.

CÀLCUL DEL PES DE LA COLUMNA PLENA D'AIGUA

$$V_{columna\ buida} = V_{cos} + V_{capçal\ sup} + V_{capçal\ inf} \qquad (11.3\text{-}23)$$

Exemple: $V_{columna\ buida} = 1{,}15\ m^3$

$$M_{columna\ plena} = M_{columna\ buida} + \left(V_{columna\ buida} \cdot \rho_{aigua}\right) \qquad (11.3\text{-}24)$$

Exemple: $M_{columna\ plena} = 5196kg + \left(1{,}15m^3 \cdot 1000\frac{kg}{m^3}\right) = 6348\text{kg}$

11.3.4.2. Dimensió de la boca d'home, *manhole*

Segons (9) les dimensions mínimes de boques d'home en columnes de destil·lació són de 60x60 cm. Aquestes dimensions seran emprades de manera estandarditzada per totes les columnes dissenyades i es dimensionaran tantes com seccions de columna s'hi presentin en el disseny.

Pel cas de la columna DC-301, hi haurà dues boques d'home, una a la secció superior i l'altre a la secció inferior, possibilitant així la futura inspecció per personal de manteniment a cada zona de rebliment, distribuïdors i altres elements interns.

11.3.4.3. Espessor de l'aïllant extern i revestiment intern

En totes les columnes de destil·lació que operen a temperatures elevades, on la temperatura superficial de la paret es elevada es necessari posar un aïllament extern, per assumir i minimitzar les pèrdues d'energia i complir així els requeriments energètics del disseny funcional d'aquestes.

En el cas de les columnes DC-301, DC-501, DC-502, DC-503, DC-504 i EDC-501, el càlcul del gruix de l'aïllant extern s'ha realitzat mitjançant el programa INSULAN per càlculs amb aïllants de llana de roca de 80kg/m^3, on són necessaris paràmetre com, la temperatura mitjana interior de la columna, temperatura ambient seleccionada com la mínima donada a Igualada i velocitat de l'aire. Encara que la selecció del material aïllant pel proveïdor ISOVER Sant-Gobain.

Un cop calculat l'espessor de l'aïllant es determinat el volum necessari, calculat amb la següents expressions:

$$S = \pi \cdot D_{ext} \cdot H + \left(\frac{\pi}{16}\right) \cdot D_{ext}^2 \qquad (11.3\text{-}25)$$

$$V_{aïllant} = x \cdot S \qquad (11.3\text{-}26)$$

On:

- x = és el gruix de l'aïllant (m).
- D_{ext} = diàmetre extern de la columna (m).
- S = superfície externa de la columna (m^2).

En el cas dels requeriments pels revestiments interns de les columnes, si és cau, aquests s'empren en el revestiment de PTFE les columnes DC-501, EDC-501 i DC-502 que tenen vulnerabilitat de corrosió en presència d'àcid fòrmic en concentració a temperatures que es troben entre 60ºC – 140ºC.

11.3.5. COLUMNA DE DESTIL·LACIÓ EXTRACTIVA

11.3.5.1. Disseny funcional

La destil·lació extractiva s'empra per a separar azeòtrops i barreges amb punt d'ebullició molt propers, esdevenint una solució òptima i funcional per a la separació de l'àcid fòrmic i l'aigua. En la destil·lació extractiva, s'afegeix un solvent a la columna de destil·lació, aquest solvent s'afegeix per a que un dels components que conformen l'azeòtrop passi a ell de forma selectiva. Com s'escull el solvent per a que tingui un punt d'ebullició apreciablement major que el dels components que s'estan separant, el component atret, té volatilitat reduïda, fent possible que l'altre component que conformava l'azeòtrop es torni relativament més volàtil i resultant més senzill extreure'l en el destil·lat.

L'agent extractor afegit és l'alcohol benzílic. Aquest component té propietats ideals com a agent extractor. El punt d'ebullició és suficientment alt com per permetre una separació efectiva i simple de l'àcid fòrmic a la vegada que no hi ha descomposició significativa de l'àcid fòrmic donada la temperatura d'operació.

El procés de destil·lació extractiva requereix d'una columna extra per separar el solvent del component atret pel mateix, tal i com mostra la **Figura 11-14**. Aquesta segona columna, esdevindrà una columna de destil·lació que operarà en condicions de buit.

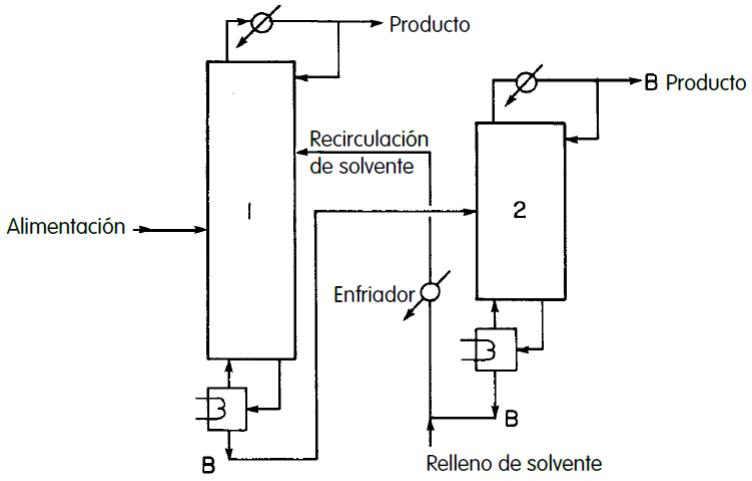


Figura 11-14 Diagrama de flux d'una destil·lació extractiva

En primer lloc, per realitzar un disseny preliminar s'empra un simulació a partir de mètode *short-cut* inclòs al programari Aspen HYSYS V8.6 de la mateixa manera que s'ha realitzat pel disseny funcional de les columnes DC-301, DC-501, DC-502, DC-503 i DC-504.

En segon lloc, a partir de les dades obtingudes a partir d'un balanç de matèria global i de component entre les zones d'alimentació i els corrents de destil·lat i residu que en resulten. Els resultats obtinguts es troben a la **Taula 11-22**:

$$F_1 + F_2 = D + R \qquad (11.3\text{-}27)$$

$$F_1 \cdot x_j + F_2 \cdot x_j = D \cdot x_j + R \cdot x_j \qquad (11.3\text{-}28)$$

On:

F_1: corrent d'entrada d'alimentació d'agent extractor, alcohol benzílic (kg/h)

F_2: corrent d'entrada d'alimentació amb la mescla provinent de la columna (DC-501) (kg/h)

D: corrent de destil·lat (kg/h)

R: corrent de residu (kg/h)

j: component determinat que té presència en cada corrent

Taula 11-22 Dades obtingudes del balanç de matèria realitzat

COMPONENTS	F1	F2	D		R	
	Cabal màssic (kg/h)	Cabal màssic (kg/h)	Cabal màssic (kg/h)	Percentatge de recuperació (%)	Cabal màssic (kg/h)	Cabal màssic (kg/h)
Monòxid de Carboni	0,000	0,000	0,0	0,000	0,000	0,000
Metanol	0,100	0,000	0,1	100,0	0,100	120,6
Formiat de Metil	0,000	0,000	0,0	0,000	0,000	0,000
Alcohol Benzílic	508,3	52177	508,4	1,000	52177	99,00
Metòxid de Potassi	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Aigua	14378	7,900	13563,0	94,30	983,8	6,800
Àcid Fòrmic	10331	20,90	126,4	1,200	9985,2	96,50
Total	25217	52206	14197,9	196,5	63146,1	322,9

Per tant, a partir d'aquestes dades obtingudes en la **Taula 11-22** es realitza la simulació mitjançant el *short-cut* del simulador i s'obtenen les dades a la **Taula 11-23**:

Taula 11-23 Dades obtingudes mitjançant *short-cut distillation.*

ETAPES		TEMPERATURES	(ºC)
Mínim nº d'etapes	11	Condensador	98,50
Nº actual d'etapes	19	*Reboiler*	116,4
Etapa òptima d'agent extractor	4		
Etapa òptima d'aliment	13		

11.3.5.2. Disseny mecànic

Per realitza el disseny mecànic de la columna de destil·lació extractiva (EDC-501) s'ha emprat el codi de disseny ASME i els càlcul s'han diferenciant en dues seccions d'aquesta, cadascuna d'aquestes seccions inclou el nombre d'etapes necessàries per duu a terme l'objectiu de separació obtingut en el disseny mitjançant condicions d'operació o disseny funcional.

En el cas de les seccions definides, s'han diferenciat de tal manera que la primera, des de l'etapa 19 fins la 4 que representen la secció de la part inferior de la columna fins la superior on s'hi trobi l'última etapa que la defineixi i la segona des d'aquesta última fins la primera etapa i part superior de la columna. Com en el cas de les altres columnes de destil·lació, en aquesta també s'ha assumit les dimensions de les parts internes tals com distribuïdors, re-distribuïdors, eliminadors de boira i embornal mitjançant (6).

Nota: Per tant, en les següents equacions es realitza el càlcul dels diferents paràmetres de disseny, les unitat emprades no són del sistema internacional encara que en la seva exposició als fulls d'especificació s'hi troben.

En primer lloc, la temperatura de disseny es calcula mitjançant la següent equació i s'empra el mateix valor, com a temperatura mitjana de columna per cadascuna de les seccions de disseny.

$$T_{disseny} = T_{mitjana\ en\ columna\ EDC-501} + 20{,}00ºC = \frac{T_{top} + T_{bottom}}{2} + 20{,}00ºC \qquad (11.3\text{-}29)$$

Exemple: $T_{disseny} = \frac{98{,}50+116{,}4}{2} + 20{,}00ºC = 127{,}5\ ºC$

En segon lloc, la pressió de disseny es calculat mitjançant la següent equació i s'empra el mateix valor per cadascuna de les dues seccions de disseny:

Cal tenir en compte la pressió hidrostàtica que presenta el fluid a l'interior de la columna, el càlcul és realitza mitjançant les següents equacions:

$$P_{hidrostàtica} = \rho_{mescla} \cdot g \cdot H_{cos} \qquad (11.3\text{-}30)$$

Exemple: $P_{hidrostàtica} = 1055\frac{kg}{m^3} \cdot 9{,}81\frac{m}{s^2} \cdot (3{,}136m + 8{,}186m) = 117178\ Pa = 17{,}00\ psi$

$$P_{disseny} = 1{,}150 \cdot (P_{operació} + P_{hidrostàtica}) \qquad (11.3\text{-}31)$$

Exemple: $P_{disseny} = 1{,}150 \cdot (14{,}65 + 17{,}00)psi = 36{,}4\ psi$

Nota: L'altura del cos, realment s'ha determinat posteriorment al càlcul de la pressió hidrostàtica, per tant, es important dir que el càlcul de la pressió de disseny es realitzaria un cop determinada l'altura del cos de la columna.

Nota: Els paràmetres de les següents equacions ja s'ha comentat en l'apartat **11.3.4.1 Disseny mecànic del cos, capçals superior i inferior**, per tant, es procedirà directament a l'exemple del seu càlcul.

Un cop determinades la temperatura i pressió de disseny es procedeix a la determinació d'altres paràmetres de disseny diferenciats en cada secció:

DISSENY MECÀNIC DE LA PRIMERA SECCIÓ

- Càlculs d'espessors de columna

El càlcul de l'espessor del cos mitjançant la següent equació:

$$t_{cos} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0{,}6 \cdot P} + CA + C_1 + C_2 \qquad (11.3\text{-}32)$$

Exemple:

$$t_{cos} = \frac{36{,}40 \cdot 50{,}77}{15700 \cdot 0{,}85 - 0{,}6 \cdot 36{,}40} + 0{,}008 + 0{,}40 + 0{,}0025 = 0{,}550\ in = 14\ mm$$

On:

- t_{cos}: és l'espessor mínim requerit (polzades).
- P: és la pressió de disseny (psi).
- S: és l'esforç permissible del material, AISI 316L (psi).
- E: és la eficàcia de la soldadura.
- R: radi intern de la columna (EDC-501) (polzades).
- C.A.: és la corrosió admissible (polzades).

Càlcul de l'espessor del capçal superior mitjançant la següent equació:

$$t_{capçal\ superior} = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0{,}2 \cdot P} + C.A. + C_1 + C_2 \qquad (11.3\text{-}33)$$

Exemple:

$$t_{capçal\ superior} = \frac{36{,}40 \cdot 103{,}8 \cdot 1{,}150}{2 \cdot 15700 \cdot 0{,}85 - 0{,}2 \cdot 36{,}40} + 0{,}008 + 0{,}02 + 0{,}0025 = 0{,}60\ in = 15\ mm$$

On:

- $t_{capçal}$: és l'espessor mínim requerit (polzades).
- P: és la pressió de disseny (psi).
- L: és el radi de l'esfera interior de la columna (DC-301) (polzades).
- M: és la constant que relaciona els fons toriesfèrics.
- S: és l'esforç permissible del material, AISI 316L (psi).
- E: és la eficàcia de la soldadura.
- C.A.: és la corrosió admissible (polzades).
- C_1: és la tassa de corrosió per any de vida útil (polzades).
- C_2: és la constant de tolerància de fabricació (polzades).

- Càlculs d'alçada de columna

El càlcul de l'alçada del capçal superior mitjançant la següent equació i les dades representades a la figura **Figura 11-15**:

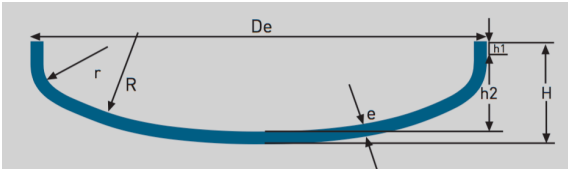


Figura 11-15 Imatge toriesfèric klopper

$$H_{capçal\ toriesfèric\ superior} = h2 + h1 + e = h2 + h1 + t_{capçal\ superior} \qquad (11.3\text{-}34)$$

Exemple: $H_{capçal\ toriesfèric\ superior} = 495{,}1 + 52{,}52 + 15 = 562{,}6\ mm$

$$De = Di + e \qquad (11.3\text{-}35)$$

Exemple: $De = 101{,}5 + 0{,}60 = 102{,}1\ in = 2594\ mm$

$$h2 = 0{,}1935 \cdot De - 0{,}4550 \cdot e = 0{,}1935 \cdot D_{ext\ capçal} - 0{,}455 \cdot t_{capçal\ superior} \qquad (11.3\text{-}36)$$

Exemple: $h2 = 0{,}1935 \cdot 2594 - 0{,}4550 \cdot 15 = 495{,}1\ mm$

$$h1 \geq 3{,}500 \cdot e \geq 3{,}500 \cdot t_{capçal\ superior} \qquad (11.3\text{-}37)$$

Exemple: $h1 \geq 3{,}500 \cdot e \ \geq 3{,}500 \cdot t_{capçal\ superior} = 3{,}500 \cdot 15 = 52{,}52\ mm$

El càlcul de l'alçada del cos que comprèn capçal superior i part de la secció analitzada mitjançant la següent equació 11.3-8 i l'alçada del cos que es troben en la següent equació:

$$H_{primera\ secció\ de\ l'equip} = H_{primera\ secció} + H_{capçal\ superior\ toriesfèric} \qquad (11.3\text{-}38)$$

Exemple: $H_{primera\ secció\ de\ l'equip} = 3{,}436 + 0{,}5626 = 4{,}000\ m$

- Càlcul del pes del capçal superior, cos de la primera secció i el pes total de la secció buida en la següents equacions:

$$M_{capçal\ superior} = \left(\frac{\pi}{3} \cdot \frac{((D^2_{int\ cap.\ superior} + 2 \cdot t_{capçal.\ \text{superior}}) - D^2_{int\ cap.\ superior})}{4} \cdot H_{cap.superior}\right) \cdot \rho_{acer} \qquad (11.3\text{-}39)$$

Exemple: $M_{capçal\ superior} = \left(\frac{\pi}{3} \cdot \frac{\left((2{,}579^2 + 2 \cdot 0{,}015) - 2{,}579^2\right)}{4} \cdot 0{,}5626\right) \cdot 7850 = 180\ kg$

$$M_{\cos de\ primera\ secció} = \frac{\pi}{4} \cdot \left((D_{int} + 2 \cdot t_{cos})^2 - D^2_{int}\right) \cdot H_{primera\ secció} \cdot \rho_{acer} \qquad (11.3\text{-}40)$$

Exemple: $M_{\cos de\ primera\ secció} = \frac{\pi}{4} \cdot ((2{,}579 + 2 \cdot 0{,}014)^2 - 2{,}579^2) \cdot 3{,}436 \cdot 7850 = 3097\ kg$

El següent càlcul contempla les equacions 11.3-13 i 11.3-14 i la massa de rebliment de la secció que es menciona en el propi càlcul.

$$M_{primera\ secció\ buida} = M_{cos\ primera\ secció} + M_{rebliment\ de\ secció} + M_{capçal\ superior} = 3097 + 1500 + 180 = 4777\ kg$$

DISSENY MECÀNIC DE LA SEGONA SECCIÓ

- Càlculs d'espessors de columna

El càlcul de l'espessor del cos mitjançant l'equació 11.3-6 però amb els valors corresponents per la segona secció:

$$t_{cos} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0{,}6 \cdot P} + CA + C_1 + C_2$$
$$= \frac{36{,}40 \cdot 55{,}83}{15700 \cdot 0{,}85 - 0{,}6 \cdot 36{,}40} + 0{,}008 + 0{,}40 + 0{,}0025 = 0{,}5630\ in$$
$$= 14{,}30\ mm$$

El càlcul de l'espessor del capçal superior mitjançant la equació 11.3-7 però amb els valors corresponents per la segona secció i pel capçal inferior:

$$t_{capçal\ inferior} = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0{,}2 \cdot P} + C.A. + C_1 + C_2$$
$$= \frac{36{,}40 \cdot 114{,}4 \cdot 1{,}36}{2 \cdot 15700 \cdot 0{,}85 - 0{,}20 \cdot 36{,}40} + 0{,}008 + 0{,}40 + 0{,}0025 = 0{,}64\ in$$
$$= 16{,}25\ mm$$

- Càlculs d'alçada de columna

El càlcul de l'alçada del capçal inferior mitjançant la equació 11.3-8, 11.3-10 i 11.3-11 però amb els valors corresponents per la segona secció:

$$H_{capçal\ toriesfèric\ inferior} = h2 + h1 + e = h2 + h1 + t_{capçal\ inferior}$$
$$= 0{,}545 + 56{,}90 + 16{,}26 = 0{,}618m$$

$$De = Di + e = 2836 + 16{,}26 = 2852\ mm$$

$$h2 = 0{,}1935 \cdot De - 0{,}455 \cdot e = 0{,}1935 \cdot D_{ext\ capçal} - 0{,}455 \cdot t_{capçal\ inferior}$$
$$= 0{,}1935 \cdot 2864 - 0{,}455 \cdot 16{,}26 = 545\ mm$$

$$h1 \geq 3{,}500 \cdot e \ \geq 3{,}500 \cdot t_{capçal\ inferior} = 3{,}500 \cdot 16{,}26 = 56{,}90\ mm$$

El càlcul de l'alçada del cos que comprèn capçal superior i part de la secció analitzada mitjançant la equació 11.3-12 però amb els valors corresponents per la segona secció:

$$H_{segona\ secció\ de\ l'equip} = H_{cos\ segona\ secció} + H_{capçal\ inferior\ toriesfèric} = 9{,}136 + 0{,}618$$
$$= 9{,}750\ m$$

- Càlcul del pes del capçal superior, cos de la segona secció i el pes total de la secció buida mitjançant les equacions 11.3-13 i 11.3-14 però amb els valors corresponents per la segona secció i la massa rebliment que es menciona en el propi càlcul.

$$M_{cos} = \frac{\pi}{4} \cdot \left((D_{int} + 2 \cdot t_{cos})^2 - D_{int}^2\right) \cdot H_{segona\ secció} \cdot \rho_{acer}$$
$$= \frac{\pi}{4} \cdot ((2{,}836 + 2 \cdot 0{,}0143)^2 - 2{,}836^2) \cdot 9{,}136 \cdot 7850 = 9273\ kg$$

$$M_{capçal\ inferior} = \left(\frac{\pi}{3} \cdot \frac{((D_{int\ cap.\ inferior}^2 + 2 \cdot t_{capçal.\ \text{inferior}}) - D_{int\ cap.\ inferior}^2)}{4} \cdot H_{cap.\ inferior}\right) \cdot \rho_{acer}$$
$$= \left(\frac{\pi}{3} \cdot \frac{\left((2{,}836^2 + 2 \cdot 0{,}0143) - 2{,}836^2\right)}{4} \cdot 0{,}618\right) \cdot 7850 = 235\ kg$$

$$M_{segona\ secció\ buida} = M_{cos\ segona\ secció} + M_{rebliment\ secció} + M_{capçal\ inferior}$$
$$= 9273 + 2000 + 235 = 11508\ kg$$

El càlcul de l'alçada total de columna es realitza mitjançant el sumatori de les alçades obtingudes per cadascun dels capçals i cossos de secció definit en les equacions anteriors i la 11.3-12 però amb els valors corresponents a les dues seccions:

$$H_{equip} = H_{primera\ secció\ de\ l'equip} + H_{segona\ secció\ de\ l'equip} = 4{,}000 + 9{,}750$$
$$= 13{,}75\ m$$

- Pes total de columna buida

El càlcul del pes total de la columna buida es realitza mitjançant el sumatori del pes total del cos de les seccions, el rebliment total mitjançant les equacions corresponents al càlculs de la massa de columna de cada secció:

$$M_{columna\ buida} = M_{primera\ secció} + M_{segona\ secció} = 4777 + 11508 = 16285\ \text{kg}$$

- Pes total de columna plena

$$V_{columna\ buida} = V_{\cos primera\ secció} + V_{\cos segona\ secció} + V_{capçal\ sup} + V_{capçal\ inf}$$
$$= 0{,}356 + 1{,}170 + 1{,}656 + 2{,}203 = 5{,}385\ m^3$$

$$M_{columna\ plena} = M_{columna\ buida} + \left(V_{columna\ buida} \cdot \rho_{aigua}\right)$$
$$= 16285 + (5{,}385 \cdot 1000) = 21670\ kg$$

11.4. REACTORS

11.4.1. REACTOR DE CARBONILACIÓ R-201

La producció d'àcid fòrmic passa, en un primer terme, per la hidròlisi del formiat de metil; es tracta d'un procés de dues etapes on a la primera etapa és duu a terme la carbonilació del metanol emprant monòxid de carboni i metòxid de potassi com a catalitzador. La reacció és una reacció multifàsica en la que el monòxid de carboni comprèn la fase gas i la solució de metanol i metòxid de potassi esdevé la fase líquida.

Tal i com descriuen Adami et al. (11), la reacció es duu a terme en qualsevol reactor en que es puguin dur a terme reaccions gas-líquid que puguin aconseguir una velocitat superficial de circulació del gas òptima. Per al present projecte, s'ha considerat la utilització d'un reactor de columna de bombolleig (*bubble column*).

Les columnes de bombolleig són àmpliament emprades com a reactors de contacte multifàsic en les indústries química, petroquímica, bioquímica i metal·lúrgica. El seu ampli camp d'aplicacions és degut al gran nombre d'avantatges que proporcionen en el disseny i operació en comparació amb altres reactors. En un primer terme, tenen una excel·lent transferència de calor i matèria, resultant en elevats coeficients de transferència de matèria. A més a més, els reactors requereixen de poc cost operacional i de manteniment, degut a l'absència de parts mecàniques com ara un agitador (2).

11.4.1.1. Disseny funcional

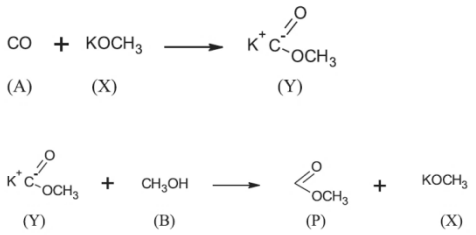
DETERMINACIÓ DE LA CINÈTICA DE LA SÍNTESI DEL FORMIAT DE METIL

La síntesi del formiat de metil, en termes generals, esdevé:

$$CO(g) + CH_3OH(l) \xrightarrow{cat} HCOOCH_3$$

On *cat* denota el catalitzador $KOCH_3$ homogeni en una solució de metanol. Per tal d'obtenir una cinètica que descrigui el procés d'obtenció de formiat de metil, és necessari descriure el mecanisme de reacció que es duu a terme.

La reacció comença amb un atac nucleofílic pel metòxid (X) al monòxid de carboni (A) per formar un intermedi de reacció (Y) que reacciona amb el metanol per obtenir l'ester del metil (P) i formar nou metòxid. Els passos del mecanisme descrit s'exposen a continuació:



(I)

(II)

El sistema proposat implica la formació d'un sistema de lineal de en dos passos:

$$\begin{cases} A + X \rightarrow Y \\ Y + B \rightarrow P + X \end{cases}$$
$$A + B \rightarrow P$$

Definint les velocitats de reacció dels sistemes elementals, aplicant el mètode de l'estat estacionari pels intermedis X i Y i relacionant les constants de cadascuna de les reaccions implicades al sistema amb la constant d'equilibri, l'equació esdevé:

$$r = \frac{k_1 k_2 \left(C_A C_B - \frac{C_P}{K_C}\right) C_{CAT}}{k_1 \left(C_A + \frac{1}{K_1}\right) + k_2 \left(C_B + \frac{C_P}{K_2}\right)} \qquad (11.4\text{-}1)$$

On k_i és la velocitat de reacció per a cadascuna de les reaccions implicades (L mol^{-1} min^{-1}), C_i és la concentració de les espècies implicades (mol L^{-1}), K_i és la constant d'equilibri termodinàmica.

Es pot assumir, no obstant, que l'atac nucleofílic (pas I) és molt més lent que el canvi del protó (pas II). Essent així, el primer terme del denominador de l'equació 11.4-1 s'omet. Considerant també que K_2 és molt gran, el terme C_P/K_2 tendeix a zero, i l'equació esdevé:

$$r = \frac{k_1 \left(C_A C_B - \frac{C_P}{K_C}\right) C_{CAT}}{C_B} \qquad (11.4\text{-}2)$$

On les unitats de l'equació cinètica són mol·L^{-1}·min^{-1}.

SUPOSICIONS DE DISSENY

El disseny d'un reactor de columna de bombolleig es basa en la quantificació dels fenòmens de transport que es duen a terme entre la fase gas i la fase líquida: transferència de calor i matèria i cinètica química del sistema. No essent una tasca fàcil, les següents suposicions s'han considerat en el disseny del reactor:

- El canvi de concentracions es duu a terme en una pel·lícula al final de cada fase (teoria de la doble pel·lícula, Lewis i Whitman 1924).
- El *bulk* es troba en estat estacionari i és homogeni.
- La interfase no es pot predir.
- Les concentracions de cada component a les interfases de cada fase respectivament es troben en equilibri i relacionades per la llei de Henry.

Tant el gas com el líquid, segueixen un pseudomodel de reactor de flux pistó a co-corrent, tal i com il·lustra la **Figura 11-36**.

La reacció es duu a terme íntegrament a la fase líquida.

El reactor treballa de forma isoterma. Les condicions isotermes s'aconsegueixen combinant l'evaporació de la solució líquida de catalitzador amb el sistema de bescanvi de mitja canya que incorpora el reactor. El règim hidrodinàmic del reactor és considera homogeni i perfectament agitat . Tot i ser una suposició no gaire acurada, la representació del comportament de la fase líquida en cas de règims heterogenis o de transició comporta l'anàlisi de la mateixa emprant models de dispersió axial o programes de mecànica de fluids computacionals (CFDs). Donada la complexitat dels altres models, la predicció acurada del comportament de la fase líquida en el sí del reactor de carbonilació resta fora de l'abast d'aquest projecte.

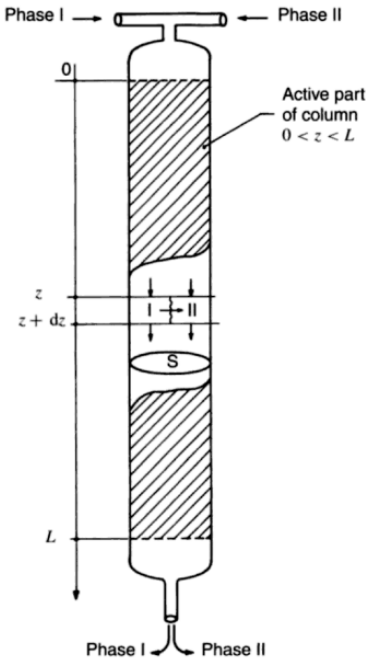


Figura 11-16 Reactor tubular amb dues fases (operació co-corrent)

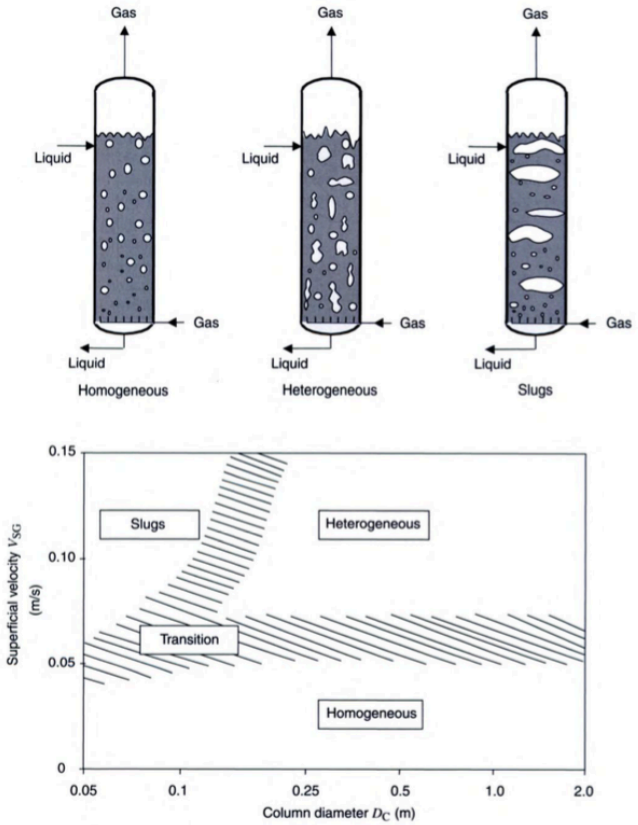


Figura 11-17 Règims hidrodinàmics per columnes de bombolleig per a medis no viscosos

El reactor opera de forma contínua amb una entrada constant de líquid i de gas, emprant difusors situats a la base del reactor per dispersar el segon en el medi líquid. El reactor incorpora dues sortides: una sortida líquida principalment de metanol i de formiat de metil dotada d'un sifó per evitar el pas de monòxid de carboni i una sortida de gas consistent en monòxid de carboni i el possible metanol i formiat de metil arrossegat pel gas. En etapes posteriors, totes dues sortides es sotmetran a operacions de separació per tal de recircular els reactius cap a l'inici de l'etapa de reacció i conduir els productes cap a les següents àrees de reacció.

TRANSFERÈNCIA DE MATÈRIA ENTRE FASES AMB REACCIÓ QUÍMICA

L'apartat següent pretén il·lustrar de forma breu les alteracions en els fenòmens de transport entre fases degut a una reacció química: degut a que una reacció química modificarà el perfil de concentracions a la interfase, també es veurà modificat el flux entre fases on la reacció té lloc (12).

La **Figura 11-18** il·lustra la situació en la que un component A_1 es transfereix de la fase I a la fase II. Un cop creua la interfase, A_1 participa en la reacció amb A_2 i mostra els perfils dels components implicats. El model suposa que els components A_2 i A_3 no creuen la interfase i, en conseqüència, no difonen a I.

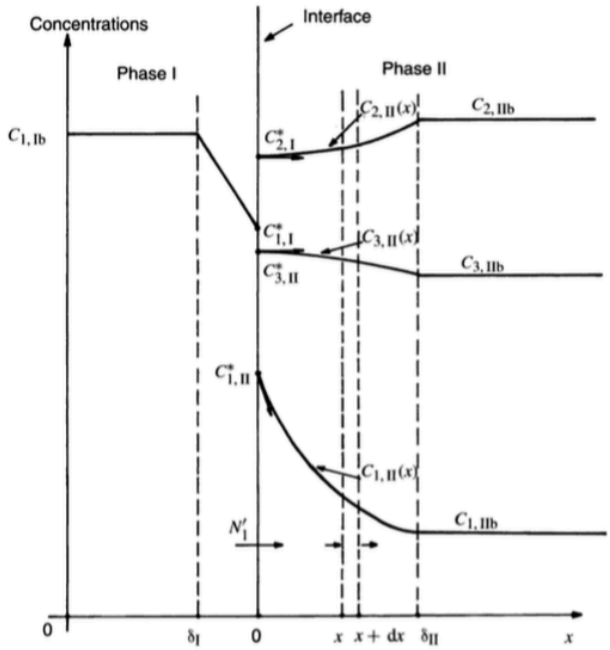


Figura 11-18 Perfils de concentració dels compostos A1, A2 i A3 a la fase II quan el compost A1 es transfereix

NOTA: $C_{i.I}$ i $C_{i,II}$ fan referència a les concentracions dels components a qualsevol punt de les fases I i II respectivament, $C_{i.Ib}$ i $C_{i,IIb}$ fan referència a les concentracions dels components al bulk, més enllà de la pel·lícula i $C_{i,II}(x)$ designa la concentració d'un component a qualsevol punt de la pel·lícula que es troba a una distància x de la pel·lícula, és a dir: $C_{i,II}(\delta_{II})=C_{i,IIb}$.

Es pot aplicar un balanç de matèria per un component A_i per un diferencial de pel·lícula de gruix dx aplicant la llei de Fick per a la difusivitat molecular per medis quasi-immòbils:

$$(\text{Flux d'A}_\text{i}\text{que entra per x}) + (\text{quantitat d'A}_\text{i}\text{que desapareix per unitat de temps}) = (\text{flux d'A}_\text{i}\text{que surt per x} + \text{dx})$$

En altres termes:

$$-\mathcal{D}_i\left[\frac{dC_i(x)}{dx}\right]_x + \upsilon_i r\, dx = -\mathcal{D}_i\left[\frac{dC_i(x)}{dx}\right]_{x+dx} \qquad (11.4\text{-}3)$$

On $\mathcal{D}_i$és el coeficient de difusivitat del component *i* (m/s), ν_i és el coeficient estequiomètric del component i i r és l'equació cinètica global del procés de síntesi de formiat de metil (equació 11.4-2). Si dx tendeix a 0, es pot escriure, per cada component:

$$\mathcal{D}_i\left[\frac{d^2C_i(x)}{dx^2}\right]\upsilon_i r = 0 \qquad (11.4\text{-}4)$$

L'equació 11.4-4 descriu la concentració de qualsevol component a la pel·lícula i en conseqüència, caldrà aplicar-la als balanços molars de cadascuna de les espècies. En ser una equació diferencial que inclou derivades parcials, caldrà aportar dues condicions de contorn:

$$C_i(0) = C_i^* \quad per\ x = 0 \tag{11.4-5}$$

$$C_i(\delta) = C_i, b \quad per\ x = \delta \tag{11.4-6}$$

On δ, segons la teoria de la doble pel·lícula, es el gruix a la fase II definit per $\delta = \frac{\mathcal{D}_1}{k_1} = \frac{\mathcal{D}_2}{k_2} = \frac{\mathcal{D}_i}{k_i}$

BALANÇOS DE MATÈRIA PER A CADA FASE

En aquest apartat es presenten les equacions de balanç de matèria de cada fase en estat no estacionari.

De l'equació general del balanç de matèria:

$$E + G = S + A$$

Es pot reescriure les equacions relatives a la variació de concentració de monòxid de carboni (A) degut a la transferència de matèria de la fase gas a la fase líquida i a la conseqüent formació d'àcid fòrmic:

$$AF_I: \quad \frac{\partial C_{A_I}}{\partial t} + \frac{\partial F_{A_I}}{\partial z \cdot s} = -a \cdot N_A'|_{x=0} + 0 \tag{11.4-7}$$

Les equacions que descriuen les variacions de la concentració dels components a la fase líquida són:

$$AF_{II}: \quad \frac{\partial C_{A_{II}}}{\partial t} + \frac{\partial F_{A_{II}}}{\partial z \cdot s} = a \cdot N_A'|_{x=\delta} + (\nu_A r)(\varepsilon_{II} - a\delta) \tag{11.4-8}$$

$$BF_{II}: \quad \frac{\partial C_{B_{II}}}{\partial t} + \frac{\partial F_{B_{II}}}{\partial z \cdot s} = a \cdot N_B'|_{x=\delta} + (\nu_B r)(\varepsilon_{II} - a\delta) \tag{11.4-9}$$

$$PF_{II}: \quad \frac{\partial C_{P_{II}}}{\partial t} + \frac{\partial F_{B_{II}}}{\partial z \cdot s} = a \cdot N_P'|_{x=\delta} + (\nu_P r)(\varepsilon_{II} - a\delta) \tag{11.4-10}$$

On: F_{i_I} i $F_{i_{II}}$ són els cabals molars del component i a la fase I i II respectivament, z és la llargada del rector, s és la secció del reactor, a és l'àrea interficial (m^2 de bombolla/m^3 líquid), $N_i|_{x=0}$ i $N_i|_{x=0}$ són els fluxos molars amb reacció química del component *i* per a x=0 i per a x=δ ($mol \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$) (vegeu **Figura 11-18**) tal i com descriu l'equació 11.4-4 i ε_{II} és el hold-up de líquid que es defineix com: 1 - ε_I.

ESTIMACIÓ DE PARÀMETRES

Previ al disseny del reactor, és necessari fer una estimació dels paràmetres que apareixen a les equacions presentades anteriorment. Les propietats dels corrents de líquid i de gas necessàries per als càlculs que comprèn aquest apartat es presenten a la **Taula 11-24**.

Taula 11-24 Propietats físiques segons les fases del reactor de carbonilació

GENERAL	
Temperatura (°C)	90,00
Pressió (bar)	45,00
FASE LÍQUIDA	
Viscositat (Cp)	0,2468
Densitat (Kg/m^3)	724,9
Pes molecular (g/mol)	32,65
Tensió superficial (dina/cm)	19,79
FASE GAS	
Viscositat (Cp)	2,162·10^{-3}
Densitat (Kg/m^3)	41,65

- Estimació de la velocitat superficial del gas

La velocitat superficial del gas s'ha fixat segons el disseny d'Adami et. al. (11) en un reactor a escala pilot, essent el seu valor de 6,2cm/s. La velocitat de circulació del gas a través de la columna de bombolleig permet el càlcul del diàmetre de la columna a partir del cabal de gas que entra al reactor (vegeu Dimensionament de la columna de bombolleig)

- Estimació de l'àrea interficial

L'àrea interficial de les columnes de bombolleig oscil·len entre els 100 i els 400m^2/m^3 de bombolla (12). Per bombolles esfèriques:

$$a = \frac{6\varepsilon_I}{d_B} \qquad (11.4\text{-}11)$$

On d_B és el diàmetre de bombolla (m) i ε_I és el *holdup* de gas. El diàmetre de bombolla, a la vegada, es defineix segons (13):

$$d_B = \sqrt{\frac{\sigma}{(\rho_L - \rho_G)g}\left(\frac{V_g\mu_L}{\sigma}\right)^{-0,04}\left(\frac{\sigma^3\rho_L}{g\mu_L^4}\right)^{-0,12}\left(\frac{\rho_L}{\rho_G}\right)^{0,22}} \qquad (11.4\text{-}12)$$

On ρ_L i ρ_G són les densitats del líquid i del gas respectivament (Kg/m^3), V_g és la velocitat superficial del gas (m/s), μ_L és la viscositat del líquid, σ és la tensió superficial (N/m) i g és la constant d'acceleració gravitacional (m^2/s).

- Estimació del *holdup* de gas

Per al càlcul del *holdup* de gas, s'ha considerat emprar les correlacions de Wilkinson et. al. (13) que tenen en compte els efectes de la pressió:

$$\varepsilon_I = 0{,}5 \cdot \exp(-193\rho_g^{-0{,}61}\mu_L^{0{,}5}\sigma^{0{,}11}) \qquad (11.4\text{-}13)$$

On totes les variables han estat prèviament definides. Pel *holdup* de gas al reactor s'ha trobat un valor de 0,365, que esdevé en un *holdup* de líquid $\varepsilon_{II} = 1 - 0{,}365 = 0{,}635$.

- Estimació del coeficient de difusivitat

Deckwer (1992) (14) proposà la següent correlació per al càlcul del coeficient de difusió del CO a la fase líquida:

$$\mathcal{D}_{CO} = \frac{1{,}8588E - 18\sqrt{xMT}}{\mu_L V_g^{0{,}6}} \qquad (11.4\text{-}14)$$

On *x* és la fracció molecular del CO, M és el pes molecular del CO (g/mol), T és la temperatura absoluta (K) i V_g és el volum molar de monòxid de carboni que entra al reactor (m^3/mol)

- Estimació del coeficient de transferència de matèria

Akita i Yoshida (1973) (15) van proposar l'equació 11.4-15 pel càlcul del coeficient de transferència de matèria:

$$k_{L_a} = 0{,}6\frac{\mathcal{D}_L}{D_C^2}\left(\frac{\mu_L}{\rho_L\mathcal{D}_L}\right)^{0{,}50}\left(\frac{dD_C^2\rho_L}{\sigma}\right)^{0{,}62}\left(\frac{gD_C^3\rho_L^2}{\mu_L^2}\right)^{0{,}31}\varepsilon_I^{1{,}1} \qquad (11.4\text{-}15)$$

On k_{La} és el coeficient de transferència de matèria per unitat d'àrea i D_C és el diàmetre de columna que, per a valors de D_C>0,6, D_C=0,6.

DIMENSIONAMENT DE LA COLUMNA DE BOMBOLLEIG

El dimensionament de la columna passa per plantejar els balanços de matèria i les equacions de perfil de flux per a cadascuna de les fases implicades (vegeu apartats anteriors). A partir dels perfils de concentració obtinguts, hom pot deduir el grau de conversió que servirà per contrastar si el disseny del reactor s'ajusta al model proposat per Adami et. al.

El diàmetre de la columna queda determinat pel cabal de gas que hi circula i la velocitat de circulació del mateix segons l'equació 11.4-16:

$$D_C = \sqrt{\frac{Qg/V_g}{\pi/4}} \qquad (11.4\text{-}16)$$

On Q_g és el cabal de volumètric de gas (m3/s) i V_g és la velocitat superficial del gas (m/s).

El diàmetre de la columna es pot relacionar amb el volum de la mateixa segons l'equació 11.4-17:

$$V_L = 0{,}25 \cdot \pi \cdot D_C^2 \cdot H_L \qquad (11.4\text{-}17)$$

On H_L és l'alçada de líquid de la columna (m) i V_L el volum de la fase líquida (m^3). Si es té en compte el volum que ocuparà el gas en el sí de la columna, l'expressió 11.4-18 esdevé:

$$V_C = V_L/\varepsilon_{II} \qquad (11.4\text{-}18)$$

On V_C és el volum del reactor (m^3). Finalment, l'alçada total de la columna és relaciona amb el volum del reactor segons l'equació 11.4-19

$$H_C = \frac{V_R}{\frac{\pi}{4} D_C^2} \qquad (11.4\text{-}19)$$

Essent així, caldrà realitzar un procediment iteratiu sobre l'alçada de líquid de la columna per obtenir el grau de conversió referit al metanol que Adami et. al. estipulen al seu reactor a escala pilot (47%) . S'ha realitzat el càlcul dels paràmetres de disseny del reactor emprant el programari MATLAB. Els perfils de concentració dels components al llarg de l'alçada de líquid de la columna per a cada fase es presenten a la **Figura 11-19**:

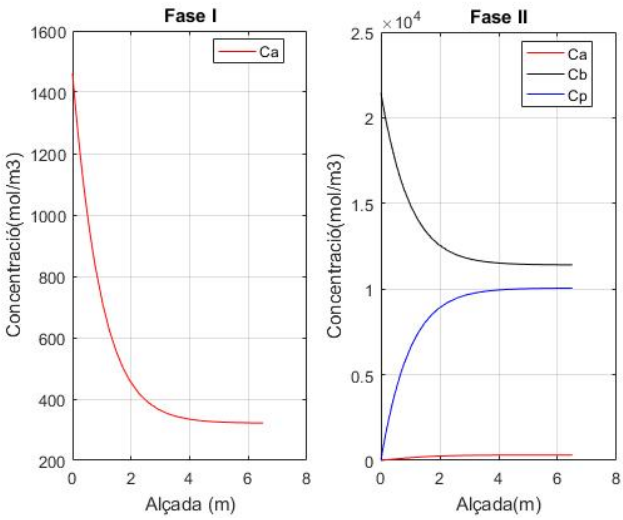


Figura 11-19 Perfils de concentració dels components al llarg de l'alçada del reactor per a cada fase

Els perfils de concentració representats a la **Figura 11-19** Perfils de concentració dels components al llarg de l'alçada del reactor per a cada fase es mostren el que caldria esperar: la concentració de monòxid de carboni (A) a la fase gas disminueix en transferir-se a la fase líquida que, en reaccionar amb el metanol (B) s'obté formiat de metil (P). Hom observa com els perfils s'estabilitzen als 6,5 metres de columna, sinònim de que la reacció de carbonilació ha arribat a l'equilibri, obtenint un grau de conversió del 47% referent al metanol. Els perfils obtinguts, lligats a la similitud de resultats respecte al dimensionament de la columna d'Adami et. al., permeten corroborar que el disseny de la columna és l'adequat per al procés de carbonilació.

Finalment, es pot calcular el temps de residència per a la fase líquida tal i com es recull a l'equació 11.4-20:

$$\tau_L = \frac{V_C/Q_L}{60} \qquad (11.4\text{-}20)$$

On τ_L és el temps de residència de la fase líquida (s). D'acord amb els perfils obtinguts i les equacions plantejades per al dimensionament del reactor, la **Taula 11-25** recull el disseny funcional del reactor de carbonilació, així com la conversió obtinguda:

Taula 11-25 Dimensions funcionals de la columna de bombolleig

PARÀMETRES (UNITATS CONGRUENTS)	
V_L (m^3)	7,603
V_C (m^3)	11,97
D_C (m)	1,220
H_L (m)	6,500
H_C (m)	10,24
X (adim)	0,4683
τ_L (min)	18,25

11.4.1.2. Disseny mecànic

El disseny mecànic realitzat compta de diferents càlculs:

- Càlculs pel cos del reactor.
- Càlculs de secció toriesfèrica dels dos capçals superior i inferior.
- Disseny del distribuïdor de gas

PRESSIÓ HIDROSTÀTICA

És la pressió del fluid exercida sobre el reactor.

$$P_{hidrostàtica} = \rho_{mescla} \cdot g \cdot H_{cos} \qquad (11.4\text{-}21)$$

PRESSIÓ DE DISSENY

Pel codi ASME, s'ha dimensionat un 20% la pressió de disseny com a marge de seguretat en cas de qualsevol imprevist. Així la pressió de disseny serà un 20% superior de la pressió de treball.

$$P_{disseny} = 1{,}150 \cdot (P_{treball} + P_{hidrostàtica}) \qquad (11.4\text{-}22)$$

TEMPERATURA DE DISSENY

Per al càlcul de la temperatura de disseny, es suma un marge de seguretat a la temperatura màxima de treball.

$$T_{disseny} = T_{reactor} + 20{,}00ºC = \frac{T_{top} + T_{bottom}}{2} + 20ºC \qquad (11.4\text{-}23)$$

MATERIALS DE DISSENY

Per al reactor s'ha escollit un acer inoxidable, ja que tots ells són corrosius. En concret s'ha escollit el AISI 316L. La seva composició és:

- 0,02% de Carboni.
- 0,00% de Nitrogen.
- 17,2% de Crom.
- 10,1% de Níquel.
- 2,10% de Molibdè.

TENSIÓ MÀXIMA ADMISSIBLE

$S = 15700\ psi$ pel material seleccionat.

EFICIÈNCIA DE LA SOLDADURA (E)

La unió entre les planxes es realitza, en equips a mesura, mitjançant soldadura. Aquest tram discontinu on l'afecció dels límits del gra del material es veuen més exposats i el material pot quedar debilitat front a una disminució o augment de la temperatura de manera sobtada, ha de considerar-se una zona dèbil de l'equip.

Per aquest motiu i segons els punts de soldadura, ha d'introduir-se un coeficient de soldadura que penalitzi la tensió màxima admissible. Aquest coeficient ha estat de 0,85.

RADIOGRAFIAT

S'ha pres un radiografiat parcial per a tots els equips.

CORROSIÓ ADMISSIBLE

S'ha preestablert un valor de corrosió admissible igual al màxim de espessor que puguin corroure els diferents compostos.

SOBRE-ESPESSOR PER CORROSIÓ

El sobre-espessor per corrosió, C_1, ha de ser el suficient per compensar la corrosió, erosió o abrasió mecànica que pot sofrir l'equip durant la seva vida útil.

Normalment aquest valor es troba entre 1 i 6 mil·límetres, factor que es afegit als espessors obtinguts per poder resistir les càrregues a les quals es troben sotmesos els recipients.

TOLERÀNCIA DE FABRICACIÓ

A les curvatures dels fons toriesfèrics, és a dir, a les parts de l'equip en que el material sofreix una deformació, es perd certa part de l'espessor i per tant, s'afegeix un 12,50% del gruix del capçal a l'espessor obtingut inicialment.

FACTOR M

El factor M correspon a la relació entre els radis que formen el capçal toriesfèric, r i L, on aquests corresponen als radis mostrats a la **Figura 11-20** i es calculen les equacions corresponents.

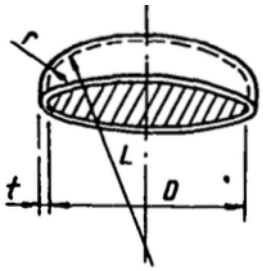


Figura 11-20 Capçal toriesfèric per a fons superior i inferior del reactor

11.4.1.3. Disseny mecànic del cos, capçals superior i inferior

DISSENY I CÀLCUL DEL COS

Per poder calcular l'espessor necessari per les condicions de treball, es necessitarà la següent equació.

$$t_{cos} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0{,}6 \cdot P} + CA + C_1 + C_2 \qquad (11.4\text{-}24)$$

On:

- t_{cos}: és l'espessor mínim requerit (polzades).
- P: és la pressió màxima de treball (psi).
- S: és l'esforç permissible del material (psi).
- E: és la eficàcia de la soldadura.
- R: radi intern de la columna (polzades).
- C.A.: és la corrosió admissible (polzades).
- C_1: és la tassa de corrosió per any de vida útil (polzades), 20 anys de vida útil s'ha estimat.
- C_2: és la constant de tolerància de fabricació (polzades).

DISSENY I CÀLCUL DEL CAPÇALS TORIESFÈRICS:

Per poder calcular l'espessor necessari per les condicions de treball, es necessitarà la següent equació amb la corresponent relació L/r. En els exemples de càlcul es realitzarà només per un capçal, aquest serà el superior, ja que l'altre presenta els mateixos valors.

$$t_{capçal} = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0{,}2 \cdot P} + C.A. + C_1 + C_2 \qquad (11.4\text{-}25)$$

On:

- $t_{capçal}$: és l'espessor mínim requerit (polzades).
- P: és la pressió màxima de treball (psi).
- L: és el radi de l'esfera interior de la columna (polzades).
- M: és la constant que relaciona els fons toriesfèrics.
- S: és l'esforç permissible del material (psi).
- E: és la eficàcia de la soldadura.
- C.A.: és la corrosió admissible (polzades).
- C_1: és la tassa de corrosió per any de vida útil (polzades).
- C_2: és la constant de tolerància de fabricació (polzades).

Taula 11-26 Paràmetres mecànics del reactor de carbonilació

PARÀMETRES	VALORS
V (m^3)	11,97
D (m)	1,200
H (m)	12,29
Espessor cos (mm)	42,00
Espessor capçal superior (mm)	60,00
Espessor capçal inferior (mm)	60,00
Sobre-espessor de corrosió (mm)	6,000

El reactor d'hidròlisi està a 110°C, aquesta temperatura se li ha d'aportar mitjançant una mitja canya, ja que l'exterior es troba a 25°C. Per tal de calcular-la, es seguiran els següents passos.

11.4.1.4. Disseny de la camisa i el serpentí

CALOR A APORTAR AL REACTOR

S'ha de calcular el calor a aportar al tanc a a partir de l'entalpia de reacció i el cabal de reactiu limitant, formiat de metil, de sortida menys el que pugui entrar a l'entrada.

El corrent d'entrada té un cabal de 23142 kg/h i una fracció màssica de formiat de metil de 0,62, és a dir entren 14348 kg/h de formiat de metil i el cabals de sortida tenen uns cabals de 9471 i 18103

kg/h i una fracció màssica de 0,02 i 0,05 respectivament, és a dir entren 1094,6 kg/h de formiat de metil.

Per tant, el cabal que hi ha és el següent:

$$Cabal_{formiat\ de\ metil} = \left(14348\frac{kg}{h} + 1094{,}6\frac{kg}{h}\right) \cdot \frac{1\ h}{3600\ s} = 3{,}682\frac{kg}{s}$$

Un cop obtingut el cabal de limitant, es calcula el calor que s'ha d'aportar al reactor d'hidròlisi.

$$Q\left[\frac{J}{s}\right] = Cabal\left[\frac{kg}{s}\right] \cdot \Delta H_R\left[\frac{J}{kg}\right] \qquad (11.4\text{-}26)$$

On l'entalpia de reacció ΔH_Rve donada per la suma de les entalpies dels productes menys la dels reactius, ja que els productes es formen i els reactius es consumeixen. L'entalpia de reacció ve donada pel programa *Aspen Hysys* i és 16,3 kJ/mol.

$$Q = 3{,}682\frac{kg}{s} \cdot 29000\frac{J}{mol} \cdot \frac{1000\ mol}{1\ kmol} \cdot \frac{1\ kmol}{60\ kg} = 1{,}779 \cdot 10^6\frac{J}{s}$$

Així doncs, el cabal necessari per escalfar el reactor és de 1779 KW.

CÀLCUL DEL COEFICIENT GLOBAL DE CALOR

El coeficient global de calor ha estat calculat de la mateixa manera que en l'apartat **11.4.2.5. Disseny de la mitja canya,** i aquest ha estat de 250 W/m^{2}K.

CÀLCUL DE LA TEMPERATURA MITJANA LOGARÍTMICA

El fluid servei és aigua glicolada i té un salt tèrmic de -20°C a -10°C i la temperatura del reactor és de 90°C i l'aliment entra a un increment de temperatura de 10°C.

$$\Delta Tml = \frac{(T_{reactor} - T_{entrada}) - (T_{reactor} - T_{sortida})}{\ln\left(\frac{(T_{reactor} - T_{entrada})}{T_{reactor} - T_{sortida}}\right)} \qquad (11.4\text{-}27)$$

Per tant, aquest ha estat el següent en tots dos casos.

$$\Delta Tml = \frac{(90 + 20) - (90 + 10)}{\ln\left(\frac{(90 + 20)}{(90 + 10)}\right)} = 105^oC$$

CALOR QUE S'EMPORTA EL VAPOR I EL LÍQUID

S'utilitza l'equació de bescanvi de calor.

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta Tml = m \cdot c_P \cdot \Delta T_{camisa} \qquad (11.4\text{-}28)$$

Taula 11-27 Paràmetres del líquid i vapor de sortida.

PARÀMETRES	VALOR
Cp líquid (J/KgC)	3241
Cp gas (J/KgC)	1253

Per tant, s'obté que s'allibera un calor total de 222KW en total que es resten als inicials esmentats.

ÀREES DE BESCANVI CORRESPONENTS

L'àrea de la camisa és la mateixa que l'àrea lateral del reactor i la resta, és l'àrea de serpentí.

$$\mathrm{A}_{\text{bescanvi total}} = \frac{Q}{U \cdot \Delta Tml} \qquad (11.4\text{-}29)$$

$$\mathrm{A}_{\text{bescanvi total}} = \frac{1{,}779 \cdot 10^6 \frac{J}{s}}{250 \frac{W}{m^2{}^oC} \cdot 105^oC} = 59{,}4m^2$$

Així doncs, 47,1m^2 seran de camisa i 12,3m^2 seran de serpentí.

CÀLCUL DE LES DIMENSIONS DEL SERPENTÍ

Fixem un diàmetre de 1 ½ polzades que són 0,0381m i es calcula la llargada.

$$L = \frac{A}{\pi D} = \frac{12{,}3m^2}{\pi \cdot 0{,}0381m} = 103m$$

Així, també es fixa una distancia d'entre espires de 0,06m i un diàmetre de volta d'1m.

$$n_{voltes} = \frac{L}{\pi D} = \frac{103m}{\pi \cdot 1m} = 33\ voltes$$

Així doncs, l'alçada total del serpentí és de 1,658m.

CÀLCUL DE LES DIMENSIONS DE LA CAMISA

Fixem un diàmetre de 3 polzades que són 0,0381m i es calcula la llargada igual que en l'apartat anterior i dóna 196m amb 51 voltes.

11.4.1.5. Selecció i disseny del difusor del reactor de carbonilació

La selecció i el disseny del difusor esdevé un punt crucial per al disseny d'una columna de carbonilació donat que serà l'element que determini la velocitat i la mida de distribució de les bombolles que, a la vegada, afecta al funcionament del reactor tan implícita com explícitament.

Els conjunt de difusors que no pertanyen al grup dels de plats perforats s'anomenen difusors de canonades. Per al disseny d'aquest tipus de difusors cal considerar el fenomen de "llagrimeig" o *weeping*, que resulta en distribucions de temps de residència indesitjables i , per tant, una selectivitat pobra. El fenomen del *weeping* també provoca una dispersió no uniforme del flux de gas i provoca problemes de pèrdues de càrrega.

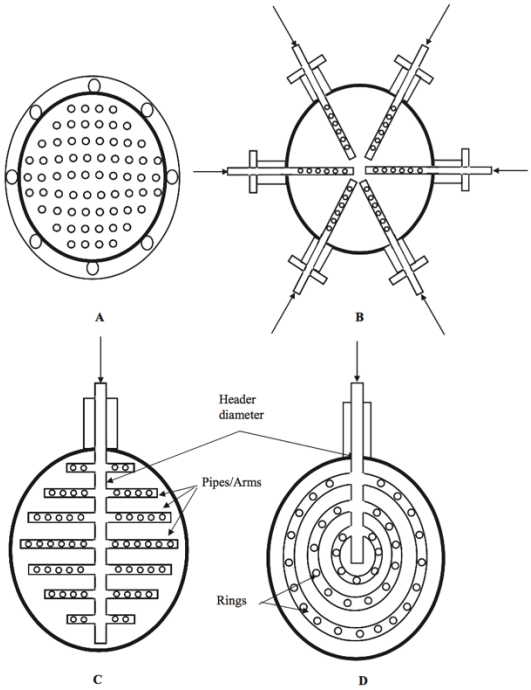


Figura 11-21 Diferents tipus de difusors

Essent així, caldrà considerar un disseny del difusor que operi per sobre del punt crític de llagrimeig (*critical weeping point*) per tal d'evitar aquest fenomen en tots els forats que conformen el difusor.

Per els difusors de canonada, Thorat et. al (16). van proposar la següent correlació per al càlcul de la velocitat crítica de llagrimeig:

$$V_C^2 = \left(\frac{0{,}44(\rho_L - \rho_G)d_0 g}{\rho_G}\right)\left(\frac{L}{d_0}\right)^{-0{,}12}\left(\frac{\Delta_x}{d_0}\right)^{-0{,}415}\left(\frac{H_L}{d_0}\right)^{0{,}67} \qquad (11.4\text{-}30)$$

On d_0 esdevé el diàmetre del forat (m), g és la constant d'acceleració de la gravetat (m/s^2), L és la longitud de la canonada dispersora o "braç" (m) i Δ_X és la distància entre tots dos forats (m). La resta de paràmetres han estat prèviament definits.

Per als difusors de canonades, hom pot estimar la longitud total de la canonada coneixent el nombre total de forats requerits i el pitch dels mateixos. Normalment, fer qualsevol reactor de carbonilació, el diàmetre dels forats del difusor es situa entre els 0.5 i els 6mm. El pitch (Δ_X/d_0) es situa entre 2-15.

La selecció del diàmetre del forat esdevé el punt crucial en el disseny del difusor, donat que aquest paràmetre, com ja s'ha vist abans, condiciona tota la resta de paràmetres de disseny implícita o explícitament.

Kulkarni et. al. varen estudiar el rendiment de diferents tipus de difusors en columnes amb diferents condicions d'operació incidint en paràmetres crítics per al disseny de la columna com esdevé la pèrdua de càrrega o la velocitat superficial del gas.

La **Figura 11-22** mostra el mapa operacional per a la selecció del diàmetre del forat i de la canonada per a difusors convencionals amb una entrada central, El mapa operacional s'empra per a la selecció dels diàmetres i no per al nombre de canonades o anells depenent del tipus de difusor.

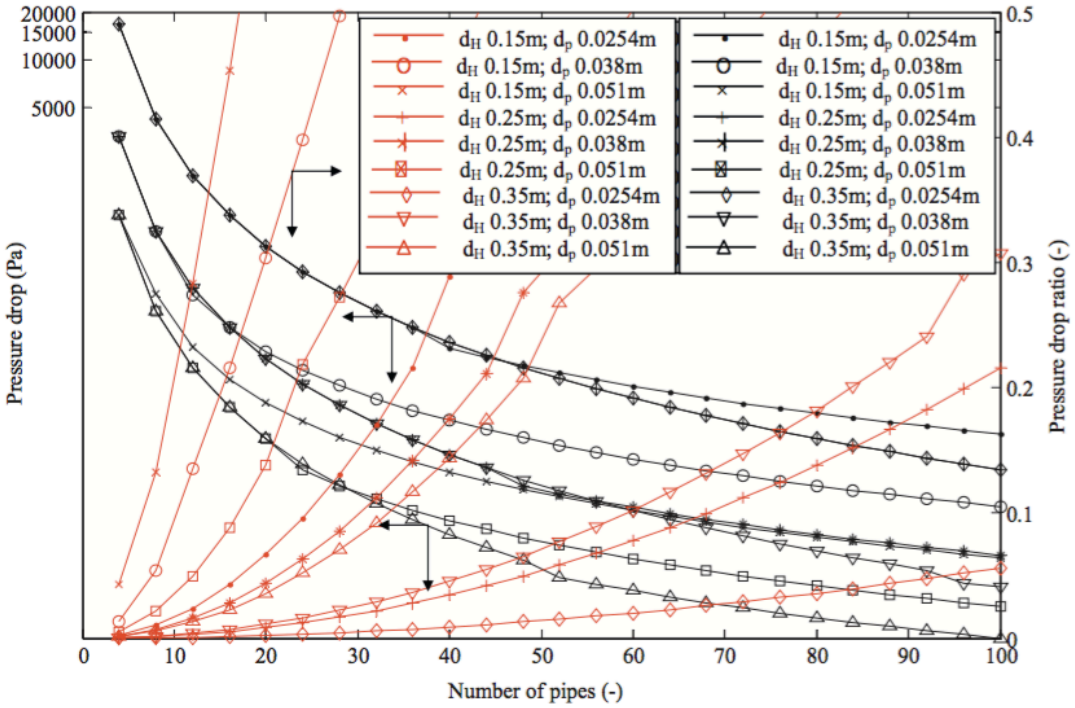


Figura 11-22 Pèrdua de càrrega segons el diàmetre del forat i de la canonada del difusor.

Essent així, i recollint els resultats de la bibliografia comentada en el present apartat (17) (18) juntament amb els valors típics que s'hi presenten, la **Taula 11-28** recull el disseny mecànic del difusor del reactor de carbonilació, que esdevé un difusor de roda (*Wheel*) com el que es presenta a

la **Figura 11-23** essent necessari calcular l'alçada i el diàmetre de la cambra de gas (D_c i H_c respectivament).

Taula 11-28 Disseny mecànic del difusor de la columna de bombolleig

PARÀMETRES	VALORS
d_C (m)	0,500
H_c (m)	0,500
$d_{canonada}$ (m)	0,032
d_0 (mm)	1,00
Δ_X/d_0	4,00
Nombre canonades	54,0
Nombre forats	$2{,}83 \cdot 10^4$
Pèrdua de càrrega del gas (Pa)	$1{,}60 \cdot 10^3$

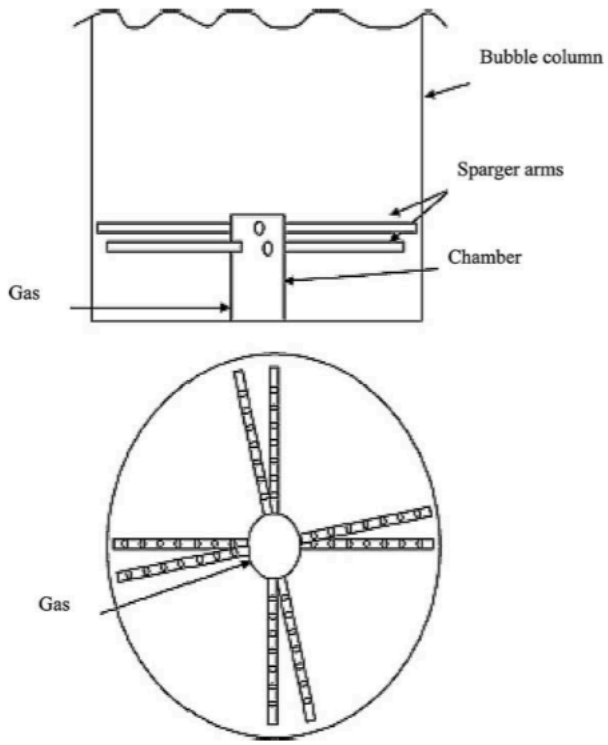


Figura 11-23 Difusor tipus roda (Wheel sparger)

11.4.2. REACTOR D'HIDRÒLISI R-401

11.4.2.1. Disseny funcional

En el segon pas de la producció d'àcid fòrmic, el formiat de metil s'hidrolitza a àcid fòrmic, amb l'àcid fòrmic emprat com a catalitzador. Donat que la hidròlisi i la re-esterificació són reaccions auto-catalitzades, s'estableix un equilibri entre els quatre components de la reacció.

Aquest fet resulta en problemes a l'hora de dur a terme la reacció en el benentès que s'ha de desplaçar l'equilibri cap a la formació de reactius. Amb aquest propòsit, i seguint el procés de producció de BASF, s'ha afegit un excés d'aigua en el reactor d'hidròlisi.

El reactor del present projecte esdevé un reactor de tanc agitat que operarà en continu. El reactor consta de dues entrades d'aigua i metil formiat respectivament i d'una sortida d'àcid fòrmic que serà conduïda a la següent etapa de purificació per tal d'eliminar l'excés d'aigua afegit anteriorment i obtenir la puresa especificada de l'àcid fòrmic.

DETERMINACIÓ DE LA CINÈTICA D'HIDRÒLISI DEL FORMIAT DE METIL

L'àcid fòrmic es pot produir per hidròlisi de formiats d'alquils lleugers (C_1-C_4). El procés esdevé una reacció reversible endotèrmica que és molt lenta a pH neutres. Tot i així, l'àcid fòrmic produït durant la reacció té un efecte catalític sobre la mateixa (reacció auto catalítica). A la pràctica, aquest fet comporta que la reacció esdevingui lenta en els primers instants de reacció degut a la no-presència d'àcid fòrmic però s'accelera a mesura que augmenta la presència de ions hidròxid per després tornar a decréixer degut a la desaparició dels reactius implicats en la síntesi d'àcid fòrmic (19).

Jogunola et. al. (20) estudiaren el procés d'hidròlisi en un autoclau isoterm de 500mL a una pressió de 2000KPa i a cinc nivells de temperatura (333, 353, 363, 373 i 383K) per tal de determinar l'efecte de la temperatura sobre els diferents paràmetres que afecten a la reacció. Els resultats es presenten a la **Figura 11-24**.

Tal i com caldria esperar, la **Figura 11-24** mostra com un augment en la temperatura esdevé un augment a la velocitat de reacció. Essent així, la reacció d'hidròlisi es durà a terme a 383K i 2000KPa per obtenir una conversió del 38% respecte al reactiu limitant.

Per a la modelització de la cinètica, s'ha considerat la següent reacció reversible:

$$A + B \rightleftarrows C + D$$

On A fa referència al formiat de metil (MeFo), B a l'aigua, C a l'àcid fòrmic (AF) i D al metanol (MeOH).

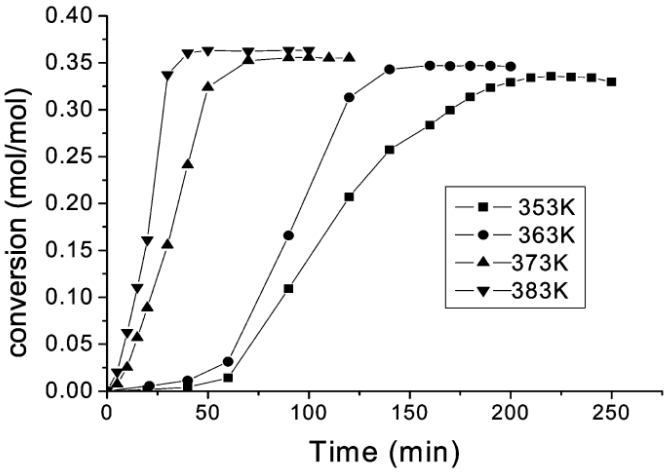


Figura 11-24 Efecte de la temperatura sobre la conversió obtinguda per a la reacció d'hidròlisi

Al model cinètic que presenta el present projecte, s'ha assumit que la reacció és homogènia i es duu a terme a la fase líquida, negligint qualsevol efecte de transferència de matèria cap a la fase gas degut, en part, a les condicions de pressió a les que es duu a terme la hidròlisi i al reduït volum de gas, negligible en comparació amb el volum de líquid (menys d'un 5%).

La velocitat de reacció es pot expressar com:

$$r = f\left(C_A C_B - \frac{1}{K_C} C_C C_D\right) \qquad (11.4\text{-}31)$$

On C_i són les concentracions de productes i reactius (mol/Kg), K_C és la constant d'equilibri i f és la força impulsora que, a més a més, quantifica l'efecte auto-catalític de la reacció segons:

$$f = k + k' \qquad (11.4\text{-}32)$$

On k és la constant cinètica de la reacció no catalitzada ($Kg \cdot mol^{-1} \cdot min^{-1}$) i k' és la constant cinètica de la reacció catalitzada ($Kg^2 \cdot mol^{-2} \cdot min^{-1}$). Donat que la hidròlisi és un procés depenent de la temperatura, la constant cinètica de la reacció esdevé, segons l'equació d'Arrhenius:

$$k = Ae^{-E_a/RT} \qquad (11.4\text{-}33)$$

On A és el terme pre-exponencial de l'equació d'Arrhenius, E_a és l'energia d'activació de la reacció no catalitzada (KJ/mol), R és la constant dels gasos ($J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$) i T és la temperatura en K. Per tal d'ignorar els termes del factor pre-exponencial i l'energia d'activació de l'equació d'Arrhenius de l'equació (11.4-23) , s'empra una temperatura transformada i l'equació (11.4-23) esdevé:

$$k = \bar{k}e^{-E_a z/R} \qquad (11.4\text{-}34)$$

On $\bar{k}$ és la constant cinètica a la temperatura de referència (unitats congruents) i $z = 1/T - 1/\bar{T}$, on $\bar{T}$ és la temperatura a la que està estimada la constant cinètica de referència. Insertant l'equació (11.4-24) a l'equació (11.4-22), aquesta esdevé:

$$f = \bar{k}e^{-E_a z/R} + \bar{k}' e^{-E_a' z/R} C_C \qquad (11.4\text{-}35)$$

On E_a' és l'energia d'activació de la reacció autocatalitzada (KJ/mol). Finalment, l'equació (11.4-21) esdevé:

$$r_i = \bar{k}e^{-\frac{E_a z}{R}} \left[1 + \frac{\bar{k}'}{\bar{k}} e^{-\frac{E_a\left(\left(\frac{E_a'}{E_a}\right)-1\right)z}{R}} C_C \right] \left(C_A C_B - \frac{1}{K_C} C_C C_D \right) \qquad (11.4\text{-}36)$$

On totes les variables han estat prèviament definides.

Donat que les composicions inicials de cada components són conegudes i el grau de conversió de la reacció està fixat, les concentracions dels respectius components queden automàticament definides. Tanmateix, les velocitats de generació de cadascun dels components queden definides segons l'estequiometria de la reacció, segons:

$$-r_A = -r_B = r_C = r_D = r_i$$

Jogunola et. al. presenten al seu estudi, una estimació dels paràmetres cinètics requerits per a la determinació de les cinètiques implicades a la reacció. Els paràmetres, així com l'estimació de les possibles fonts d'error dels mateixos, es presenten a la **Taula 11-29**.

Taula 11-29 Sumari dels diferents paràmetres estimats i les seves dades estadístiques d'error ($\bar{\bar{T}} = 373°C$)

PARÀMETRES (UNITATS SI)	$\bar{k}$ (Kg·mol-1·min-1)	$\bar{k}'$ (Kg2·mol-2·min-1)	KC	Ea (KJ·mol-1)	Ea' (KJ·mol-1)
Valor	0,026	0,11.4	0,17	88,2	66,4
Error (%)	20,4	9,3	2,9	18,6	10,2

DIMENSIONAMENT DEL REACTOR D'HIDRÒLISI

El reactor d'hidròlisi s'ha assumit com un model de mescla perfecta, on la composició de sortida del reactor és idèntica a la composició a l'interior del mateix, essent la velocitat de reacció la corresponent a les condicions de sortida (21). El balanç molar del RCTA, en termes del cabal molar d'entrada i el grau de conversió esdevé:

$$V = \frac{F_{A_0} X}{-r_A} \qquad (11.4\text{-}37)$$

On F_{A_0} és el cabal molar de reactius inicial (mol/min) i X és el grau de conversió. La combinació de les equacions (11.4-27) i (11.4-26) juntament amb les relacions estequiomètriques pròpies de la reacció i el grau de conversió fixat permet modelitzar el volum del reactor necessari per obtenir la conversió específica. Els resultats obtinguts es presenten a la **Taula 11-30**:

Taula 11-30 Dimensionament funcional del reactor d'hidròlisi

PARÀMETRES (UNITATS CONGRUENTS)	
Volum (m3)	60,70
τ_L (min)	54,99

On τ_L és el temps de residència que es calcula de la mateixa manera que per a la fase líquida del reactor de carbonilació (vegeu equació 11.4-20). Hom pot entendre els resultats presentats a la **Taula 11-30** si els relaciona amb la **Figura 11-24**: per una conversió del 38% i les condicions de temperatura i pressió de disseny del reactor, el temps d'equilibri és d'un 50 minuts. Tenint en compte que el concepte de temps d'equilibri en un reactor discontinu és anàleg al concepte de temps de residència en un reactor continu de tanc agitat, la semblança entre tots dos valors permet corroborar que el volum obtingut és l'adequat.

11.4.2.2. Disseny mecànic

Per tal de calcular les dimensions del reactor d'hidròlisis, es duu a terme igual que en l'apartat **11.1 DISSENY DELS TANCS D'EMMAGATZEMATGE**, amb una relació de longitud i diàmetre de 1,5 també, aquests paràmetres es troben a la **Taula 11-31**.

El disseny mecànic realitzat compta de diferents càlculs:

- Càlculs pel cos del reactor.
- Càlculs de secció toriesfèrica dels dos capçals superior i inferior.

PRESSIÓ HIDROSTÀTICA

És la pressió del fluid exercida sobre el reactor.

$$P_{hidrostàtica} = \rho_{mescla} \cdot g \cdot H_{cos} \qquad (11.4\text{-}38)$$

PRESSIÓ DE DISSENY

Pel codi ASME, s'ha dimensionat un 20% la pressió de disseny com a marge de seguretat en cas de qualsevol imprevist. Així la pressió de disseny serà un 20% superior de la pressió de treball.

$$P_{disseny} = 1{,}150 \cdot (P_{treball} + P_{hidrostàtica}) \qquad (11.4\text{-}39)$$

TEMPERATURA DE DISSENY

Per al càlcul de la temperatura de disseny, es suma un marge de seguretat a la temperatura màxima de treball.

$$T_{disseny} = T_{reactor} + 20{,}00ºC = \frac{T_{top} + T_{bottom}}{2} + 20ºC \qquad (11.4\text{-}40)$$

MATERIALS DE DISSENY

Per al reactor s'ha escollit un acer inoxidable, ja que tots ells són corrosius. En concret s'ha escollit el AISI 316L. La seva composició és:

- 0,02% de Carboni.
- 0,00% de Nitrogen.
- 17,2% de Crom.
- 10,1% de Níquel.
- 2,10% de Molibdè.

TENSIÓ MÀXIMA ADMISSIBLE

$S = 15700\ psi$ pel material seleccionat.

EFICÀCIA EN SOLDADURA (E)

La unió entre les planxes es realitza, en equips a mesura, mitjançant soldadura. Aquest tram discontinu on l'afecció dels límits del gra del material es veuen més exposats i el material pot quedar debilitat front a una disminució o augment de la temperatura de manera sobtada, ha de considerar-se una zona dèbil de l'equip.

Per aquest motiu i segons els punts de soldadura, ha d'introduir-se un coeficient de soldadura que penalitzi la tensió màxima admissible. Aquest coeficient ha estat de 0,85.

RADIOGRAFIAT

S'ha pres un radiografiat parcial per a tots els equips.

CORROSSIÓ ADMISSIBLE

S'ha preestablert un valor de corrosió admissible igual al màxim de espessor que puguin corroure els diferents compostos.

SOBRE-ESPESSOR PER CORROSSIÓ

El sobre-espessor per corrosió, C_1, ha de ser el suficient per compensar la corrosió, erosió o abrasió mecànica que pot sofrir l'equip durant la seva vida útil.

Normalment aquest valor es troba entre 1 i 6 mil·límetres, factor que es afegit als espessors obtinguts per poder resistir les càrregues a les quals es troben sotmesos els recipients.

TOLERÀNCIA DE FABRICACIÓ

A les curvatures dels fons toriesfèrics, és a dir, a les parts de l'equip en que el material sofreix una deformació, es perd certa part de l'espessor i per tant, s'afegeix un 12,50% del gruix del capçal a l'espessor obtingut inicialment.

FACTOR M

El factor M correspon a la relació entre els radis que formen el capçal toriesfèric, r i L, on aquests corresponen als radis mostrats a la Figura 11-25 i es calculen les equacions corresponents.

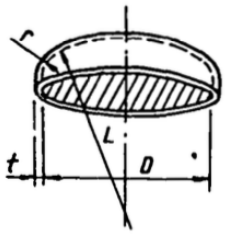


Figura 11-25 Capçal toriesfèric per a fons superior i inferior del reactor

11.4.2.3. Disseny mecànic del cos, capçals superior i inferior

- Disseny i càlcul del cos:

Per poder calcular l'espessor necessari per les condicions de treball, es necessitarà la següent equació.

$$t_{cos} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0{,}6 \cdot P} + CA + C_1 + C_2 \qquad (11.4\text{-}41)$$

On:

- t_{cos}: és l'espessor mínim requerit (polzades).
- P: és la pressió màxima de treball (psi).
- S: és l'esforç permissible del material (psi).
- E: és la eficàcia de la soldadura.
- R: radi intern de la columna (polzades).
- C.A.: és la corrosió admissible (polzades).
- C_1: és la tassa de corrosió per any de vida útil (polzades), 20 anys de vida útil s'ha estimat.
- C_2: és la constant de tolerància de fabricació (polzades).

- Disseny i càlcul del capçals toriesfèrics:

Per poder calcular l'espessor necessari per les condicions de treball, es necessitarà la següent equació amb la corresponent relació L/r. En els exemples de càlcul es realitzarà només per un capçal, aquest serà el superior, ja que l'altre presenta els mateixos valors.

$$t_{capçal} = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0{,}2 \cdot P} + C.A. + C_1 + C_2 \qquad (11.4\text{-}42)$$

On:

- $t_{capçal}$: és l'espessor mínim requerit (polzades).
- P: és la pressió màxima de treball (psi).
- L: és el radi de l'esfera interior de la columna (polzades).
- M: és la constant que relaciona els fons toriesfèrics.
- S: és l'esforç permissible del material (psi).
- E: és la eficàcia de la soldadura.
- C.A.: és la corrosió admissible (polzades).
- C_1: és la tassa de corrosió per any de vida útil (polzades).
- C_2: és la constant de tolerància de fabricació (polzades).

Taula 11-31 Paràmetres mecànics del reactor d'hidròlisi.

PARÀMETRES	VALORS
V (m^3)	11,97
D (m)	4,259
H (m)	6,389
Espessor cos (mm)	30,00
Espessor capçal superior (mm)	80,00
Espessor capçal inferior (mm)	80,00
Sobre-espessor de corrosió (mm)	6,000

11.4.2.4. Disseny de l'agitació

Després de realitzar el càlcul del disseny mecànic del reactor d'hidròlisis, es duu a terme el disseny de l'agitació mecànica d'aquest, per tal d'afavorir una mescla eficaç i homogeneïtzada dels fluids que es troben a l'interior.

Un cop s'han trobat les dimensions generals del reactor, es fixa un tipus d'agitador d'hèlix Marina, que amb poca agitació dóna molta homogeneïtat i es calculen les dimensions més especifiques d'aquest, com és:

- El diàmetre de l'agitador.
- L'alçada entre la part inferior i l'agitador.
- El gruix dels bafles.
- El nombre de bafles.

Aquests paràmetres es mostren a la figura següent per a l'agitador d`hèlix Marina:

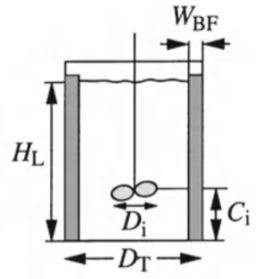


Figura 11-26 Diferenciació de les dos zones.

Així doncs, els paràmetres trobats són els següents.

Taula 11-32 Paràmetres mecànics específics del reactor d'hidròlisi

PARÀMETRES	VALORS
D_T (m)	4,259
D_i (m)	1,419
H_L (m)	4,259
H (m)	6,389
C_i (m)	1,419
W_{BF} (m)	0,426
Nombre bafles	4,000

Un cop obtinguts tots aquests paràmetres, es procedeix a calcular la potència d'agitador. Es precisa el número de potència i la velocitat d'agitació de l'agitador, la qual està compresa en unes velocitats típiques de 20 a 200 rpm, i més concretament, serà de 100 rpm.

Taula 11-33 Paràmetres mecànics específics del reactor d'hidròlisi

PARÀMETRES	VALORS
Re	$1{,}220 \cdot 10^{7}$
N_P	0,850
N_i (rpm)	100
ρ (kg/m^3)	886,4
μ (kg/ms)	$2{,}44 \cdot 10^{-4}$

On:

Re: és el nombre que relaciona el flux del fluid, adimensional.

$$Re = \frac{N_i \cdot D_i^2 \cdot \rho}{\mu} \tag{11.4-43}$$

N_P: és el nombre de potència en un flux turbulent, adimensional.

$$N_P = \frac{P}{\rho \cdot N_i^3 \cdot D_i^5} \tag{11.4-44}$$

- N_i: és la velocitat de l'agitador, rpm.
- ρ: és la densitat del fluid, kg/m^3.
- μ: és la viscositat de la mescla, kg/ms.

Amb tots aquests paràmetres ja es pot procedir a calcular la potència útil que necessitarà l'agitador, per tal de mesclar els components correctament.

$$P = N_P \cdot \rho \cdot N_i^3 \cdot D_i^5 \tag{11.4-45}$$

La potència útil de l'agitador del reactor d'hidròlisi és 20,13 KW, però l'agitador no donarà tota la potència, sinó que té un rendiment del 75%. Així doncs, la potència total que donarà l'agitador és de 26,84 KW.

11.4.2.5. Disseny de la mitja canya

El reactor d'hidròlisi està a 110°C, aquesta temperatura se li ha d'aportar mitjançant una mitja canya, ja que l'exterior es troba a 25°C. Per tal de calcular-la, es seguiran els següents passos.

CALOR A APORTAR AL REACTOR

S'ha de calcular el calor a aportar al tanc a a partir de l'entalpia de reacció i el cabal de reactiu limitant, formiat de metil, de sortida menys el que pugui entrar a l'entrada.

El corrent d'entrada té un cabal de 38173 kg/h i una fracció màssica de formiat de metil de 0,96, és a dir entren 36646 kg/h de formiat de metil i el cabal de sortida té un cabal de 58442 kg/h i una fracció màssica de 0,39, és a dir entren 22792 kg/h de formiat de metil.

Per tant, el cabal que hi ha és el següent:

$$Cabal_{formiat\ de\ metil} = \left(22792\frac{kg}{h} + 36646\frac{kg}{h}\right) \cdot \frac{1\ h}{3600\ s} = 3{,}848\frac{kg}{s}$$

Un cop obtingut el cabal de limitant, es calcula el calor que s'ha d'aportar al reactor d'hidròlisi.

$$Q\left[\frac{J}{s}\right] = Cabal\left[\frac{kg}{s}\right] \cdot \Delta H_R\left[\frac{J}{kg}\right] \tag{11.4-46}$$

On l'entalpia de reacció ΔH_Rve donada per la suma de les entalpies dels productes menys la dels reactius, ja que els productes es formen i els reactius es consumeixen. L'entalpia de reacció ve donada pel programa *Aspen Hysys* i és 16,3 kJ/mol.

$$Q = 3{,}848\frac{kg}{s} \cdot 16300\frac{J}{mol} \cdot \frac{1000\,mol}{1\,kmol} \cdot \frac{1\,kmol}{60\,kg} = 1045441\frac{J}{s}$$

Així doncs, el cabal necessari per escalfar el reactor és de 1045 KW.

CÀLCUL DEL COEFICIENT INDIVIDUAL DE CALOR

El coeficient individual de calor es calcula a partir d'una correlació extreta del Perry's per a serpentins i camises en recipients agitats.

Aquest es calcula a través del Nusselt, el qual és:

$$Nu = \frac{h \cdot D_j}{k} = a \cdot \left(\frac{L_P^2 \cdot N_r \cdot \rho}{\mu}\right)^b \cdot \left(\frac{C_P \cdot \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^m \qquad (11.4\text{-}47)$$

On:

- L_P: és el diàmetre de l'agitador, m.
- Nr: és la velocitat de l'agitador, rps.
- ρ: és la densitat de la mescla, kg/m^3.
- μ: és la viscositat de la mescla (μ_b) i a la paret (μ_w), kg/ms.
- C_P: és el calor específic de la mescla, J/kgC.
- k: és la conductivitat tèrmica de la mescla, W/mK.

Suposem que la viscositat de la mescla és la mateixa que a la paret, ja que com s'ha dit a l'apartat **11.4.2.4. Disseny de l'agitació**, hi ha una bona homogeneïtzació d'aquesta.

Els paràmetres a, b i m es treuen segons l'agitació del reactor.

Taula 11-34 Valors dels paràmetres a, b i m.

TIPUS D'AGITADOR	a	b	m	REYNOLDS
Paletes	0,36	2/3	0,21	300-300000
Turbina de pales inclinades	0,53	2/3	0,24	80-200
Disc de pales planes	0,54	2/3	0,14	40-300000
Hèlix	0,54	2/3	0,14	2000
Àncora	1,00	1/2	0,18	10-300

Llavors tenim que:

$$Nu = 0{,}54 \cdot \left(\frac{(1{,}420m)^2 \cdot 1{,}667s^{-1} \cdot 886{,}4 \frac{kg}{m3}}{2{,}439 \cdot 10^{-4} \frac{kg}{ms}} \right)^{\frac{2}{3}} \cdot \left(\frac{2939 \frac{J}{kg \cdot ºC} \cdot 2{,}439 \cdot 10^{-4} \frac{kg}{ms}}{0{,}3442 \frac{J}{smK}} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{2{,}439 \cdot 10^{-4} \frac{kg}{ms}}{2{,}439 \cdot 10^{-4} \frac{kg}{ms}} \right)^{0{,}14}$$

Fent aquest càlcul obtenim que el Nusselt és de 36565. Amb aquest, ja es pot calcular el coeficient individual de transferència de calor, h.

$$h = \frac{Nu \cdot k}{D_j} = \frac{36565 \cdot 0{,}3442 \frac{J}{smK}}{4{,}259\ m} = 2954 \frac{W}{m^2 K}$$

Així doncs, segons la bibliografia de *McCabe*, aquest es troba dins del rang de valors típics de coeficients individuals de transmissió de calor típics.

CÀLCUL DEL COEFICIENT GLOBAL DE CALOR

Seguidament, es calcula el coeficient global de transmissió de calor, U. Es calcula a partir dels coeficients individuals de calor del vapor, del reactor i dels d'embrutiment. Aquests últims són, per al vapor 11111 W/m^{2}K i 5555 W/m^{2}K per al reactor, segons *Richardson & Coulson*.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{reactor}} + \frac{1}{h_{vapor}} + \frac{1}{h_{embrutiment\ vapor}} + \frac{1}{h_{embrutiment\ reactor}} + \frac{\Delta x_{acer}}{k_{acer}} \qquad (11.4\text{-}48)$$

Per tant, el càlcul quedarà:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{2954 \frac{W}{m^2 K}} + \frac{1}{12000 \frac{W}{m^2 K}} + \frac{1}{11111 \frac{W}{m^2 K}} + \frac{1}{5555 \frac{W}{m^2 K}} + \frac{0{,}030}{16{,}5}$$

Això dóna un coeficient global de calor de 398,4 W/m^{2}K, el qual també es troba dins dels rangs típics en convecció forçada segons *Richardson & Coulson*.

CÀLCUL DE LA TEMPERATURA MITJANA LOGARÍTMICA

Degut a que prové vapor de la caldera de serveis, aquest està a 130°C i només bescanvia calor latent, aquest només canvia d'estat.

D'altra banda, es suposa que la temperatura exterior serà aproximadament de 25°C durant tot l'any de mitjana, ja que es troba a l'interior d'un edifici.

$$\Delta Tml = \frac{(T_{vapor} - T_{exterior}) - (T_{vapor} - T_{interior})}{\ln\left(\frac{T_{vapor} - T_{exterior}}{T_{vapor} - T_{interior}}\right)} \qquad (11.4\text{-}49)$$

11.5. BESCANVIADORS

Com s'ha descrit en l'apartat **2.2.6. BESCANVIADORS DE CALOR** del **CAPÍTOL 2. EQUIPS**, els bescanviadors emprats són de tub i carcassa i per dissenyar-los s'ha utilitzat el programa informàtic *Aspen Exchanger Design & Rating*. El programa conté el codi TEMA (Tubular Exchanger Manufactures Association) i el codi ASME (*American Society of Mechanical Engineers*), fets que permeten un disseny rigorós de l'equip.

El programa està completament automatitzat proporcionant el disseny més econòmic i òptim per a les dades que s'han introduït, però per a obtenir els millors resultats s'han d'introduir les dades encertades. Per arribar-hi s'han de tenir uns coneixements previs i seguir un criteri precís.

11.5.1. Disseny dels bescanviadors

Per a que el programa pogués proporcionar un disseny adient al bescanviador necessari s'ha hagut d'introduir les següents dades seguint el criteri correcte:

LA LOCALITZACIÓ DE CADA FLUID PER CARCASSA O TUB

Depenent del fluid que circuli per cada part del bescanviador, el rendiment d'aquest pot variar. A continuació es presenten els aspectes que s'han tingut en compte i que condicionen disseny de l'equip.

- Els fluids amb vapors incondensables circularan pels tubs de manera que aquests s'arrosseguin amb el cabal i no s'acumulin.
- Els fluids a alta pressió o corrosius circularan per tubs degut a que es poden netejar amb més facilitat.
- Cabals de vapor a elevats circularan per carcassa degut a que tenen més espai disponible.
- El fluids de altes temperatures es faran circular per tubs, així només es necessita tenir una temperatura alta de disseny en els tubs i no en la carcassa reduint el cost del bescanviador.

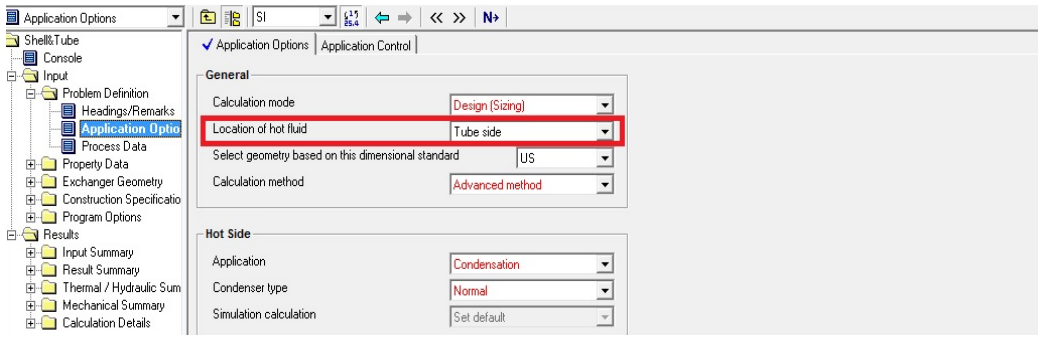


Figura 11-27 Elecció de la localització del fluid calent en l'input de l'Aspen Exchanger

Un cop feta la primera iteració el programa potser et recomana que has de canviar la localització de cada fluid per afavorir la transferència d'energia.

INTRODUIR EL CABAL MÀSSIC DEL CORRENT A ESCALFAR/REFREDAR

Com es de suposar, se li ha d'introduir el cabal del corrent (gas/líquid/ambdós) al qual se li ha de regular la temperatura.

En el cas dels bescanviadors de carcassa i tub presents en les línies de procés se'ls ha d'afegir el el cabal i la composició del corrent que entra en el bescanviador.

En el cas dels condensadors, el corrent que entra en l'equip correspon a la sortida de vapor per la part de dalt de la seva columna corresponent, actuant com un condensador total i canviant d'estat tot el cabal d'entrada de vapor a líquid.

El cas dels reboilers termosifons és més complex, el programa emprat per dissenyar el procés Aspen HYSYS simula un reboiler kettle com a evaporador de la sortida de la part de baix de la columna. El sistema del reboiler amb termosifó de la columna és diferent del sistema amb el reboiler kettle, un exemple del sistema amb la utilització de un termosifó es pot observar en qualsevols dels PI&Ds de les columnes de destil·lació de la planta o destil·lació extractiva.

Per dissenyar amb el Aspen Exchanger s'ha optat per fer una suposició del cabal d'entrada al termosifó, s'ha utilitzat el valor del cabal de vapor que surt del kettle reboiler en l'Aspen HYSYS per obtenir un disseny d'un termosifó vertical. Aquesta suposició pot proporcionar un error depenent del cabal de vapor de cada kettle i pot diferir de la realitat.

ELECCIÓ DEL FLUID ADIENT PER APORTAR L'ENERGIA AL FLUID DE PROCÉS

La temperatura la qual ha d'assolir el fluid de procés condiciona majoritàriament l'elecció del fluid. En el cas dels condensadors i reboilers, el punt de bombolla del fluid de procés és la que condició aquesta elecció.

- Com s'ha explicat en l'apartat **2.2.6. BESCANVIADORS DE CALOR** del **CAPÍTOL 2. EQUIPS**, per a temperatures superiors a 135ºC s'utilitzarà vapor a 10 bars degut a que arriba a una major temperatura (punt de bombolla de 180ºC).

- Per a escalfar qualsevol líquid a una temperatura superior a la temperatura ambient s'utilitza vapor a 3 bars, amb un rang de temperatura fins a 135ºC.

- En el cas dels evaporadors s'escollirà el vapor entre 3 i 10 bars depenent del punt de bombolla del fluid a evaporar.

- Per a refredar o condensar s'utilitzarà aigua a una temperatura de 5ºC per a tenir un major salt tèrmic disponible en el líquid refrigerant.

ELECCIÓ DEL SALT TÈRMIC DEL FLUID DE SERVEI

En els bescanviadors s'ha d'establir el salt tèrmic que ha de patir el fluid que aporta l'energia en cas d'escalfar o la que rebrà en el cas de refredar el corrent de procés.

La temperatura de sortida del fluid refrigerant que augmenta ha de ser inferior a la temperatura de sortida del fluid que es refreda.

A continuació en la es mostra l'espai per introduir el valor del salt tèrmic escollit del fluid refrigerant i l'espai on s'ha d'introduir el salt tèrmic que s'ha d'obtenir pel fluid de procés.

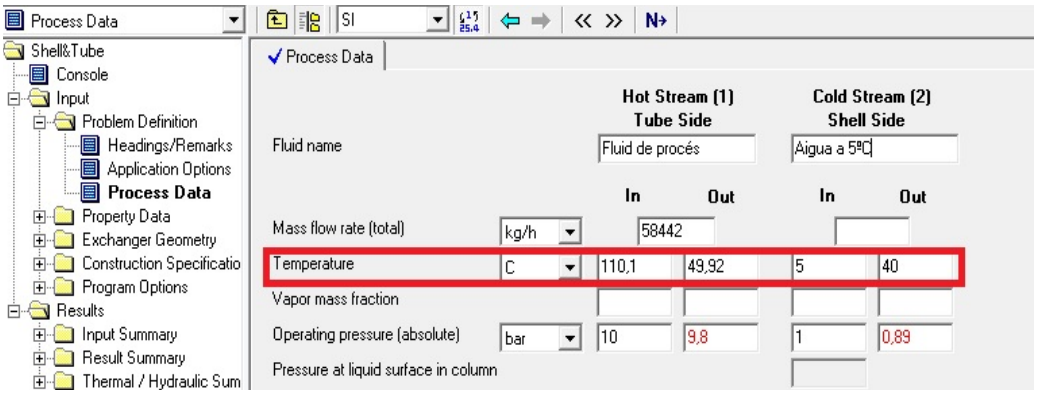


Figura 11-28 Temperatura d'entrades i sortides dels fluids en l'input de l'Aspen Exchanger

En la **Taula 11-35** es poden veure els salts tèrmics escollits per cada fluid refrigerant. En el cas dels vapors s'ha estimat que s'utilitzarà el calor latent del fluid, és a dir, que el salt tèrmic patit pel vapor es pot menysprear.

Taula 11-35 Valors dels salts tèrmics dels fluids de servei

FLUID DE SERVEI	TEMPERATURA ENTRADA (°C)	TEMPERATURA SORTIDA (°C)
Aigua glicolada	-20	-10
Aigua de torre	20	40
Vapor 3 bar	135	135
Vapor 10 bar	180	180

En els casos en que la temperatura de sortida del fluid de procés és inferior a 40°C, un clar exemple és el formiat de metil. En els condensadors de les torres de destil·lació on es desitja separar el formiat, el punt de bombolla és al voltant de 30°C, vol dir que la temperatura de l'aigua de torre ha de ser inferior a la del procés. En aquests casos aquesta aigua s'aprofita per alimentar altres bescanviadors de calor i/o condensadors, reduint el consum d'aigua de la planta.

- Per dissenyar el bescanviador, es deixa buit la casella del cabal del fluid per a que el programa calculi la quantitat d'aquest es necessari per obtenir la baixada o pujada de temperatura del fluid de procés amb el salt tèrmic establert pel fluid de servei.

- En el cas dels reboilers, el salt tèrmic que pateixen tots dos fluids ve condicionat per la diferència de temperatura que sofreix en el canvi d'estat de cada un d'ells. Pel fluid de procés és una evaporació parcial del fluid, és a dir, que no tot el fluid canvia d'estat. La temperatura del vapor ha de ser superior al punt de bombolla del fluid de procés.
- En els condensadors, la temperatura màxima que pot arribar l'aigua que rebrà l'energia no pot ser superior al punt de bombolla del fluid que ha de condensar, normalment s'estableix una diferència mínima de 1 grau Celsius.

- En els dos casos anteriors, no s'especifica les temperatures d'entrada i de sortida dels fluids que canvien d'estat sinó la fracció de vapor que s'ha d'assolir.

Per exemple, en els vapors s'especifica una fracció de vapor d'entrada de 1 i de sortida 0, així s'especifica que només utilitza la calor latent del fluid i no pateix un canvi de temperatura molt significatiu.

En el cas de desitjar una condensació o evaporació parcial s'afegeix la fracció màssica de vapor a l'entrada del bescanviador i la fracció de vapor que es vol tenir a la sortida.

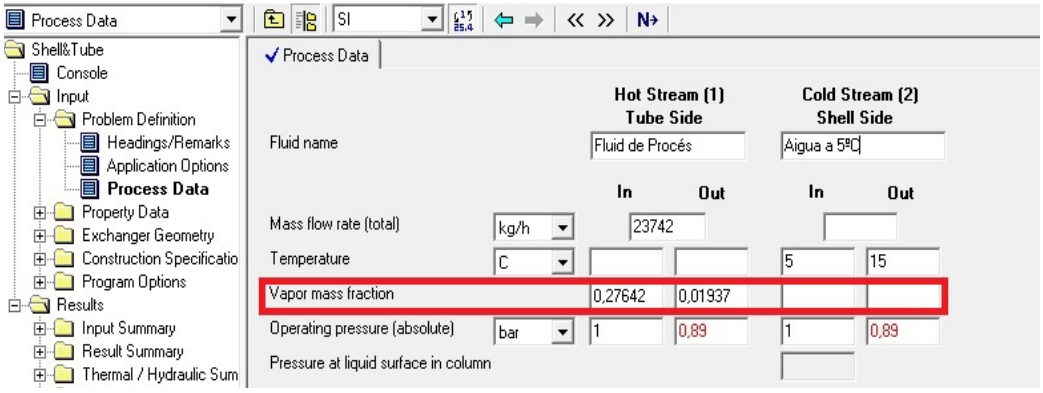


Figura 11-29 Fracció de vapor dels fluids en l'input de l'Aspen Exchanger

IMPOSICIÓ DEL COEFICIENT D'EMBRUTIMENT ($\frac{1}{h_R}$)

El coeficient d'embrutiment varia segons el fluid que circula per cada part. És un paràmetre que intervé en el càlculs del programa, en concret, en el càlcul del coeficient global de bescanvi de calor.

El fluids de procés són majoritàriament fluids orgànic en estat líquid o gasos, és a dir, que el factor d'embrutiment és similar en pràcticament tots els corrents. Hi ha un parell de corrents on predomina la presència d'aigua, per tant, s'utilitza el factor d'embrutiment de l'aigua i altres on la majora és monòxid de carboni i s'utilitza el factor d'aquest. En la **Taula 11-36** es poden veure els valors dels factor d'embrutiment de cadascun d'ells.

Taula 11-36 Valors del factor d'embrutiment de fluids de procés i serveis

NOM DEL FLUID	FACTOR D'EMBRUTIMENT ($m^2 \cdot °C/W$)
Aigua glicolada	0,00025
Aigua (Procés i Serveis)	0,00022
Majoria dels fluids de procés	0,0002
CO	0,00013
Vapor (3 i 10 bar)	0,0002

MATERIAL DEL QUE ESTARÀ FET EL BESCANVIADOR

Depenent del fluid que circula pel bescanviador s'ha d'escollir un tipus de material específic, sobretot en cas de fluids corrosius.

- Per a corrents de procés on no hi circula àcid fòrmic s'utilitza acer inoxidable 304L, no requereix una alta resistència a la corrosió, aguanta les pressions a les quals es sotmet i és relativament barat.
- Per a corrents de procés on hi circula àcid fòrmic s'ha d'utilitzar acer inoxidable 316L degut a la corrosió que pot patir el material.
- Els condensadors i els reboilers estan dissenyats amb acer inoxidable 316L, a cord amb les torres de destil·lació.

RESULTATS DE L'ASPEN EXCHANGER

El programa genera diversos dissenys de bescanviadors compleixen els aspectes que s'han introduït i et proporciona una amplia informació sobre el model més econòmic. Entre aquestes dades apareix un resum de la informació proporcionada al programa, un full d'especificacions, un plànol del bescanviador amb les seves mides, detalls sobre els càlculs que ha seguit, etc.

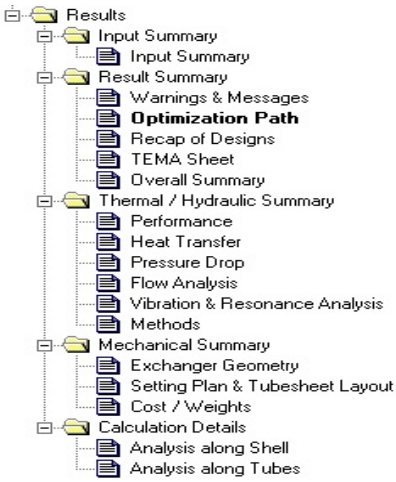
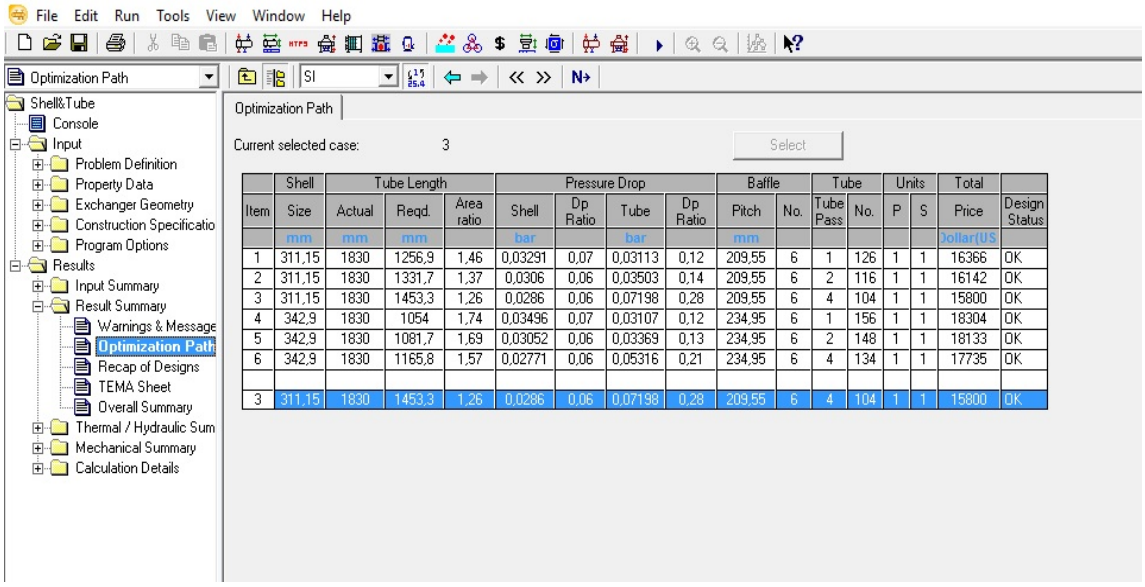


Figura 11-30 Llista de la informació proporcionada per l'Aspen Exchanger sobre el disseny seleccionat



	Shell	Tube Length			Pressure Drop				Baffle		Tube		Units		Total	
Item	Size	Actual	Reqd.	Area ratio	Shell	Dp Ratio	Tube	Dp Ratio	Pitch	No.	Tube Pass	No.	P	S	Price	Design Status
	mm	mm	mm		bar		bar		mm						Dollar(US	
1	311,15	1830	1256,9	1,46	0,03291	0,07	0,03113	0,12	209,55	6	1	126	1	1	16366	OK
2	311,15	1830	1331,7	1,37	0,0306	0,06	0,03503	0,14	209,55	6	2	116	1	1	16142	OK
3	311,15	1830	1453,3	1,26	0,0286	0,06	0,07198	0,28	209,55	6	4	104	1	1	15800	OK
4	342,9	1830	1054	1,74	0,03496	0,07	0,03107	0,12	234,95	6	1	156	1	1	18304	OK
5	342,9	1830	1081,7	1,69	0,03052	0,06	0,03369	0,13	234,95	6	2	148	1	1	18133	OK
6	342,9	1830	1165,8	1,57	0,02771	0,06	0,05316	0,21	234,95	6	4	134	1	1	17735	OK
3	311,15	1830	1453,3	1,26	0,0286	0,06	0,07198	0,28	209,55	6	4	104	1	1	15800	OK

Figura 11-31 Llista dels dissenys calculats per l'Aspen Exchanger en ordre de menys a més diàmetre de carcassa

CRITERI D'ELECCIÓ DEL DISSENY

A l'hora d'escollir l'opció més adient, per sobre del disseny més econòmic, s'escull la que compleixi les velocitats típiques segons el criteri del mètode de Kern i la relació entre $L_{tub}/D_{carcassa}$ estigui entre 4 i 6.

VELOCITATS TÍPIQUES

A continuació es mostra la **Taula 11-37** on estan enregistrades les velocitats típiques dels fluids depenent de la localització d'aquest, si es per tubs o per carcassa, i depenent del seu estat físic.

Taula 11-37 Velocitats típiques segons el Mètode de Kern

LÍQUID PER TUB	
Líquid de procés	1 – 2 m/s
Aigua de torre	1,5 – 2,5 m/s
LÍQUID PER CARCASSA	0,3 – 1 m/s
GASOS I VAPORS	
Buit	50 – 70 m/s
Pressió atmosfèrica	10 – 30 m/s
Alta pressió	5 – 10 m/s

MIDES ESTÀNDARDS D'UN BESCANVIADOR

El diàmetre extern dels tubs d'un bescanviador oscil·len entre 16 i 50 mm i una longitud preferida de tubs entre 1830 i 4880 mm. En els nostres bescanviadors s'han utilitzat tubs d'un diàmetre extern de 19,05 mm i la longitud dels tubs varia segons les necessitats del bescanviador.

En el cas dels termosifons, està establert que no es pot utilitzat tubs d'un diàmetre extern inferior a una polsada (25,4mm), per tant, s'ha utilitzat un de 42,2 mm.

Pel que fa al diàmetre de la carcassa, solen oscil·lar entre 150 i 1520 mm.

Hi ha dissenys on les mides es troben fora dels rangs establerts degut a necessitats del bescanviador. Els rangs mencionats anteriorment són mides comunes, no vol dir que els dissenys hagin de ser estrictament dins d'aquests valors, però si han de complir la relació de $L_{tub}/D_{carcassa}$ i les velocitats típiques de cada fluid.

6	Size 304,8 - 1830 mm	Type BEM Hor	Connected in 1 parallel 1 series			
7	Surf/unit(eff.) 11 m²	Shells/unit 1	Surf/shell (eff.) 11 m²			
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT					
9	Fluid allocation		Shell Side		Tube Side	
10	Fluid name					
11	Fluid quantity, Total	kg/h	18103		709	
12	Vapor (In/Out)	kg/s	0	0	0,1971	0
13	Liquid	kg/s	5,0286	5,0286	0	0,1971
14	Noncondensable	kg/s	0	0	0	0
15						
16	Temperature (In/Out)	°C	61,68	89,14	133,44	131,86
17	Dew / Bubble point	°C			133,44	133,44
18	Density Vapor/Liquid	kg/m³	/ 759,44	/ 730,46	1,6 /	/ 932,77
19	Viscosity	mPa s	/ 0,3726	/ 0,3397	0,0134 /	/ 0,2218
20	Molecular wt, Vap				18,01	
21	Molecular wt, NC					
22	Specific heat	kJ/(kg K)	/ 2,901	/ 3,283	2,253 /	/ 4,221
23	Thermal conductivity	W/(m K)	/ 0,1949	/ 0,186	0,0274 /	/ 0,6893
24	Latent heat	kJ/kg			2155,9	2158,3
25	Pressure (abs)	bar	10	9,9714	3	2,92802
26	Velocity	m/s	0,46		24,35	
27	Pressure drop, allow./calc.	bar	0,49987	0,0286	0,25855	0,07198
28	Fouling resistance (min)	m² K/W	0,0002		0,0002	0,00024 Ao based
29	Heat exchanged 426,2	kW	MTD corrected 56,02 °C			
30	Transfer rate, Service 692,1	Dirty 871,4	Clean 1417,2			W/(m² K)
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL				Sketch	
32			Shell Side	Tube Side		
33	Design/vac/test pressure:g	bar	,03162/ /	3,44738/ /		
34	Design temperature	°C	120	170		
35	Number passes per shell		1	4		
36	Corrosion allowance	mm	2,54	2,54		
37	Connections	In mm	1 76,2/ -	1 50,8/ -		
38	Size/rating	Out	1 76,2/ -	1 12,7/ -		
39	Nominal	Intermediate	/ -	/ -		
40	Tube No. 104	OD 19,05	Tks/Avg 1,65 mm	Length 1830 mm	Pitch 23,81 mm	
41	Tube type Plain	#/m	Material SS 304L		Tube pattern 30	
42	Shell SS 304L	ID 311,15	OD 323,85 mm	Shell cover -		
43	Channel or bonnet SS 304L			Channel cover -		
44	Tubesheet-stationary SS 304L	-		Tubesheet-floating -		
45	Floating head cover -			Impingement protection None		
46	Baffle-cross SS 304L	Type Single segmental	Cut(%d) 39,8	H Spacing: c/c 209,55 mm		
47	Baffle-long -	Seal type		Inlet 359,38 mm		
48	Supports-tube	U-bend 0	Type			
49	Bypass seal	Tube-tubesheet joint	Exp. 2 grv			
50	Expansion joint -	Type None				
51	RhoV2-Inlet nozzle 1464	Bundle entrance 74	Bundle exit 76	kg/(m s²)		
52	Gaskets - Shell side -	Tube Side	Flat Metal Jacket Fibe			

Figura 11-32 Full d'especificacions de l'Aspen Exchanger on es destaca les velocitats dels fluids i les mides dels tubs i de la carcassa

11.6. CANONADES I VÀLVULES

11.6.1. CANONADES

En una planta de producció d'àcid fòrmic es treballa tan en líquids com en gasos. A les canonades de la planta normalment circulen líquid i gas per separat al principi, però després hi ha punts en que es troben presents ambdues fases en un mateix tram de canonada.

11.6.2. CÀLCUL DEL DIÀMETRE NOMINAL

Per al transport correcte dels fluids de procés per l'interior de la planta, és necessari dimensionar correctament les canonades a partir del cabal que hi circula.

Segons la pressió a la qual circula el fluid, i donat que la planta treballa a altes temperatures i pressions, és necessari utilitzar un tipus de *Schedule* o un altre.

Així doncs, sempre que la pressió d'operació sigui superior a la permesa per al 40S, s'utilitzarà el 80XS (Extra Strong).

Taula 11-38 Pressions màximes permissibles segons el diàmetre nominal (DN). Font: Engineering Toolbox.

DN	SCHEDULE	$P_{màx}$ (bar)	DN	SCHEDULE	$P_{màx}$ (bar)
1/4	10S	125,8	2 1/2	10S	59,64
	40S	207,7		40S	100,9
3/8	10S	131,2	3	10S	48,95
	40S	195,2		40S	88,19
1/2	10S	141,1	4	10S	42,89
	40S	185,4		40S	80,74
3/4	10S	112,8	6	10S	38,13
	40S	153,8		40S	93,15
1	10S	118,4	8	10S	28,89
	40S	144,5		40S	82,81
1 1/4	10S	93,84	10	10S	21,93
	40S	120,5		40S	67,85
1 1/2	10S	81,98	12	10S	20,20
	40S	107,6		40S	56,06
2	10S	65,57	14	10S	19,03
	40S	92,67		40S	51,02

i. La selecció d'una velocitat típica de circulació de fluids, es resumeix a la **Taula 11-39**.

Taula 11-39 Velocitats típiques de fluids en canonades. Font: ASME B36.10

TIPUS DE FLUID	TIPUS DE CIRCULACIÓ	VELOCITAT (m/s)
Líquid no viscós	Aspiració	0,6-0,9
	Línia de procés o impulsió	1,5-2,5
Líquid viscós	Aspiració	0,06-0,25
	Línia de procés o impulsió	0,15-0,6
Gas		9-36
Vapor		9-23

S'han de diferenciar les d'impulsió i les zones d'aspiració. Les zones d'aspiració tindran una velocitat de 0,75m/s i les d'impulsió 1,5m/s.

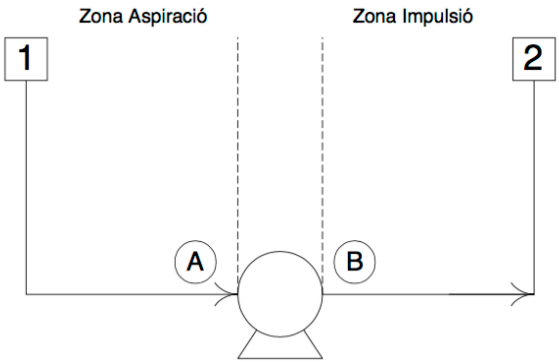


Figura 11-33 Diferenciació de les dos zones

ii. Càlcul del diàmetre intern a partir del cabal volumètric.

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{\pi}{4} D_i^2 = [m^2] \qquad (11.6\text{-}1)$$

iii. Segons el *Schedule* escollit per la pressió d'operació, es determina el diàmetre nominal de la canonada.

Taula 11-40 Diàmetres nominals i espessors de les canonades segons el *Schedule*. Font: Engineering Toolbox

DIÀMETRE NOMINAL (POLZADES)	DIÀMETRE EXTERIOR (MM)	GRUIX SCHEDULE 10S	GRUIX SCHEDULE 40S
1/8	10,3	1,25	1,73
1/4	13,7	1,66	2,24
3/8	17,2	1,66	2,32

DIÀMETRE NOMINAL (POLZADES)	DIÀMETRE EXTERIOR (MM)	GRUIX SCHEDULE 10S	GRUIX SCHEDULE 40S
1/2	21,3	2,11	2,77
3/4	26,7	2,11	2,87
1	33,4	2,77	3,38
1 1/4	42,2	2,77	3,56
1 1/2	48,3	2,77	3,69
2	60,3	2,77	3,92
2 1/2	73,0	3,05	5,16
3	88,9	3,05	5,49
3 1/2	101,6	3,05	5,74
4	114,3	3,05	6,02
5	141,3	3,41	6,56
6	168,3	3,41	7,12
8	219,1	3,76	8,18
10	273,1	4,20	9,28
12	323,9	4,58	9,53
14	355,6	4,78	11,13

iv. Càlcul de la velocitat real de circulació del fluid i comprovació que està dins del rang típic.

11.6.3. SELECCIÓ DE L'AÏLLAMENT

El tipus d'aïllant podria calcular-se a partir del programa esmentat anteriorment, Calorcol. Tot i això, en aquest cas es calcula a partir del *Real Decreto* 238/2013 del *Ministerio de la Presidencia*, sobre les instal·lacions tèrmiques als edificis.

Taula 11-41 Espessors mínims d'aïllament (mm) de canonades que transporten fluids freds dins d'edificis

DIÀMETRE EXTERIOR (MM)	TEMPERATURA MÍNIMA DEL FLUID (ºC)			
	40 a 65	**66 a 100**	**101 a 150**	**151 a 200**
D<35	20	20	30	40
35<D<60	20	30	40	40
60<D<190	30	30	40	50
90<D<140	30	40	50	50
140<D	30	40	50	60

Taula 11-42 Espessors mínims d'aïllament (mm) de canonades que transporten fluids freds fora d'edificis

DIÀMETRE EXTERIOR (MM)	TEMPERATURA MÍNIMA DEL FLUID (ºC)			
	-20 a -10	**-9,9 a 0**	**0,1 a 10**	**>10**
D<35	40	35	20	20
35<D<60	50	40	30	20
60<D<190	50	40	30	30
90<D<140	60	50	40	30
140<D	60	60	40	30

Taula 11-43 Espessors mínims d'aïllament (mm) de circuits frigorífics per climatització

DIÀMETRE EXTERIOR (MM)	TEMPERATURA MÍNIMA DEL FLUID (ºC)	
	Interior d'edificis	**Exterior d'edificis**
D<35	10	15
35<D<60	15	20
60<D<190	20	25
90<D<140	30	40
140<D	70	50

11.6.4. CÀLCUL DELS VENTEJOS

Tot recipient d'emmagatzematge ha de disposar de sistemes de ventilació per prevenir la deformació del mateix com a conseqüència de omplerts, buidats o canvis de temperatura ambient.

Els sistemes de ventilació normals d'un recipient s'han dimensionat, tal com indica la normativa aplicable, d'acord amb les reglamentacions tècniques vigents sobre la matèria i, en absència seva, amb codis de reconeguda solvència.

En absència dels mateixos, dels sistemes de ventilació tindran com a mínim una mida igual al més gran de les canonades d'ompliment o buidatge i en cap cas inferiors a 35 mm de diàmetre exterior (1 1/4").

11.7. BOMBES I COMPRESSORS

11.7.1. SELECCIÓ DE BOMBES I COMPRESSORS

Per tal de seleccionar les bombes de la planta, es calcula la potència útil i total que es necessita en cada tram, segons les condicions d'aquest. Això es duu a terme a partir del balanç d'energia mecànica entre dos punts de les canonades, abans i després de la bomba.

En el cas de la selecció de compressors adients per comprimir aquelles línies de procés que presentin la necessitat és important mencionar que el procediments d'equacions emprades es similar al de els càlculs per seleccionar les bombes. Les equacions del balanç d'energia mecànica que venen a continuació són vàlides tant per bombes com per compressors, encara que s'hauran de respectar les velocitats típiques de cadascun. En estimació de potències de compressor, es realitza mitjançant compressió adiabàtica.

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{\pi}{4} D_i^2 = [m^2] \qquad (11.7\text{-}1)$$

On:

- ΔP: és la diferència de pressions entre dos punts del tram, bar.

- ρ: és la densitat del fluid que passa pel tram, kg/m^3.

- g: és l'acceleració de la gravetat, m/s^2.

- z_1 i z_2: són les diferents alçades en que es troba el fluid, m.

- v_1 i v_2: són les velocitats del fluid inicial (aspiració) i final (impulsió), m/s.

- α: és el factor de correcció de la energia cinètica, sent 0,5 en règim laminar i 1 en règim turbulent.

- $\widehat{w}$: és el treball per unitat de massa, J/kg.

- e_v: són les pèrdues de treball per fricció en accidents i en tram recte, J/kg.

Per tant, les pèrdues de treball per fricció, es poden subdividir en pèrdues per tram recte, degut a la fricció del fluid a les parets de les canonades i per la seva turbulència i en trams per accidents, que distorsionen el recorregut del fluid, degut a colzes o bifurcacions, entre altres. Aquestes pèrdues són les següents.

$$e_v = (e_v)_{tram\ recte} + (e_v)_{accident} \qquad (11.7\text{-}2)$$

Per tant, els accidents per turbulència serà la següent equació:

$$(e_v)_{tram\ recte} = 4f\frac{v^2}{2}\frac{L}{D} \qquad (11.7\text{-}3)$$

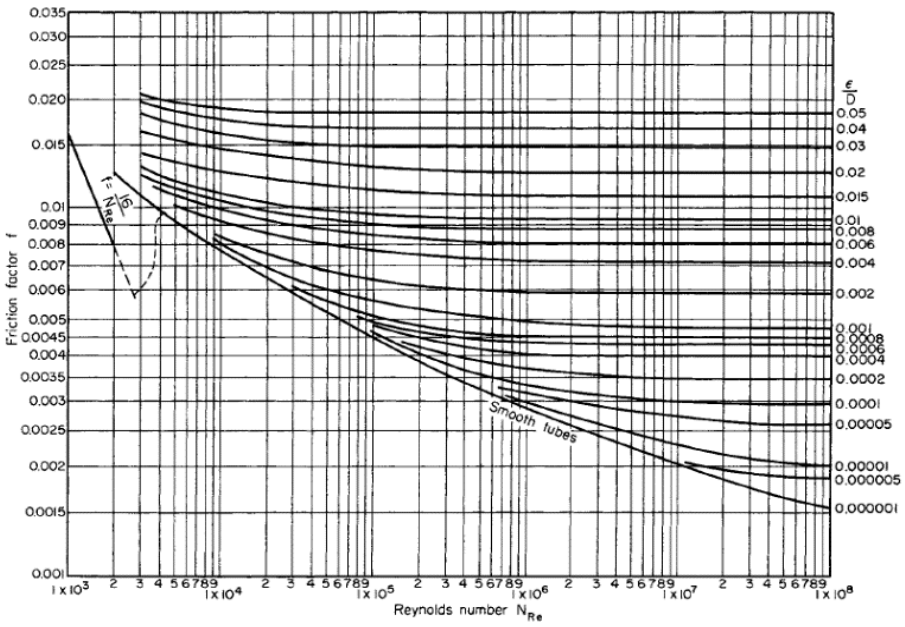
On:

- 4f: és el factor de fricció de Fanning, el qual es calcula amb la rugositat relativa $(\varepsilon/_D)$ depenent del material utilitzat, els quals es mostren a la **Taula 11-44**, a partir també, del numero de Reynolds, $Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu}$, del fluid.

Taula 11-44 Taula de rugositats depenent del material

MATERIAL	RUGOSITAT (m)
Vidre o plàstic	Tub llis
Canonades de coure, llautó o plom	$1{,}5 \cdot 10^{-6}$
Ferro de fundició sense revestiment	$2{,}4 \cdot 10^{-6}$
Ferro de fundació revestit amb asfalt	$1{,}2 \cdot 10^{-6}$
Acer comercial o acer soldat	$4{,}6 \cdot 10^{-5}$
Ferro forjat	$4{,}6 \cdot 10^{-5}$
Acer rematxat	$1{,}8 \cdot 10^{-3}$
Ferro galvanitzat	$1{,}610^{-4}$
Formigó	$1{,}2 \cdot 10^{-3}$

- L: és la longitud de la canonada en tram recte, m.
- D: és el diàmetre intern de la canonada, m.
- v: és la velocitat de circulació del fluid per la canonada, m.



igura 11-34 Factor de Fanning, 4f, per a diferents Reynolds i rugositats relatives. Font: Perry's Chemical Engineering

Així, per contra, els trams per accidents, $(e_v)_{accident}$, són els accidents causats per accidents de la canonada.

$$(e_v)_{accident} = K \cdot \frac{v^2}{2} \qquad (11.7\text{-}4)$$

On:

- K: és el paràmetre que depèn dels diferents accessoris que hi hagi durant el tram de canonada.

Type of fitting or valve	Additional friction loss, equivalent no. of velocity heads, K
45° ell, standard[b,c,d,e,f]	0.35
45° ell, long radius[c]	0.2
90° ell, standard[b,c,e,f,g,h]	0.75
Long radius[b,c,d,e]	0.45
Square or miter[h]	1.3
180° bend, close return[b,c,e]	1.5
Tee, standard, along run, branch blanked off[e]	0.4
Used as ell, entering run[g,i]	1.0
Used as ell, entering branch[c,g,i]	1.0
Branching flow[i,j,k]	1[l]
Coupling[c,e]	0.04
Union[e]	0.04
Gate valve,[b,e,m] open	0.17
¾ open	0.9
½ open	4.5
¼ open	24.0
Diaphragm valve, open	2.3
¾ open	2.6
½ open	4.3
¼ open	21.0
Globe valve,[e,m]	
Bevel seat, open	6.0
½ open	9.5
Composition seat, open	6.0
½ open	8.5
Plug disk, open	9.0
¾ open	13.0
½ open	36.0
¼ open	112.0
Angle valve,[b,e] open	2.0
Y or blowoff valve,[b,m] open	3.0
Plug cock	
θ = 5°	0.05
θ = 10°	0.29
θ = 20°	1.56
θ = 40°	17.3
θ = 60°	206.0
Butterfly valve	
θ = 5°	0.24
θ = 10°	0.52
θ = 20°	1.54
θ = 40°	10.8
θ = 60°	118.0
Check valve,[b,e,m] swing	2.0
Disk	10.0
Ball	70.0
Foot valve[e]	15.0
Water meter,[h] disk	7.0
Piston	15.0
Rotary (star-shaped disk)	10.0
Turbine-wheel	6.0

Figura 11-35 Factor K segons l'accessori que hi hagi a la canonada. Font: Perry's Chemical Engineering

- v: és la velocitat del fluid per la canonada, m/s.

11.7.2. CÀLCUL DE LA POTÈNCIA

La determinació de la potència de cada bomba s'ha realitzat multiplicant la potència útil obtinguda es multiplica pel cabal màssic de la línia.

$$P_{operació} = \widehat{w} \cdot Q \tag{11.7-5}$$

On:

- $P_{disseny}$: és la potència teòrica de la bomba, W.
- $\widehat{w}$: és el treball per unitat de massa que s'ha de subministrar a la bomba, J/kg.
- Q: és el cabal màssic del fluid que s'ha d'impulsar la bomba, kg/s.

Tot i això, no tota la energia subministrada a la bomba és útil, sinó que una part es dissipa en forma de calor. Per tant, es suposa un rendiment del 75%.

$$P_{disseny} = \frac{P_{operació}}{rendiment} = \frac{P_{operació}}{0{,}75} \tag{11.7-6}$$

11.7.3. CÀLCUL DE LA CÀRREGA TOTAL DEL SISTEMA

La càrrega total del sistema determina els metres que s'ascendeix o descendeix el fluid gràcies a la seva energia mecànica.

$$h = \frac{\widehat{w}}{g} = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} + \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + (z_2 - z_1) + \frac{e_v}{g} \tag{11.7-7}$$

On:

- h: és la càrrega total, m.
- $\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g}$: és la càrrega cinètica, m.
- $\frac{P_2 - P_1}{\rho g}$: és la càrrega de pressió, m.
- $(z_2 - z_1)$: és la càrrega estàtica, m.
- $\frac{e_v}{g}$: és la pèrdua de càrrega, m.

11.8. DISSENY DELS SEPARADORS VAPOR – LÍQUID (*FLASH VESSELS*)

11.8.1. INTRODUCCIÓ

Els separadors vapor-líquid són equips en forma de tanc i en disposició vertical o horitzontal que tenen l'objectiu de separar en dos corrents de sortida, un en fase gas i l'altre en líquida, un corrent de mescla en estat bifàsic, líquid-vapor, que entra a l'equip.

Generalment, és un equip que té una forma cilíndrica i els seus capçals superior i inferior presenten un disseny toriesfèric, també conté tres connexions, una d'entrada i dues de sortida que normalment es troben en les parts central de cada capçal incloent les boques i una malla interna com eliminador de boires.

La disposició o orientació d'aquests pot ser vertical o horitzontal, depenen principalment de dos factors com, la disponibilitat d'espai en l'entorn d'instal·lació i la magnitud del cabal d'operació.

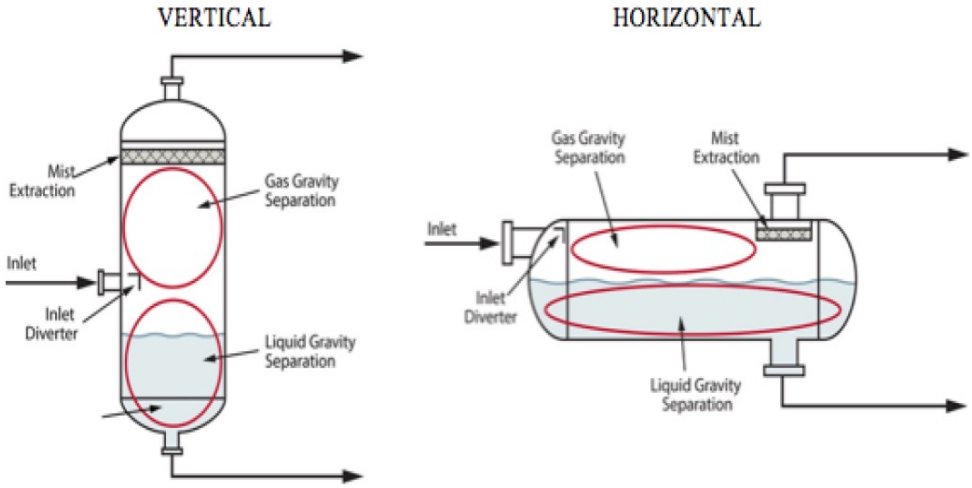


Figura 11-36 Parts de diferents separadors en funció de la seva orientació

El disseny realitzat en aquests tipus de separadors instal·lats a planta és en condicions màximes del 85% d'inundació i s'ha realitzat de la següent manera:

- Càlcul de la velocitat terminal màxima del vapor.
- Dimensionament bàsic.
- Disseny mecànic de l'equip a partir del codi ASME secció VIII, divisió 1.
- Disseny de les connexions i elements interns.

11.8.2. DIMENSIONAMENT BÀSIC

Per realitzar una separació adequada de les dues fases que es troben a l'interior del separador depèn principalment de la velocitat terminal que determina la quantitat de líquid en suspensió que si troba en el si del vapor en moviment dins l'equip.

Per dimensionar el separador, independentment de la seva orientació, cal tenir en compte els següents criteris bàsics:

- El líquid cal que presenti un temps de residència entre 3 i 5 minuts, es selecciona 5 minuts com a paràmetres de disseny.
- La relació entre l'alçada i el diàmetre (L/D) o (H/D) es de 3 com a mínim.

11.8.3. SEPARADOR VERTICAL I HORITZONTAL

El mètode emprat pel disseny funcional del separador verticals i horitzontals consta de 9 passos segons *The rules of Thumb* (6) i aquests són els següents:

- Càlcul del factor de separació mitjançant la següent expressió:

$$SF = \frac{W_L}{W_v} \cdot \left(\frac{\rho_v}{\rho_L}\right)^{0,5} \qquad (11.8\text{-}1)$$

On:

- W_L= cabal de líquid (lb/s) i rho (lbs/ft^3)
- W_v=cabal de vapor (lb/s)
- ρ_v=densitat vapor (lb/ft^3)
- ρ_L=densitat líquid (lb/ft^3)

- Obtenir la constant de separació K_v via mètode gràfic.

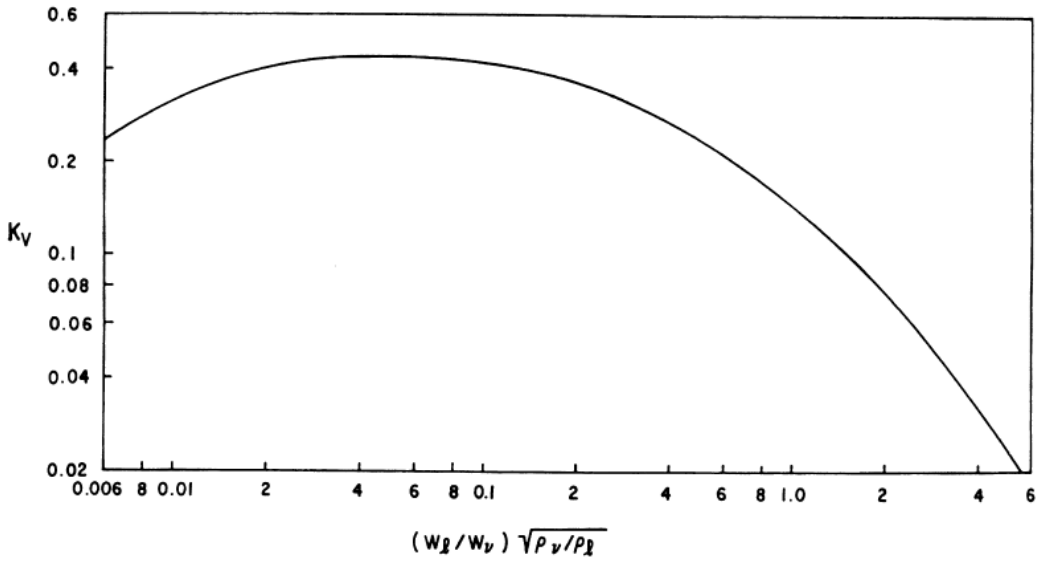


Figura 11-37 Velocitat de disseny del vapor per factor de separació vapor-líquid per separadors al 85% d'inundació

La **Figura 11-37** es basa en un 5% d'arrossegament de líquid en el vapor adequat per un disseny estàndard i arrossegament de l'1% permès per l'eliminador de boira.

- Càlcul de la velocitat terminal màxima del vapor, $u_{vapor\ màx}$

$$u_{vapor\ màx} = K_v \cdot \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}\right)^{0,5} \qquad (11.8\text{-}2)$$

On:

- $u_{vapor\ màx}$= velocitat terminal màxima del vapor (ft/s)
- K_v=constant pel sistema separador vertical (ft/s)
  - Càlcul de la secció transversal mínima necessària pel vapor i total en el separador.

$$(A_v)_{mín} = \frac{q_v}{u_{vapor\ màx}} \tag{11.8-3}$$

On:

- $(A_v)_{mín}$= secció mínima de pas del vapor (ft^2)
- q_v= cabal volumètric de vapor (ft^3/s)

$$(A_{total})_{mín} = \frac{(A_v)_{mín}}{0{,}5 \sim 0{,}2} \tag{11.8-4}$$

On:

- $(A_{total})_{mínim}$= secció mínima de pas (ft2)

  - Emprar el diàmetre mínim obtingut de la primera iteració, calculant-lo amb la següent expressió:

$$D_{mín} = \sqrt{\frac{4 \cdot (A_{total})_{mín}}{\pi}} \tag{11.8-5}$$

(Si no compleix la geometria en el punt 10, és realitzen diferents iteracions però partint del diàmetre mínim)

On:

$D_{mín}$= diàmetre mínim del separador (ft)

  - Per realitzar un dimensionament de l'altura del cos respecte la boca d'entrada d'aliment al separador; l'alçada entre la línia central respecte la part superior de la boca d'entrada és de 36 polzades més ½ del diàmetre que presenti la boca d'entrada o com a mínim una alçada de 48 polzades. Per determinar la distància per d'avall de la línia central respecte l'eix de la boca d'entrada de l'aliment amb el nivell màxim de líquid, s'empra un valor com a mínim 18 polzades.

  - Càlcul del volum de líquid apropiat en el tanc a partir de la següent expressió:

$$V_L = q_v \cdot t_{residència\ separador} = q_v \cdot 5min \cdot \frac{60s}{1min} \tag{11.8-6}$$

On:

V_L=volum de líquid en el tanc (ft^3)

q_v = cabal volumètric de líquid (ft^3/s)

- Càlcul l'altura de líquid apropiada a partir de la següent expressió:

$$H_L = V_L \cdot (\frac{4}{\pi \cdot D^2}) \qquad (11.8\text{-}7)$$

On:

H_L= altura de líquid (ft)

D=diàmetre del tanc (ft), es parteix del mínim, almenys en el primer càlcul.

- Comprovació de la geometria a partir de la següent expressió, si és el cas de no se la correcta caldrà iterar el diàmetre:

$$Relació = \frac{H_L + H_v}{D} \geq 3{,}000 \qquad (11.8\text{-}8)$$

(En cas de no complir-la es retorna al punt 5)

On:

H_v= altura de vapor (ft)

NOTA: Es important remarcar, que el procediment de càlcul esmentat no generava resultats coherents, degut a la falta d'informació del punt 6 i l'altura de vapor (H_v), per tant, s'ha realitzat el dimensionament preliminar del separadors vertical mitjançant un programari, *Checalc – Chemical Engineering Calculations*, on només s'han necessitat emprar les dades dels punts 1, 2 i 3, propietats i cabals màssics del corrents implicats en l'entrada i sortida dels separadors dimensionats.

11.8.4. DISSENY MECÀNIC DEL TANC, CONNEXIONS I ELEMENTS INTERNS

El separador es un tanc a pressió que té que estar dissenyat per suportar les condicions d'operació determinades. Pel seu disseny mecànic s'empra el codi ASME com a referència, concretament la secció VIII divisió 1.

El procediment de càlcul es troba explicat en el manual de càlculs de tancs a pressió, en l'apartat **11.1.4 DISSENY MECÀNIC** i seria molt similar al procediment emprat per columnes de destil·lació de l'apartat **11.1.1 CONSIDERACIONS I CARACTERÍSTIQUES DE DISSENY**.

En un separador líquid - vapor les connexions d'entrada i sortida són molt importants . La connexió d'entrada determina la mida de les gotes de líquid en suspensió , que està directament

relacionat amb l'eficiència en la separació, com més petites són les gotes més difícil és la separació. D'altra banda el mal dimensionament de la connexió de sortida de vapor pot ocasionar turbulències en aquesta part del separador, un fenomen totalment indesitjable. La mida de la connexió d'entrada es calcula amb el moment del cabal ($\rho \cdot v^2$ en $kg/m \cdot s^2$). El moment màxim permissible depèn del tipus de boca d'entrada i sortida que s'utilitzi, que a més determina la qualitat de la distribució de vapor i la pèrdua de pressió d'entrada entre altres propietats.

Taula 11-45 Moment permissible segons el tipus de connexió d'entrada emprada

Inlet Device Type	ρV^2, lb/ft-sec^2
No Inlet Device	700
Diverter Plate	950
Half-pipe	1400
Vane-type	5400
Cyclonic	10 000

De la mateixa manera, la sortida de vapor es dissenya seguint el mateix criteri del moment, usant el màxim d'una connexió sense filtre. D'altra banda la sortida de líquid es calcula per la velocitat típica de circulació d'un líquid en canonada, en el rang de 1,5 a 2 m/s. Un cop obtinguts els diàmetres de les connexions s'ha de triar-la seva ubicació. En el cas d'un separador vertical les sortides es troben a l'extrem superior i inferior del separador, i l'entrada el més allunyada possible de la sortida de vapor, tenint en compte que s'ha de deixar certa distància de seguretat entre la entrada i el nivell màxim de líquid perquè l'entrada no quedi mai submergida. En el cas d'un separador horitzontal l'entrada i les sortides es disposen en els extrems oposats.

Finalment ha de calcular-les dimensions de la malla eliminadora de boira. La capacitat de la malla és diferent per a cada model del fabricant, el seu diàmetre mínim necessari dependrà del cabal de sortida. Per separadors verticals se sol prendre com diàmetre el propi diàmetre de la secció cilíndrica. En un separador horitzontal la malla s'ha de col·locar en un suport entre el tanc i la sortida de vapors. Per defecte es utilitzarà un gruix de malla de 15 cm, un valor estàndard que assegura una bona retenció de líquid en la malla.

11.9. SERVEIS

Com s'explica en l'apartat **1.7.1 SERVEIS REQUERITS PER PLANTA** del **Capítol 1. ESPECIFICACIONS DEL PROJECTE**, els equips del sector de serveis no han sigut dissenyat des de zero sinó que són equips de catàlegs d'empreses externes especialitzades en construir-los cada una en el seu sector determinat. S'han escollit segons les necessitats requerides pel procés.

En aquest apartat s'explica punt importants a l'hora d'escollir els equips requerits o en calcular paràmetres importants dels mateixos equips per completar la seva informació.

11.9.1. TORRES DE REFRIGERACIÓ

11.9.1.1. Elecció del model de torre

La funció de les torres de refrigeració és la de refredar el cabal d'aigua que prové de la planta a una temperatura alta fins a una temperatura determinada per tornar al procés i abastir els equips que ho necessitin. Per calcular la demanda de calor s'utilitza :

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T \qquad (11.9\text{-}1)$$

On Q és el calor a bescanviar (kW), m és el cabal màssic del fluid (kg/s), Cp és el calor específic del fluid (kJ/kg·K) i ΔT és el salt tèrmic que ha de patir el fluid (K). Amb aquesta equació trobem la quantitat de potència que ha de proporcionar la torre de refrigeració.

$$Q = \left(2155688\left[\frac{kg}{h}\right] \cdot \frac{1\ h}{3600\ s}\right)\left[\frac{kg}{s}\right] \cdot 4{,}18\left[\frac{kJ}{kg \cdot K}\right] \cdot (20 - 39{,}4)[K] = -48558\ kW$$

El valor de calor bescanviat amb el sumatori dels calors bescanviats per tots els equips que necessiten aigua de torre, calculat pel programa de disseny de bescanviadors *Aspen Exchange Design & Rating* esmentat en l'apartat **2.2.5 Bescanviadors de calor** del **Capítol 2. EQUIPS**, és més precís que el càlcul teòric anterior. Per tant el calor a dissipar és de 48619 kW.

Un cop s'obté el valor de calor a bescanviar es busca en els catàlegs de les empreses un model de torre de refrigeració capaç d'assolir aquesta quantitat de calor. En l'apartat **1.7.1.1 Torre de refrigeració** del **Capítol 1. ESPECIFICACIONS DEL PROJECTE** es pot veure les especificacions de la torre de refrigeració i la configuració de torres escollida.

11.9.1.2. Consum d'aigua real

El consum total real d'aigua d'una torre de refrigeració és veu modificat per les pèrdues que té la torre de refrigeració i que s'han de suplir amb una entrada d'aigua al sistema després de la torre de refrigeració. Aquest cabal necessari d'aigua fresca correspon a les pèrdues per evaporació variarà segon el cabal de calor dissipat (Q_{evap}), les pèrdues per arrossegament que dependrà segons el separador de gotes que s'esculli per la torre (Q_{arr}) i, per últim, les pèrdues per purga que dependran dels cicles de concentració (Q_{pur}) (22).

$$Q_{total}\left[\frac{m^3}{h}\right] = Q_{evap} + Q_{arr} + Q_{pur} \qquad (11.9\text{-}2)$$

- Pèrdues d'aigua per evaporació (Q_{evap})

El propi proveïdor ens proporciona la dada de quina quantitat d'aigua s'evapora per quilovat de calor bescanviat, en el cas de la torre escollida és de 1,44 L/h per kW bescanviat. Es necessiten 6 torres del model escollit per al cabal de calor necessari a dissipar, és a dir, que el calor a dissipar dit anteriorment s'ha de repartir entre les torres de refrigeració.

$$\frac{48619}{6} = 8103{,}17\ kW$$

$$Q_{evap} = 8103{,}17\ kW \cdot \frac{1{,}44\ L/h}{1\ kW} \cdot \frac{1\ m^3}{1000\ L} = 11{,}67\ m^3/h \qquad (11.9\text{-}3)$$

- Pèrdues per arrossegament (Q_{arr})

Depenent del model de separador de gotes, les pèrdues per arrossegament seran més notables o menys. La torre de refrigeració escollida consta d'un separador d'alta eficiència (model GEA 2H SANIPACKING®) amb un arrossegament del 0,0005% del cabal d'aigua a refredar per torre. Gràcies a la qualitat del separador de gotes aquesta motiu de pèrdua es pràcticament menyspreable.

$$\frac{2156}{6} = 359{,}33\ m^3/h$$

$$Q_{arr} = 359{,}33\ m^3/h \cdot 0{,}000005 = 0{,}0018\ m^3/h \qquad (11.9\text{-}4)$$

- Pèrdues per purga (Q_{pur})

Per determinar el cabal d'aigua perdut per purga s'ha de calcular primer el cicle de concentracions (CC). Per calcular el cicle de concentracions s'ha de conèixer les característiques de l'aigua de la xarxa, és a dir, les propietats de l'aigua d'Igualada i les concentracions permeses pel model de la torre escollida.

L'aigua de xarxa d'Igualada es una aigua definida com dura, el seu valor de duresa és 510mg/L. Es el paràmetre característic per calcular el cicle de concentracions, la concentració permesa per la torre EWB 5750 és de 950 mg/L.

$$CC = \frac{950}{510} = 1{,}86 \qquad (11.9\text{-}5)$$

En l'equació 11.9-6 es defineix com calcular les pèrdues per purga.

$$Q_{pur} = \frac{Q_{evap}}{C.C. - 1} \qquad (11.9\text{-}6)$$

$$Q_{pur} = \frac{11{,}67}{1{,}86 - 1} = 13{,}57\ m^3/h$$

Amb tots els cabals esbrinats s'utilitza l'equació 11.9-3 per trobar el cabal total de pèrdues d'aigua per torre de refrigeració, aquest valor s'haurà de multiplicar per les 6 torres que hi ha per trobar el cabal total d'aigua que s'haurà d'afegir per suplir les pèrdues.

$$Q_{total} = 11{,}67 + 0{,}0018 + 13{,}57 = 25{,}2018 \frac{m^3}{h}$$

En resum, s'haurà d'afegir un total de 151,21 m^3/h d'aigua nova per poder suplir les pèrdues en el circuit d'aigua de les torres de refrigeració.

11.9.2. CHILLERS

Els *chillers* són equips de serveis que tenen la mateixa funció que les torres de refrigeració, la diferencia són les temperatures d'entrada i de sortida del fluid i els cabals amb els que treballen. El fluid que circula es aigua glicolada, entrant a -10°C i sortint a -20°C amb un cabal de 253550 kg/h.

Utilitzant es troba la quantitat de calor a dissipar.

$$Q = \left(253550\left[\frac{kg}{h}\right]\cdot\frac{1\,h}{3600\,s}\right)\left[\frac{kg}{s}\right]\cdot 3{,}691\left[\frac{kJ}{kg\cdot K}\right]\cdot(-20-(-10))[K] = -2599{,}59\,kW$$

Com en el cas de les torres de refrigeració, pel valor de calor a dissipar és més precís emprar el valor trobar fent el sumatori dels calors bescanviats trobats pels *Aspen Exchanger Design & Rating*. Amb aquestes dades, el valor de calor a dissipar és de 2614,7 kW.

Per calcular la calor que dissipa cada model de *chillers* del fabricant *Budzar*, s'ha de utilitzar l'equació 11.9-1 amb unes dades especifiques que et proporciona el proveïdor (23).

Taula 11-46 Especificacions dels models de chillers Budzar.

MODEL	RATED CAPACITY TONS*				COMPRESSORS**		CHILLER FLA
	-10°C (14°F)	-20°C (-4°F)	-30°C (-22°F)	-40°C (-40°F)	Number	HP (each)	(460V 3 Ph, 60 Hz
LTW-040	32.0	23.0	15.5	9.5	1	40	67
LTW-050	37.5	26.5	18.0	11.5	1	50	81
LTW-075	57.8	40.3	27.0	17.3	1	75	146
LTW-100	75.0	53.0	36.0	23.0	2	50	160
LTW-125	93.1	67.9	46.0	31.0	1	125	216
LTW-150	115.5	80.5	54.0	34.5	2	75	290
LTW-200	152.0	105.0	69.8	48.0	3	70, 70, 60	348
LTW-250	186.2	135.8	92.1	62.0	2	125	434
LTW-300	231.0	161.0	108.0	69.0	4	75	578
LTW-375	279.3	203.7	138.1	92.9	3	125	650
LTW-500	372.4	271.6	184.1	123.9	4	125	870
LTW-625	465.5	339.5	230.1	154.9	5	125	1082
LTW-750	558.6	407.4	276.2	185.9	6	125	1300

La segona columna representa la quantitat d'aigua que es requereix, amb un salt tèrmic de 10°C, per condensar el refrigerant emprant pel *chiller* per refredar l'aigua glicolada en el nostre cas. Pels càlculs s'utilitza el model LTW-250, que és el model escollit per a les necessitats de la planta.

$$Q_{dis} = \left(135800\left[\frac{kg}{h}\right]\cdot\frac{1\,h}{3600\,s}\right)\left[\frac{kg}{s}\right]\cdot 4{,}18\left[\frac{kJ}{kg\cdot K}\right]\cdot 10[K] = 1576{,}79\,kW$$

11.9.3. CALDERES

En el cas de les calderes, s'utilitza directament el valor obtingut de calor bescanviat amb el Aspen Exchanger Design & Rating per conèixer el calor que ha d'aportar la caldera perquè en aquest

cas és el calor latent del vapor amb una pèrdua de certs graus Celsius. Per això, per més precisió s'utilitza el valor de 21183,3 kW.

L'altre valor a calcular es el consum de gas natural que té la caldera per produir el vapor. És conegut que el gas natural aporta 9500 kcal/Nm^3, és a dir, 1 Nm^3/h de gas natural equival a 11,05 kW.

$$21183{,}3\ kW \cdot \frac{1\ Nm^3/h}{11{,}05\ kW} = 1917{,}04\ Nm^3/h \ \rightarrow \frac{1917{,}04\ Nm^3/h}{2\ calderes} = 958{,}52\ Nm^3/h$$

Com s'explica en l'apartat **1.7.1.3. Vapor d'aigua** del **Capítol 1. Especificacions del projecte** la configuració de les calderes especifica que es necessari 2 calderes per poder abastir les necessitats de vapor, per això el cabal total de gas natural es divideix entre 2.

11.9.4. DESCALCIFICADORS

Per escollir el model de descalcificador adequat per tractar l'aigua requerida pel procés s'ha de conèixer el cabal que s'ha de tractar i la duresa de l'aigua. Com s'especifica en l'apartat 1.7.1.4. Aigua descalcificada del **Capítol 1. ESPECIFICACIONS DEL PROJECTE** el cabal a tractar és de 6 m^3/h i la duresa de l'aigua de Igualada és de 502-510 mg de $CaCO_3$/L (50-51H°F°).

S'ha fet el càlcul en excés de cabal per suplir també les pèrdues d'aigua en el circuit de calderes, en total, per un cabal de 8 m^3/h.

$$8 \cdot 51 = 408$$

El model escollit HE 90 TWIN 1,5" és capaç de tractar 8,4 m^3/h i, respecte a la duresa, pot arribar a tractar entre 343 i 621 (24).

11.9.5. Tanc de nitrogen

El cabal requerit de nitrogen per desplaçar l'oxigen i tenir una atmosfera inerta no es pot saber a ciència certa. El cabal de nitrogen que surt del venteig i, per tant, el cabal de nitrogen que entra en els equips que requereixen inertització per mantenir la pressió per sobre de l'atmosfèrica i evitar l'entrada d'aire de l'exterior a dins del tanc està controlat pel sistema de control de pressió, el qual es desconeix el seu funcionament a la perfecció. També s'implica el factor humà en les situacions de càrrega i descàrrega dels tancs d'emmagatzematge que requereixen aquest servei.

Com es descriu en l'apartat **1.7.1.6 Nitrogen** del Capítol **1. ESPECIFICACIONS DEL PROJECTE** els equips que requereixen la inertització són certs tancs d'emmagatzematge i els tancs pulmó presents en el procés.

Per cada equip esmentat s'han emprat els següents mètodes o suposicions per estimar un cabal de nitrogen requerit.

- Pel tal de determinar el cabal de nitrogen necessari per inertitzar els tancs d'emmagatzematge s'ha de tenir en compte la substitució del gas de recobriment durant el bombeig del líquid de sortida com la condensació dels vapors del tanc durant la refrigeració tèrmica atmosfèrica. Per obtenir el cabal de nitrogen necessari s'ha de seguir els següents passos (25):

    1. Determinació del cabal de gas pel bombeig de líquid.

Taula 11-47 Factors per trobar el cabal de nitrogen segons el cabal de sortida del líquid emmagatzemat

Multiply Maximum Pump-Out Rate In	By	To Obtain
U.S. GPM	0.215	Nm^3/hr air required
U.S. GPM	0.258	Nm^3/hr air required
Barrels/hr	0.151	Nm^3/hr air required
Barrels/day	0.0063	Nm^3/hr air required
Liters/min	0.057	Nm^3/hr air required

Els cabals de líquid de sortida dels tancs s'han de multiplicar pels factors de la **Taula 11-47** els cabals de sortida són elevats durant les posades en marxa, però gràcies al gran sistema de recirculacions i reaprofitament de matèries primes, els cabals de sortida seran baixos i no tindran el paper principal en el valor final del cabal.

2. Determinació del cabal degut al refredament atmosfèric.

Taula 11-48 Relacions entre el cabal de nitrogen requerit i el volum del tanc

Tank Capacity			In Breathing Air Required	
Barrels	Gallons	[m³]	SCFH	[Nm³/hr]
60	2,500	[9.5]	60	[1.6]
100	4,200	[15.9]	100	[2.7]
500	21,000	[79.5]	500	[13.4]
1,000	42,000	[159]	1,000	[26.8]
2,000	84,000	[318]	2,000	[53.6]
3,000	126,000	[477]	3,000	[80.4]
4,000	168,000	[636]	4,000	[107.2]
5,000	210,000	[795]	5,000	[134]
10,000	420,000	[1590]	10,000	[268]
15,000	630,000	[2385]	15,000	[402]
20,000	840,000	[3180]	20,000	[536]
25,000	1,050,000	[3975]	24,000	[643]
30,000	1,260,000	[4770]	28,000	[750]
35,000	1,470,000	[5560]	31,000	[830]
40,000	1,680,000	[6360]	34,000	[911]
45,000	1,890,000	[7150]	37,000	[992]
50,000	2,100,000	[7950]	40,000	[1070]
60,000	2,520,000	[9540]	44,000	[1180]
70,000	2,940,000	[11130]	48,000	[1290]
80,000	3,360,000	[12700]	52,000	[1400]
90,000	3,780,000	[14300]	56,000	[1500]
100,000	4,200,000	[15900]	60,000	[1600]
120,000	5,040,000	[19100]	68,000	[1800]
140,000	5,880,000	[22300]	75,000	[2000]
160,000	6,720,000	[25400]	82,000	[2200]
180,000	7,560,000	[28600]	90,000	[2400]

Com es pot veure a la taula, es pot arribar a trobar cabals de nitrogen per a gran quantitat de tancs, segons el seu volum. En el nostre cas, els tancs d'emmagatzematge són de 85, 100 i 150 m^3. Es troben entre l'interval de 79,5m^3 i 159m^3 de la taula, amb una extrapolació es troben els valors del cabal de nitrogen.

Amb el sumatori dels dos valors obtinguts es troba el cabal aproximat de nitrogen en fase gas requerit per inertitzar els tancs d'emmagatzematge.

- Aquest mètode, encara que sembli més acurat, pot donar error degut a que no té en compte el buidatge dels tancs sinó que considera una necessitat de nitrogen continua. Un cop el tanc es buida, es tanquen les vàlvules i es retindria el nitrogen dins fins a la propera càrrega de matèria prima cosa que aquest mètode no te en consideració.

- En el cas dels tancs pulmó, el mètode de càlcul és molt menys elaborat i s'ha fet seguint la suposició de que el cabal de nitrogen que es requereix és igual al 5% del volum del tanc pulmó per tal de predir les possibles oscil·lacions del nivell del líquid dins del tanc en operació continua.

Aquests dos mètodes tenen el seu error i el cabal de nitrogen es pot allunyar lleugerament de la realitat degut a que, com s'ha explicat abans, és un valor difícil de calcular per totes les variables que s'han de considerar.

El cabal requerit de nitrogen gas en condicions normals és de 154,23 Nm^3/h i, utilitzant un factor de conversió de l'empresa Linde ($1m^3$ de nitrogen gas = 1L de nitrogen líquid) (26), és requerirà un volum al voltant dels $27m^3$ de nitrogen líquid emmagatzemat criogènicament per un estoc de 5 dies.

11.9.6. Sistema d'aire comprimit

L'aire comprimit és essencial per al funcionament de les vàlvules d'acció pneumàtica, equips presents al llarg de procés amb un paper molt important per al funcionament de la planta.

Es coneix que una vàlvula requereix com a mínim 1,5 m^3/h i un màxim de 3 m^3/h d'aire comprimit per al seu correcte funcionament. Sabent el número de vàlvules que requereixen el cabal d'aire comprimit es pot estimar el cabal total que requereix la planta.

$$Q_{total} = 3[m^3/h] \cdot N_{\overset{o}{vàlvules}} \qquad (11.9\text{-}7)$$

11.10. BIBLIOGRAFIA

1. ***API Standard 650,*** *Welded Tanks for Oil Storage.* 20ª Edició. Març del 2013.

2. *ASME,* *Boiler and Pressure Vessel Code.* 1 de Juliol del 2010. Vol. VIII.

3. Don W. Green, Robert H. Perry. *Perry's Chemical Engineering Handbook.* 8ª Edició. s.l. : McGraw-Hill, 2008.

4. Richardson, Coulson and. *Coulson & Richardson's Chemical Engineering.* 5ª Edició. s.l. : Butterworth-Heinemann, 31 de Desembre del 1996. Vol. Volum 1.

5. *API Standard 2000,* *Venting Atmospheric and Low-Pressure Storage.* 5ª Edició. Abril del 1998.

6. Branan, Carl. *The Rules of Thumb for Chemical Engineers*. [ed.] Elsevier. 4t. p. 88-104, 143-152.

7. *Don't Gamble with physical properties for simulations.* **Carlson, Eric C.** Octubre / 1996, Chemical Engineering Progress, p. 35-46.

8. Kister, Henry Z. *Distillation Design.* [ed.] McGraw-Hill. 1992. p. 106-126, 136-140, 259-362.

9. Koch-Glitsch Corporation. *Mist Elimination Liquid-Liquid coalescing, Structured packing, Packing on severe services.* 2016.

10. PDVSA. *Prácticas de diseño de PDVSA*. [En línia] 1986. www.pdvsa.com.

11. Adami, Christoph, et al. *US 7053 239 B2* United States , 2006.

12. Trambouze, Pierre i Euzen, Jean-Paul. *Chemical reactors: from design to operation.* Paris : Editions TECHNIP, 2004.

13. *A theoretical model for the influence of gas properties and pressure on single-bubble formation at an orifice.* **Wilkinson, Peter M. i Van Dierendonck, Laurent L.** 1994, Chemical Engineering Science, Vol. 49, p. 1429-1438.

14. Deckwer, Wolf-Dieter. *Bubble column reactors.* Chichester : John Wiley and Sons , 1992. p. 96.

15. *Bubble Size, Interficial Area and Liquid-Phase Mass Transfer Coefficient in Bubble Columns.* **Akita, Kiyomi i Yoshida, Fumitake.** 1974, Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development, Vol. 13, p. 84-91.

16. *Design of sieve plate spargers for bubble column: role of weeping.* **Thorat, B.N, Kulkarni, A.V i Joshi, J.B. 8,** Chemical Engineering & Technology, Vol. 28, p. 815-828.

17. *Design and selection of sparger for bubble column reactor. Part II: Optimum sparger type and design.* **Kulkarni, Arnand V. i Joshi, Jyeshtaraj B. s.l. :** Elsevier, 2011, Chemical Engineering Research and Design, Vol. 89, p. 1792-1985.

18. *Design and selection of sparger for bubble column reactor. Part I: Performance of different spargers.* **Kulkarni, Arnand V. i Joshi, Jyeshtaraj B. s.l. :** Elsevier, 2011, Chemical Engineering Research and Design, Vol. 89, p. 1972-1985.

19. Lynn, J. B., Homberg, O. A. i Singleton, A. H. *Formic acid synthesis by lower alkyl formate hydrolysis. U.S.. Patent 3907884* 23 / Sept. / 1975.

20. *Reversible Autocatalytic Hydrolisis of Alkyl Formate: Kinetic and Reactor Modeling.* **Jogunola, Olantude, et al. s.l. :** American Chemical Society, 210, Vol. 49, p. 4099-4106.

21. Fogler, H. Scott. *Elementos de ingeniería de las reacciones químicas.* 4ª Edición. Naucalpan de Juárez : Pearson Educación, 2008.

22. *Modelo EWB, Manual de operación y mantenimiento. EWK.* [En línia] http://www.ewk.eu/index.php/producto/es/ewb.

23. Low Temperature Chillers. *Budzar Industries, Inc.* [En línia] http://www.budzar.com/low-temperature-chiller/.

24. Culligan HE Twin, *Descalcificadors. Culligan.* [En línia] http://www.culligan.es/wp-content/uploads/CL_Catalogo-Descalcificador-HE-TWIN_2012.pdf.

25. *Blanketing, Chemical Tank*. **Parker Hannifin Corp**. [En línia] http://www.parker.com.

26. *Nitrogeno Líquido, Hoja tècnica***. Linde.** [En línia] http://www.abellolinde.es/es/news_and_media/download/product_data_sheets/index.html.

27. Raschig-Jaeger Technologies. *Jaeger Tripacks Catalogue**s.*** 2012.

28. Calorcol SA. *Estimación de aislantes de Lana mineral de roca.* [En línia] 2008. www.calorcol.com.

29. Brittish Petroleum. *Handbook of Chemical Engineering Calculations***.** 1981.