



PLANTA DE PRODUCCIÓ D'ÀCID FÒRMIC

PROJECTE DE FINAL DE CARRERA

GRAU EN ENGINYERIA QUÍMICA

ACME
chemicals

Guillermo Bachiller Pérez

Paula Gómez Lorente

Jordi Andreu Morales Tapia

Jaume Rota i Sariol

David Torrent Herrero

Tutor: Marc Peris

Cerdanyola del Vallès, Juny 2016

Volum III

Índex:

9- Manual de càlcul

10- Diagrames i plànols

11- Bibliografia

Annex

9 – Manual de càlcul

9.1 – Disseny tancs emmagatzematge	1
9.1.1- Introducció.....	1
9.1.2- Materials	1
9.1.3- Disseny mecànic dels tancs	2
9.1.3.1- Dimensionat dels tancs.....	2
9.1.3.2- Relació Alçada/Diàmetre.....	3
9.1.3.3- Pressió de disseny	3
9.1.3.4- Temperatura de Disseny.....	4
9.1.3.5- Venteig.....	4
9.1.3.6- Inertitzar tancs.....	5
9.1.3.7- Aïllament	5
9.1.3.8- Cubetes de Retenció.....	7
9.1.3.9- Càlcul d'alçada de líquid d'operació.....	8
9.1.3.10- Càlcul de gruix mínim	8
9.1.3.11- Càlcul de pes d'equips	11
9.1.3.12- Càlcul del pes del material aïllant.....	12
9.1.3.13- Càlcul del pes total del equip.....	13
9.1.14- Distància entre tancs d'emmagatzematge	14
9.1.15- Serpentí en el tanc d'emmagatzematge d'àcid fòrmic.....	16
9.1.16 Boca d'home	18
9.1.4- Exemple manual càlcul	19
9.2- Disseny reactor de bombolleig	24
9.2.1- Disseny teòric	24
9.2.2- Disseny mecànic	26
9.2.2.1- Disseny físic del reactor	26
9.2.2.2- Disseny del tanc.....	28
9.2.2.3- Disseny bombolleig.....	33
9.2.2.4- Tractament tèrmic del reactor	35
9.3- Reactor de tanc agitat (RCTA).....	42
9.3.1- Disseny teòric.....	42
9.3.2 – Disseny mecànic.....	44
9.3.2.1- Disseny físic del reactor	44

9.3.2.2- Disseny del tanc.....	45
9.3.2.3- Disseny de l'agitació	50
9.3.2.4- Tractament tèrmic del reactor	53
9.4 Disseny Separadors Vapor-Líquid	55
9.4.1 Introducció	55
9.4.2 Disseny teòric separador vapor líquid.....	58
9.4.3 Disseny comercial del separador vapor líquid	59
9.5- Disseny de la columna d'absorció.....	61
9.5.1- Disseny numèric	61
9.5.2 Disseny mecànic.....	62
9.5.2.1 -Pes de la columna buida i amb rebliment.....	64
9.5.2.2- Pes de la columna en operació	65
9.6- Disseny de les columnes de destil·lació	66
9.6.1 -Disseny numèric	68
9.6.2-Disseny mecànic.....	74
9.7 Disseny dels bescanviadors de calor.....	82
9.8 Tanc criogènics.....	86
9.8.1 Introducció	86
9.8.2 Disseny comercial tanc criogènic	86
9.9 Tanc pulmó	89
9.9.1 Introducció	89
9.9.2 Disseny del tanc pulmó.....	89
9.10 -Sitges	92
9.10.1 - Introducció.....	92
9.10.2 - Disseny comercial de l'estació de descarrega de <i>big bag</i>	92
9.10.3 - Disseny comercial d'una sitja	93
9.11-Disseny dels dipòsits de recollida de destil·lat	95
9.11.1 - Disseny teòric.....	95
9.11.2 - Disseny mecànic.....	95
9.11.3 - Càlcul del pes del recipient buit.....	97
9.11.4 - Càlcul del pes del recipient en operació.....	98

9.12 Serveis de planta	99
9.12.1 Introducció.....	99
9.12.2 Caldera de Vapor	99
9.12.3 Gas Natural.....	100
9.12.4-Torres de refrigeració	101
9.12.4.1-Càlcul de les pèrdues per evaporació	102
9.12.5-Grup de Fred, <i>Chillers</i>	103
9.12.6 Nitrogen	105
9.12.7 Aire Comprimit.....	107
9.13- Disseny de les canonades	109
9.13.1- Càlcul del diàmetre nominal de les canonades.....	109
9.14- Disseny de Bombes	117
9.14.1- Càlcul d'alçada acumulada.....	117
9.14.2- Potència de la bomba	121
9.14.3- Càlcul del NPSH	121

9.1 – Disseny tancs emmagatzematge

9.1.1-Introducció

En aquest apartat es detallarà el disseny de tancs d'emmagatzematge de matèries primeres i de productes del procés de producció d'àcid fòrmic.

Per realitzar el disseny mecànic dels tancs, prèviament s'ha de fer un estudi de les propietats i característiques dels compostos a emmagatzemar, ja que, en funció de condicions ambientals com salts tèrmics, velocitat del vent, precipitacions, etc., es tindrà un disseny particular de la pressió, temperatura, material de construcció, materials aïllants, serpentins a fons dels tanc, etc.

Encara que el disseny de tancs atmosfèrics d'emmagatzematge es regeix per codis API 620/ API 650, es decideix realitzar el disseny del tanc amb la normativa d'aparells a pressió que dona el codi ASME (American Society of Mechanical Engineers, Code for Pressure Vessel, Section VIII, div. 1) i seguint el reglament de la BOE (Boletín Oficial Español) i ITCs MIE APQ (Instruccions tècniques complementàries d'emmagatzematge de productes químics).

9.1.2- Materials

El material de construcció es selecciona en funció del tipus de component químic i de les seves propietats. En aquesta elecció de material s'ha de tindre en compte la resistència a la temperatura, resistència a la corrosió, el fluid a emmagatzemar, disponibilitat del material i el seu cost.

En la selecció de materials dels tancs atmosfèrics s'utilitzarà principalment el criteri de corrosió. Per tant, si la substància o dilució és corrosiva s'emprarà acer inoxidable, per contrari si la substància no és corrosiva s'emprarà acer al carboni.

L'acer al carboni és un material resistent i més econòmic que l'acer inoxidable, per tant a poder ser s'utilitzarà aquest pel disseny d'equips. No obstant, la majoria de substàncies que intervenen són corrosives a llarg i curt termini, per tant la majoria d'equips estan dissenyats amb acer inoxidable.

L'acer inoxidable que es selecciona pel disseny dels equips és un acer inoxidable comercial AISI 316 L, que té propietats molt resistents a la corrosió.

9.1.3-Disseny mecànic dels tancs

9.1.3.1-Dimensionat dels tancs

A l'hora de dimensionar el tanc d'emmagatzematge prèviament s'ha de conèixer les necessitats del procés, cabals massics o volumètrics, i decidir un *stock* de matèries primeres i productes. Aquest apartat és important, ja que s'ha de determinar volums de tancs i regularitat del transit tant de les matèries primeres com del producte a vendre. Aquests transits de compostos químics es realitza per transport en carretera i s'ha de considerar problemes aliens com vagues de transport o contratemps dels proveïdors. És per aquesta raó que s'ha considerat fer el disseny amb 3 dies de *stock*.

A més, les matèries primeres que es produeixen in situ, o que es compren i es té disponibilitat per canonada directa, i fins i tot el producte que el recolliran a diari, aquests podran tindre un disseny de tanc pulmó diari, encara així el disseny té en compte 3 dies de *stock* per possibles contratemps.

La resta de tancs d'emmagatzematge tindran el *stock* de 3 dies i són dissenyats per albergar 7 dies de producció.

A continuació es calcularà de forma genèrica el volum dels tancs i camions necessaris per transportar aquestes matèries primes.

$$\left(M \left[\frac{kg}{h}\right]\right) \cdot \left(\frac{1}{\rho \left[\frac{kg}{m^3}\right]}\right) \cdot \frac{(24h)}{1dia} \cdot \frac{(7+3) dies}{1tanc} = \frac{m^3}{tanc} \quad \textbf{Equació 1}$$

$$\frac{m^3}{tanc} \cdot \frac{1 \text{ camió cisterna}}{23 m^3} = n^o \text{ Camions Necessaris} \quad \textbf{Equació 2}$$

on :

- M : és el cabal màssic de qualsevol corrent d'entrada o sortida del procés.

9.1.3.2-Relació Alçada/Diàmetre

Per realitzar el disseny del tanc existeixen diverses correlacions que permeten decidir una relació alçada i diàmetre, en aquest disseny es considera una relació optima $H/D=1.5$, és una relació conservadora. Però, aquesta relació determina una alçada molt elevada del tanc, i per tan pels càlculs de pressió sobre el sòl augmentarien, per tant, es decideix fixar una alçada de tanc d'emmagatzematge de 6m, i el diàmetre quedarà en funció del volum necessari a emmagatzemar.

$$H_{tanc} = 6 \text{ m}$$

Encara així, els tancs d'àcid fòrmic es realitzen amb una relació $H/D = 1.5$, ja que sinó augmentaria molt el nombre de tancs en la parcel·la i ocuparien molta superfície pel tema normativa i espaiat entre tancs.

9.1.3.3-Pressió de disseny

La pressió de disseny és la pressió que té el disseny del tanc d'emmagatzematge. És considera mantindrà una sobrepressió a l'interior del tanc per així evitar entrada d'aire extern. A més, serveix com a marge de seguretat en cas de tindre una sobrepressió dins del tanc. Aquesta pressió de disseny interna és tindrà en compte en el càlcul del gruix de la xapa del tanc.

En un tanc atmosfèric la pressió de dissenys, no és més que, la pressió d'operació, atmosfèrica, més la pressió hidrostàtica que exerceix el fluid. A més, es considera un factor de seguretat d'un 20%.

$$P_D = (P_{operació} + P_{hidrostàtica}) \cdot 1,2 \quad \textbf{Equació 3}$$

on la pressió hidrostàtica és:

$$P_{hidrostàtica} = \rho_{fluid} \cdot g \cdot H_{liquid} \quad \textbf{Equació 4}$$

Es considera que l'alçada del fluid, per calcular la pressió de disseny, és l'alçada màxima del tanc, ja que per fer proves de inspeccionament els operaris omplen el tanc a màxima capacitat amb aigua i exercint una pressió addicional per comprovar que l'equip te marges de seguretat.

9.1.3.4-Temperatura de Disseny

En el tanc atmosfèric també s'ha d'especificar la temperatura de disseny i, es segueix el mateix criteri que la determinació de pressió de disseny. Per tant, es determinarà una temperatura de disseny superior a la d'operació, per tindre un marge de seguretat.

Considerant que la temperatura d'operació és de 25°C i, que incrementem 20°C a la temperatura d'operació, s'obté la temperatura de disseny:

$$T_D = T_o + 20^{\circ}C$$

Equació 5

9.1.3.5-Venteig

Tots els contenidors o recipients hauran de disposar d'un sistema de venteig per prevenir la deformació del mateix com a conseqüència d'ompliment, buidatge o canvis de temperatura ambient.

Els venteigs normals d'un recipient es dimensionaran segons els reglaments tècnics vigents o com a mínim tindran un mida igual o major al de la conducció d'ompliment o buidatge i no pot ser en cap cas menor que 35mm de diàmetre interior.

En el cas d'emmagatzematge atmosfèric o baixa pressió la capacitat total de venteig es pot determinar per la següent fórmula:

$$\frac{m^3 d'aire}{h} = \frac{4,414 \cdot Q}{L \cdot \sqrt{M}}$$

Equació 6

on:

- Q és el calor rebut en cas de foc extern [kJ/h].
- L és el calor latent de vaporització de la substància inflamable [kJ/h].
- M el pes molecular

Per determinar el calor rebut , Q , s'utilitza la següent expressió:

$$Q = 139,7 \cdot F \cdot A^{0,82} \cdot 10^3 \quad \textbf{Equació 7}$$

on:

- Q és el calor rebut pel recipient [kJ/h]
- F és el factor de reducció de dimensions
- A és la superfície humida en m^2

9.1.3.6- Inertitzar tancs

Quan s'emmagatzemen substàncies altament volàtils o substàncies propenses a l'oxidació, la conservació del producte i la seguretat son molt importants. És per això que s'empra la inertització amb nitrogen o és fa un recobriment amb nitrogen, ja que és un mètode segur i fiable per mantindre constant una capa protectora de gas, nitrogen, per sobre de la substància perillosa.

La humitat del espai superior es substitueix per nitrogen d'alta puresa, inert i sec. Aquest amb un sistema de control de la vàlvula precís, podrà garantir quan el depòsit s'ompli o es buidi la capa protectora de nitrogen.

Aquesta inertització és recomanable realitzar-la en els tancs d'emmagatzematge de metanol i en la zona on s'emmagatzemarà el metòxid de sodi.

9.1.3.7-Aïllament

La finalitat de disposar d'un aïllament en els tancs d'emmagatzematge és poder conservar les substàncies químiques i garantir la seva estabilitat i seguretat dels processos de producció que esdevindran. Aquesta conservació es realitza confinant en un tanc on es mantindrà la temperatura interna dins d'uns certs límits, per poder evitar riscos i parades de planta.

L'aïllament redueix pèrdues tèrmiques , per tant un estalvi de costos per mantenir a una temperatura el tanc. Aquestes estalvi en pèrdues tèrmiques es pot traduir en minimització de consum d'energia, combustibles i per tant menys emissions a l'atmosfera.

A més, es tindrà un control del procés ja que l'aïllament evita que o bé es congeli el producte o bé es sobreescalfi per culpa de la radiació solar. També protegeix en cas de possibles contacte directe, ja que minimitza la temperatura superficial de contacte del tanc.

Per últim, l'aïllament pot ser resistent al foc i reduir risc de que en un incendi en el exterior del tanc pugui cremar amb la substància inflamable.

Per determinar el gruix necessari per l'aïllament del tanc, al tractar-se de superfície curvilínia amb radi major que 1m, s'emprarà el següent criteri de la marca comercial d'aïllament CALORCOL i ROCKWELL.

Taula 9. 1 . Espessor Aïllament segons la Temperatura d'operació

Temperatura de treball de l'equip[°C]	Espessor aïllant[plg]
100	2
150	2 1/2
200	3
250	3 1/2
300	4
350	4 1/2
400	5
450	5 1/2
500	6
550	6 1/2

Com es pot observar en la *Taula 9.1* segons la temperatura d'operació del tanc s'hi afegirà més o menys gruix en aïllament. Com que els tancs d'emmagatzematge tots són atmosfèrics i al aire lliure, la temperatura d'operació ronda els 20-30 °C , per tant s'aplicarà un gruix d'aïllament de 2 polzades (~5,1 cm).

L'aïllant que s'utilitzarà per les seves característiques és de la marca ROCKWOOL de la Serie 900, en concret es pot instal·lar ROCKWOOL ProRox 970^{ES} que és molt bon aïllant, té una $k=0,046 \text{ W/m/K}$ i pot treballar fins a una temperatura màxima de 680°C.

A més, aquest producte apart d'aïllar tèrmicament el sistema, també aïlla acústicament els equips i és resistent a incendis. Com a nota addicional, el proveïdor diu que si és pretén aïllar per temperatures inferior a la del ambient, caldrà col·locar una capa de condensació.

9.1.3.8-Cubetes de Retenció

Les cubetes són una cavitat destinada a retenir els productes continguts en els elements d'emmagatzemament en cas d'abocament o fuga dels mateixos. És a dir, que aquestes instal·lacions poden garantir la retenció de la fuga o vessament de líquids.

Segons la normativa dels documents ITC MIE-APQ, la capacitat de la cubeta quan es tracta d'un únic recipient, com en el cas d'aquest projecte, ha de ser la capacitat del volum de líquid que pugui quedar retingut dins de la cubeta, incloent el del recipient fins el nivell de líquid en la cubeta. És a dir, quan la pressió del líquid de la cubeta i la del tanc d'emmagatzematge s'igualen. En el cas de líquids de la classe B, C i D, es considera que la cubeta ha de contenir un únic tanc d'emmagatzematge, la seva capacitat ha de ser el 100% de la capacitat del tanc.

La construcció de les cubetes han de ser de materials no combustibles, estanques i han de resistir la pressió hidrostàtica de l'altura total del líquid a volum màxim de la cubeta. Les alçades màximes són de 1,8 m, en cas normal, però amb un màxim de 3m si hi ha fàcil accés i el pendent com a mínim serà d'un 1%.

Per calcular l'àrea i el volum de la cubeta utilitzem la següent equació:

$$L_{\text{cubeta } 1} = 2 \cdot D_{\text{paret}} + L_{\text{tanc}} \quad \text{Equació 8}$$

$$L_{\text{cubeta } 2} = 2 \cdot D_{\text{pared}} + D_{\text{extern}} \quad \text{Equació 9}$$

$$\text{Àrea cubeta} = L_{\text{cubeta } 1} \cdot L_{\text{cubeta } 2} \quad \text{Equació 10}$$

$$V_{\text{cubeta}} = \text{Àrea}_{\text{cubeta}} \cdot H_{\text{alçada cubeta}} \quad \text{Equació 11}$$

Amb aquestes equacions s'obtenirà les dimensions necessàries de les cubetes de retencions de qualsevol tanc d'emmagatzematge.

9.1.3.9-Càlcul d'alçada de líquid d'operació

Per calcular l'alçada del líquid a la qual operarà aquest equip, es considera que només s'utilitza el 80% del volum total del tanc d'emmagatzematge per temes de seguretat, per tant aïllant:

$$V_{tanc} \cdot 0,8 = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H_{líquid} \Leftrightarrow H_{líquid} = \frac{V_{tanc} \cdot 0,8}{\frac{\pi}{4} \cdot D^2} \quad \text{Equació 12}$$

Per calcular el volum del tanc d'emmagatzematge considerem que el disseny és de fons pla, cap semiesfèric i considerant que el cos és cilíndric. Realitzant un fons pla del tanc s'evita la instal·lació de suports de tanc i a més com que es realitzen tancs de gran capacitat, es recomana realitzar un fons pla per poder distribuir la càrrega millor. Per tan, el volum del tanc és igual a la suma del volum cilíndric i el volum del cap semiesfèric.

$$V_{tanc} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H + \frac{2}{3} \cdot \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^3 \quad \text{Equació 13}$$

9.1.3.10-Càlcul de gruix mínim

Quan el equip ja està especificat s'ha de calcular tant el gruix del cos cilíndric, com el gruix dels caps. Aquests gruixos es determinen mitjançant el codi ASME i estan relacionats amb la pressió de disseny, tensió màxima admissible del material, etc. A més, s'ha de considerar uns coeficients addicionals per garantir el disseny, un d'ells és el coeficient de corrosió addicional i l'altre és un coeficient de tolerància de fabricació de la xapa o fons del equip. Si les substàncies a emmagatzemar son molt corrosives, caldrà aplicar un recobriment interior d'un polímer d'alta densitat o tefló.

A continuació es mostrarà les equacions necessàries per realitzar el càlcul del gruix mínim del equip.

9.1.3.10.1- Gruix del cilindre

Per calcular el gruix mínim de la xapa del cos cilíndric (*Figura 9.1*) del tanc d'emmagatzematge s'empra la següent *equació*:

$$t_{cilindre} = \frac{P \cdot R_{in}}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + C_1 + C_2 \quad \text{Equació 14}$$

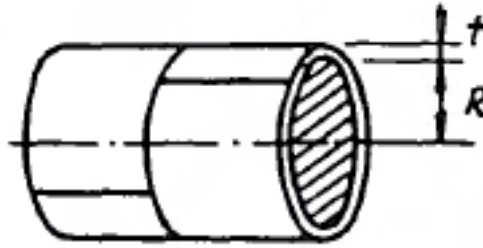


Figura 9. 1. Gruix d'un cos cilíndric

on:

- t és el gruix de la xapa mínim.
- P la pressió de disseny.
- S la tensió màxima admissible.
- E el factor de soldadura .
- R el radi intern del tanc.
- C₁ és el coeficient addicional de corrosió .
- C₂ el coeficient de tolerància de fabricació.

A partir del valor del gruix és pot calcular la pressió màxima que podrà suportar l'equip amb la següent *equació*:

$$P_{esclat} = \frac{S \cdot E \cdot t}{R + 0,6 \cdot t} \quad \text{Equació 15}$$

9.1.3.10.2- Gruix del cap semiesfèric

Per calcular el gruix mínim de la xapa del cos cap semiesfèric (*Figura 9.2*) del tanc d'emmagatzematge s'empra la següent *equació*, emprant les mateixes unitats que en l'*Equació 15*.

$$t_{cap\ semiesfèric} = \frac{P \cdot R_{in}}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} + C_1 + C_2 \quad \text{Equació 16}$$

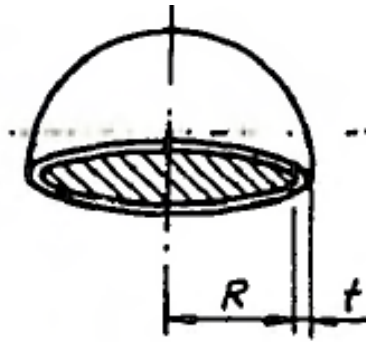


Figura 9. 2. Gruix d'un cos semiesfèric

A partir del valor del gruix és pot calcular la pressió màxima que podrà suportar l'equip amb la següent *equació*:

$$P_{esclat} = \frac{2 \cdot S \cdot E \cdot t}{R + 0,2 \cdot t} \quad \text{Equació 17}$$

- **Gruix del cap toriesfèric**

Per calcular el gruix mínim de la xapa del cos del cap toriesfèric s'empra la següent *equació* seguin les unitats de l'*Equació 15*.

$$t_{cap \text{ toriesfèric}} = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} + C_1 + C_2 \quad \text{Equació 18}$$

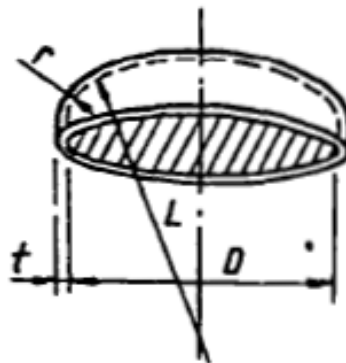


Figura 9. 3. Gruix d'un cos toriesfèric

on:

- P és la pressió de disseny.
- L és el radi intern del plat o cilindre.
- M és el valor donat per L/r .
- r és el valor de curvatura o radi del artell del cap toriesfèric.

A partir del valor del gruix és pot calcular la pressió màxima que podrà suportar l'equip amb la següent *equació*:

$$P_{esclat} = \frac{2 \cdot S \cdot E \cdot t}{L \cdot M + 0,2 \cdot t} \quad \textbf{Equació 19}$$

9.1.3.11-Càlcul de pes d'equips

Per calcular el pes dels equips a instal·lar i garantir que el terreny a edificar sostindrà la tensió aplicada, es calcularà prèviament el pes del equip buit i ple, tenint en compte els gruixos d'aïllament.

A continuació es mostraran les diferents equacions pel càlcul de pes de l'equip subdividit en cap, cos cilíndric i fons pla.

9.1.3.11.1- Càlcul de pes cos cilíndric

$$W_{cilindre} = V_{cil} \cdot \rho \quad \textbf{Equació 20}$$

on:

- $V_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \cdot H_{cil} \text{ [m}^3\text{]} .$
- $D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t_{cil} .$
- t és el gruix calculat per cos cilíndric .
- ρ és la densitat del material de construcció.

9.1.3.11.2- Càlcul de pes de cap

$$W_{cap} = V_{cap} \cdot \rho \quad \textbf{Equació 21}$$

on:

- $V_{cap,semiesfèric} = \frac{2}{3} \cdot \pi \cdot \left(\left(\frac{D_{ext}}{2} \right)^3 - \left(\frac{D_{int}}{2} \right)^3 \right) = \frac{2}{24} \cdot \pi \cdot (D_{ext}^3 - D_{int}^3)$
- $V_{cap,toriesfèric} = 0,1694 \cdot D_{int}^3$
- $D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t_{cap} .$
- t gruix calcular per cap.
- ρ és la densitat del material de construcció.

9.1.3.11.3- Càlcul de pes de fons pla

$$W_{fons} = A \cdot t_{cil} \cdot \rho$$
Equació 22

on:

- $A = \pi \cdot \left(\frac{D_{ext}}{2}\right)^2 [m^2]$.
- t gruix calculat pel cilindre.
- ρ és la densitat del material de construcció.

A continuació es presenta les equacions pel càlcul del pes d'aïllament, com en el cas anterior es subdividirà en cos cilíndric, cap semiesfèric i fons pla:

9.1.3.12-Càlcul del pes del material aïllant

En aquest apartat es calcularà el pes total del material aïllant, tenint en compte a les superfícies que s'aplica l'aïllament, ja sigui el cos cilíndric, el cap o el fons del reactor.

9.1.3.12.1- Càlcul de material aïllant del cos cilíndric:

$$W_{Aillamen(cilindre)} = V_{A,cil} = V_{Aillament} \cdot \rho$$
Equació 23

on:

- $V_{aillament,cil} = \frac{\pi}{4} \cdot H_{cil} \cdot (D_{ext,A}^2 - D_{ext}^2)$.
- $D_{ext,A} = D_{int} + 2 \cdot (t_{cil} + t_{aillament})$.
- ρ és la densitat del material d'aïllament, llana de roca.

9.1.3.12.2- Càlcul del pes de material aïllant per cap:

$$W_{Aillament} = W_{A,cap} = V_{Aillament} \cdot \rho$$
Equació 24

- $V_{aïllament, cap} = \frac{2}{3} \cdot \pi \cdot \left(\left(\frac{D_{ext,A}}{2} \right)^3 - \left(\frac{D_{ext}}{2} \right)^3 \right) = \frac{2}{24} \cdot \pi \cdot (D_{ext,A}^3 - D_{ext}^3)$
- $V_{cap, toriesfèric} = 0,1694 \cdot (D_{ext,A}^3 - D_{ext}^3)$
- $D_{ext,A} = D_{int} + 2 \cdot (t_{cap} + t_{aïllament}) [m^2]$.
- ρ és la densitat del material d'aïllament, llana de roca.

-Càlcul del pes de material aïllant del fons pla:

$$W_{fons} = A \cdot t_{cil} \cdot \rho \quad \textbf{Equació 25}$$

on:

$$A = \pi \cdot \left(\frac{D_{ext}}{2} \right)^2 [m^2].$$

-t gruix calculat pel cilindre.

- ρ és la densitat del material del material aïllant.

9.1.3.13-Càlcul del pes total del equip

Una vegada s'han calculat tots els pesos de les parts que componen el tanc d'emmagatzematge, es podrà conèixer el pes del conjunt i per tant de l'equip. Per tant, es suma el pes de l'estructura del cos cilíndric, cap semiesfèric i fons pla. A més, també es suma el pes del material aïllant. Finalment caldria sumar una xapa fina d'un mil·límetre de gruix per contenir fixe el material aïllant i evitar contacte directe.

Aquesta és l'expressió que generalitza el pes de l'equip:

$$W_{tanc} = \sum W_i = W_{cil} + W_{cap} + W_{fons} + W_{A,cil} + W_{A,cap} + W_{A,fons} + W_{xapa} \quad \textbf{Equació 26}$$

Si es vol conèixer el pes de l'equip amb la màxima capacitat d'emmagatzematge caldrà sumar a W_{tanc} el pes que te el fluid en tot el volum.

$$W_{tanc\ ple} = W_{tanc} + W_{fluid} = W_{tanc} + V_{tanc} \cdot \rho_{fluid} \quad \text{Equació 27}$$

9.1.14-Distància entre tancs d'emmagatzematge

Les distàncies mínimes entre les diverses instal·lacions d'emmagatzematge i aquestes d'altres elements exteriors no poden ser inferiors a valors que s'especifiquen en el ITC MIE APQ1 ,Article 17.

En aquest projecte s'establiran les distàncies entre tancs d'emmagatzematge segons els criteris de substàncies inflamables, que segons el quadre II.1 del Article 17 del ITC MIE APQ1, les distàncies venen donades segons si el producte a emmagatzemar és de la classe A,B,C o D. En aquest projecte es manipulen productes de la categoria B , C i D. Si és segueixen les instruccions del Article 17, s'arriba a un apartat on redirigeix al Article 18 on les distàncies entre tancs és directament proporcional al diàmetre del tanc.

Taula 9. 2. CUADRO II-5 , Distancia entre paredes de recipientes

Clase de producto	Tipos de recipiente sobre los que se aplica la distancia	Distancia mínima (D-Dimensión según notas 1 y 6)	Observaciones
A/A1	Entre recipientes de subclase A1.	1/2 de la suma de los diámetros de los recipientes.	Nota 2.
	A recipientes para productos de las clases A2, B, C ó D.	D (mínimo: 15 metros).	Nota 2.
A/A2	Entre recipientes a presión para productos de la subclase A2.	1/4 de la suma de los diámetros de los recipientes con un mínimo de 2 metros.	Nota 2.
	A recipientes para productos de las clases B, C ó D.	D (mínimo: 15 metros).	Nota 2.
B	A recipientes para productos de las clases B, C ó D.	0,5 D (mínimo: 1,5 metros). El valor puede reducirse a 25 metros si es superior.	Nota 5.

C	A recipientes para productos de las clases C ó D.	0,3 D (mínimo: 1,5 metros). El valor puede reducirse a 17 metros si es superior.	Nota 5.
D	A recipientes para productos de clase D.	0,25 D (mínimo: 1,5 metros).	Notas 3, 4 y 5.
Líquidos inestables	A recipientes para productos de cualquier clase.	D (mínimos: Los indicados arriba según su clasificación A1, A2, B, C ó D).	-
Nota 1.	D será igual al diámetro del recipiente, salvo que su generatriz sea superior a 1,75 veces el diámetro, en cuyo caso se tomará como D la semisuma de generatriz y diámetro. El valor de D a considerar será el que, una vez aplicadas las distancias del cuadro II-5 de lugar a la distancia mayor.		
Nota 2.	Cuando la capacidad total de almacenamiento sea inferior a 100 m³ se considerarán las distancias fijadas en el Capítulo VIII <<Características específicas para almacenamiento de productos de la clase A>>, en los demás casos se aplicará el presente cuadro.		
Nota 3.	Si el almacenamiento de estos productos se efectúa a temperaturas superiores a su punto de inflamación, las distancias entre los recipientes se mantendrán de acuerdo con lo preceptuado para los productos de la clase B.		
Nota 4.	Si el almacenamiento de estos productos coexiste con el de las clases B ó C, dentro de un mismo cubeto, la distancia mínima será de 0,3 D (mínimo: 1,5 metros).		
Nota 5.	El límite de distancia mínima podrá reducirse a un metro para productos de las clases B, C o D, cuando la capacidad de los tanques sea inferior a 50 m³.		
Nota 6.	Si los recipientes son cilíndricos horizontales y dispuestos paralelamente (batería) la distancia mínima de separación entre las generatrices de los mismos se basará en el diámetro exclusivamente.		
En caso de disposición en línea se considerará la nota 1 para aplicar la tabla.			

Per determinar les distàncies de seguretat entre edificis i equips, i altres paràmetres de seguretat de distàncies, es recomana revisar el document de ITC MIE APQ 1 on s'especifica clarament les normatives de seguretat.

9.1.15-Serpentí en el tanc d'emmagatzematge d'àcid fòrmic

En aquest projecte, els tanc d'emmagatzematge han de garantir l'estabilitat del producte o reactiu i la forma més estable que és pot emmagatzemar i evitant sobre costos és en estat líquid.

En la majoria de productes que es manipulen no hi han problemes d'emmagatzematge respecte a salts tèrmics que puguin haver durant les estacions de l'any, però l'àcid fòrmic pot tindre una cristal·lització pel seu punt de fusió, que és massa baix¹. Per tant, per evitar aquets possible problema de cristal·lització s'haurà de col·locar un serpentí per evitar que s'arribi a temperatures inferiors a 10°C, i així garantir l'estabilitat del producte i , per tant del procés.

9.1.15.1- Càlcul bescanvi tanc-exterior

Com a primer pas per determinar la necessitat d'un serpentí auxiliar, es calcularà el calor que bescanvia el tanc amb el medi exterior, s'empra la següent *equació*:

$$Q = U \cdot A_{bescanvi} \cdot \Delta T \quad \textbf{Equació 28}$$

on:

- Q és el calor bescanviat entre el tanc i el medi exterior.
- U és el coeficient global de transmissió de calor, que és calcula com a la suma de resistències a la transmissió de calor. $\left(\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{\Delta x}{k_{tanc}} + \frac{\Delta x}{k_{aïllant}} + \frac{1}{h_e}\right)$
- $A_{bescanvi}$ és l'àrea de bescanvi. $A_{bescanvi} = A_{cil} + A_{fons} + A_{cap}$
- ΔT és el salt tèrmic entre interior i exterior del tanc, $\Delta T = T_{ext} - T_{int}$.

9.1.15.2- Càlcul salt tèrmic fluid serpentí

Una vegada es quantifica el calor que es bescanvia amb el medi extern, es calcula el salt tèrmic que tindrà el fluid escalfador/refrigerant, en cas del tanc d'àcid fòrmic serà un fluid escalfador. En la instal·lació es rebutja dels intercanviadors un corrent d'aigua amb una

¹ Melting Point/Punt de fusió àcid fòrmic és de 8,4°C.

temperatura de 40°C i un cabal màssic de 40000kg/h. Es desviarà 5000kg/h per utilitzar-lo en el serpentí.

Considerant que es bescanvia el calor del apartat anterior:

$$Q = m_{H_2O} \cdot Cp_{H_2O} \cdot \Delta T \quad \text{Equació 29}$$

on:

- m_{H_2O} és el cabal màssic d'aigua calenta.
- Cp_{H_2O} és la capacitat calorífica de l'aigua a la temperatura de 40°C.
- ΔT és el salt tèrmic.

S'aïllarà el valor del salt tèrmic per després en el següent apartat calcular l'àrea de bescanvi del serpentí i la longitud que tindrà.

Càlcul de l'àrea del serpentí

Tenint en compte que es bescanviarà el calor calculat en el apartat de càlcul de bescanvi tanc-exterior, aplicarem la següent *equació* per calcular l'àrea de transferència de calor pel serpentí.

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad \text{Equació 30}$$

on:

- U és el coeficient global de transferència de calor, s'ha suposat un de 500 W/K/m², de valor genèric compres entre [250-750] W/K/m².
- A és l'àrea de transferència de calor.
- $\Delta T_{ml} = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / (\ln(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}))$.

Quan s'obté l'àrea del serpentí és defineixen les dimensions del sistema tenint en compte criteris i correlacions. S'haurà de fer un mètode iteratiu per trobar una disposició entre diàmetre i longitud del tub, tenint en compte que el fluid ha de circular a una velocitat de 1,5-2 m/s.

Velocitat del fluid pel tub del serpentí : 1.5-2 m/s

La velocitat del fluid és calcula per caudal entre àrea de pas. $v_{fluid} = \frac{Q}{A_{pas}}$ [m/s]

On l'àrea de pas és $A_{pas} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2$, i per calcular el diàmetre extern s'han de buscar els diàmetres nominals i gruixos que tenen els tubs. Per tant, $D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t_{gruix}$.

La longitud del serpentí es calcula de la següent forma: $L_{tub} = \frac{A_{serpenti}}{\pi \cdot D_i}$.

9.1.16 Boca d'home

Tots els tancs d'emmagatzematge disposaran d'una boca d'home que podrà permetre la inspecció del recipient, ja sigui per realitzar inspeccions quan estan buits o fins i tot per manteniment i neteja.

La boca d'home haurà de disposar d'un diàmetre mínim tal que permeti l'accés d'un operari a l'interior del tanc amb facilitat, aquest diàmetre que es selecciona és de 70cm. La boca d'home consta d'un orifici que pot ésser exterior al faldó o bé estar situat sobre un faldó cònic, el aquest projecte estarà situat en la part inferior a uns 30cm d'alçada del sòl.

9.1.4- Exemple manual càlcul

***EXEMPLE AMB TANC D'ÀCID FÒRMIC**

- Càlcul de dimensionament, com el producte circula diàriament només es dissenya el tanc per 1 dia + 3 dies de *stock* per condicions adverses. Substituint en l'Equació 1 i 2

$$Volum_{tanc} = \frac{10,45kg}{h} \cdot \frac{24 h}{1 dia} \cdot \frac{1 + 3 dies}{4 tancs} = 209,1 \frac{m^3}{tanc}$$

$$N^{\circ} tancs necessaris = \frac{209,1m^3}{tanc} \cdot \frac{1 canmió cisterna}{23m^3} \sim 9 Camions Necessaris$$

Per el càlcul del disseny del tanc és seguirà el manual de càlcul.

- Càlcul volum del tanc, es substitueixen els valors en l'equació 12 i 13.

$$V_{teòric} = V_{real} \cdot 0,8 = 262 \cdot 0,8 = 209,1 m^3$$

$$V_{tanc} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H + \frac{2}{3} \cdot \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^3 = \frac{\pi}{4} \cdot 6,30^2 \cdot 9,45 + \frac{2}{3} \cdot \pi \cdot \left(\frac{6,30}{2}\right)^3 = 262$$

$$H_{líquid} = \frac{V_{tanc} \cdot 0,8}{\frac{\pi}{4} \cdot D^2} = \frac{262 \cdot 0,8}{\frac{\pi}{4} \cdot 6,30^2} = 6,79m$$

- Càlcul de gruix mínim, substituïm els valors del disseny en les equacions [14 -18].

$$t_{cil.} = \frac{P \cdot R_{in}}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + C_1 + C_2 = \frac{42,22 psi \cdot 124,04 in}{18800 psi \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 42,22 psi} + C_1 + C_2 =$$

$$= 0,38 in \sim 9,65 mm \rightarrow 10 mm$$

$$P_{esclat} = \frac{S \cdot E \cdot t}{R + 0,6 \cdot t} = \frac{18800 psi \cdot 0,85 \cdot 0,38 in}{124,04 in - 0,6 \cdot 0,38 in} = 50,62 psi \sim 3,40 bar$$

$$t_{cap} = \frac{P \cdot R_{in}}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} + C_1 + C_2 = \frac{42,22 \text{ psi} \cdot 124,04 \text{ in}}{18800 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 42,22 \text{ psi}} + C_1 + C_2 =$$

$$= 0,38 \text{ in} \sim 5,48 \text{ mm} \rightarrow 6 \text{ mm}$$

$$P_{esclat} = \frac{S \cdot E \cdot t}{R + 0,2 \cdot t} = \frac{18800 \text{ psi} \cdot 0,85 \cdot 0,38 \text{ in}}{124,04 \text{ in} - 0,2 \cdot 0,38 \text{ in}} = 21,11 \text{ psi} = 1,42 \text{ bar}$$

- Càlcul pes d'equip, es substituiran els valors en les equacions [20 - 22]

$$W_{cilindre} = V_{cil} \cdot \rho = 1,249 \text{ m}^3 \cdot 8030 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 10032,35 \text{ kg}$$

$$-V_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \cdot H_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot (6,32^2 - 6,30^2) \text{ m}^2 \cdot 6,30 \text{ m} = 1,249 \text{ m}^3$$

$$-D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t_{cil} = 6,30 + 2 \cdot (0,010) = 6,32 \text{ m}$$

$$W_{cap} = V_{cap} \cdot \rho = 0,37 \text{ m}^3 \cdot 8030 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 3010,66 \text{ kg}$$

$$-V_{cap} = \frac{2}{3} \cdot \pi \cdot \left(\left(\frac{D_{ext}}{2} \right)^3 - \left(\frac{D_{int}}{2} \right)^3 \right) = \frac{2}{24} \cdot \pi \cdot (6,32^3 - 6,30^3) = 0,37 \text{ m}^3$$

$$W_{fons} = A \cdot t_{cil} \cdot \rho = 62,37 \text{ m}^2 \cdot 0,012 \text{ m} \cdot 8030 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 6260,28 \text{ kg}$$

$$-A = \pi \cdot \left(\frac{D_{ext}}{2} \right)^2 = \frac{\pi}{4} \cdot 6,32^2 = 62,37 \text{ m}^2$$

- Càlcul pes aïllant, es substituiran els valor en les equacions[23-25]

$$W_{Aillamen(cilindre)} = V_{A,cil} = V_{Aillament} \cdot \rho = 6,41 \text{ m}^3 \cdot 125 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 801 \text{ kg}$$

$$-V_{aillament,cil} = \frac{\pi}{4} \cdot H_{cil} \cdot (D_{ext,A}^2 - D_{ext}^2) = \frac{\pi}{4} \cdot 6,30 \text{ m} \cdot (6,42^2 - 6,32^2) \text{ m}^2 = 6,41 \text{ m}^3$$

$$-D_{ext,A} = D_{int} + 2 \cdot (t_{cil} + t_{aillament}) = 6,32 + 2 \cdot (0,0508) = 6,42 \text{ m}$$

$$W_{Aillament} = W_{A,cap} = V_{Aillament} \cdot \rho = 3,24 \text{ m}^3 \cdot 125 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 405 \text{ kg}$$

$$-V_{aillament,cap} = \frac{2}{3} \cdot \pi \cdot \left(\left(\frac{D_{ext,A}}{2} \right)^3 - \left(\frac{D_{ext}}{2} \right)^3 \right) = \frac{2}{24} \cdot \pi \cdot (6,42^3 - 6,32^3) \text{ m}^2 = 3,24 \text{ m}^3$$

$$W_{fons} = A \cdot t_{cil} \cdot \rho = 62,36 \text{ m}^2 \cdot 0,0508 \text{ m} \cdot 125 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 396,04 \text{ kg}$$

- Càlcul pes total tanc buit, s'emptra l'equació 26 i es calcula el pes total buit amb la suma de les parts del cos, calculats anteriorment.

$$W_{tanc} = \sum W_i = W_{cil} + W_{cap} + W_{fons} + W_{A,cil} + W_{A,cap} + W_{A,fons} =$$

$$= 10032,35 + 3010,66 + 6260,28 + 801 + 405 + 396,04 = 22967,3 \text{ kg}$$

- Càlcul pes total tanc ple, considerant el fluid que s'emmagatzema es calcula el pes amb l'equació 27.

$$W_{tanc \text{ ple}} = W_{tanc} + W_{fluid} = W_{tanc} + V_{tanc} \cdot \rho_{fòrmic} = 22967,3 \text{ kg} + 262 \text{ m}^3 \cdot 1055 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} =$$

$$= 300979,3 \text{ kg}$$

- Càlcul bescanvi tanc-exterior, substituir els valors en l'equació 28.

$$Q = U \cdot A_{bescanvi} \cdot \Delta T = 0,851 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \cdot 249,48 \text{ m}^2 \cdot (-5 - 25) \text{ K} = -6367,52 \text{ W}$$

on:

$$- \left(\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{\Delta x}{k_{tanc}} + \frac{\Delta x}{k_{aïllant}} + \frac{1}{h_e} \right) = \frac{1}{250 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}} + \frac{0,006 \text{ m}}{16,3 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}} + \frac{0,0508 \text{ m}}{0,046 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}} + \frac{1}{15 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}} = 1,17 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{K}}{\text{W}}$$

$$- U = \frac{1}{1,17 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{K}}{\text{W}}} = 0,851 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$- A_{bescanvi} = A_{cil} + A_{fons} + A_{cap} = \pi \cdot D \cdot H + \frac{\pi}{2} \cdot D^2 + \frac{4}{2} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 = \pi \cdot \left(6,30^2 \text{ m}^2 + \frac{1}{2} \cdot 6,30^2 \text{ m}^2 + \frac{1}{2} \cdot 6,30^2 \text{ m}^2 \right) = 249,48 \text{ m}^2$$

- Càlcul salt tèrmic fluid serpentí , substituir els valors en l'equació 29 considerant mateix calor transferit.

$$Q = m_{H_2O} \cdot C_{p_{H_2O}} \cdot \Delta T = 5000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \cdot 4178 \frac{\text{J}}{\text{kg}} \cdot (T_2 - T_1) = -6368,52 \text{ J/s}$$

$$Aïllant \rightarrow T_2 = 38,9^\circ \text{C}$$

- Càlcul àrea d'intercanvi serpentí-tanc, substituint els valors en l'equació 30.

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T m l$$

on:

- U és el coeficient global de transferència de calor, s'ha suposat un de 500 W/K/m^2 , de valor genèric compres entre $[250-750] \text{ W/K/m}^2$.
- A és l'àrea de transferència de calor.

$$\Delta T_{ml} = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \left(\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right) \right) = \frac{25 - 16}{\ln \left(\frac{25}{16} \right)} = 20,17 \text{ K}$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} = 1,05 \text{ m}^2$$

Velocitat del fluid pel tub del serpentí : $1.5-2 \text{ m/s}$

$$v_{fluid} = \frac{Q}{A_{pas}} = \frac{0,0014 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,00081 \text{ m}^2} = 1,74 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$A_{pas} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2 = \frac{\pi}{4} \cdot 0,032^2 = 0,00081 \text{ m}^2$$

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t_{gruix}$$

$$L_{tub} = \frac{A_{serpentí}}{\pi \cdot D_i} = \frac{1,05 \text{ m}^2}{\pi \cdot 0,02 \text{ m}} = 16,71 \text{ m}, \text{ però per complir amb nombre de tubs igual a 1, } L_{tub}$$

és igual a $10,5 \text{ m}$

$$N_{tubs} = \frac{A_{serpentí}}{A_{tub}} = 1$$

Taula 9. 3. Dades obtingudes del serpentí

$D_i [\text{m}]$	0,02
$Gruix_{tub} [\text{m}]$	0,006
$D_e [\text{m}]$	0,032
$A [\text{m}^2]$	0,00081
$V [\text{m/s}]$	1,74
$Q [\text{m}^3/\text{s}]$	0,0014
$Q [\text{kg/h}]$	5000
$A_{tub} [\text{m}^2]$	1,056
$L_{tub} [\text{m}]$	10,5

- Càlcul cubeta de retenció

Per realitzar el càlcul de cubeta de retenció s'emprarà les equacions [8-11]

$$L_{Cubeta\ 1} = 2 \cdot D_{paret} + L_{tanc} = 2 \cdot 3,5m + 9,45m = 16,45\ m$$

$$L_{cubeta\ 2} = 2 \cdot D_{pared} + D_{extern} = 2 \cdot 3,5m + 6,37m = 13,37\ m$$

$$\dot{A}rea\ cubeta = L_{cubeta\ 1} \cdot L_{cubeta\ 2} = 16,45m \cdot 13,45m = 220\ m^2$$

$$V_{cubeta} = \dot{A}rea_{cubeta} \cdot H_{alçada\ cubeta} = 220m^2 \cdot 1,2m = 264m^3$$

Per calcular la resta de tancs atmosfèrics s'emprarà el mateix algoritme realitzat en el apartat anterior. Els resultats que s'obtenen son els següents:

Taula 9. 4. Especificacions bàsiques tancs atmosfèrics

	Metanol	DMF	Aigua	Àcid Fòrmic
D intern [m]	5,33	4,82	4,63	6,3
D extern [m]	5,44	4,94	4,75	6,42
H [m]	6	6	6	9,45
Pes buit[kg]	9130	8031	8483	22967
Pes operació [kg]	81453	72282	78807	244096
T disseny [°C]	40	40	40	45
T operació [°C]	20	20	20	25
P disseny [bar-a]	1,92	1,92	1,9	2,67
P operació [bar-a]	1,6	1,6	2,28	2,22

9.2-Diseny reactor de bombolleig

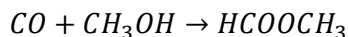
En el següent apartat, es presenta el disseny teòric i mecànic del primer reactor, on es donarà a terme la reacció de carbonilació del monòxid de carboni i el metanol, per tal de produir metil format.

9.2.1- Disseny teòric

Segons la patent UD005401873A, el reactor que s'ha d'utilitzar ha de ser de bombolleig degut a tenir una mescla bifàsica on el metanol en estat líquid i el monòxid en estat gasos interaccionen. Les entrades que disposarà aquest reactor seran:

- Entrada del líquid (metanol) per la part superior.
- Entrada del gas (monòxid de carboni) per la part inferior.

La reacció que es duu a terme en aquest reactor és la següent :



Seguint les instruccions de la patent estudiada, el reactor treballarà a una pressió de 44,5 atmosferes hi ha una Temperatura de 80 °C; per tal d'obtenir la conversió comentada per la patent, aquest reactor de bombolleig treballa amb dos temps de residència diferents: un $\tau_1=45$ min i $\tau_2=2$ min sent el $\tau_{total}=47$ min.

Mitjançant el temps de residència de 47 min s'ha pogut estimar les dimensions del reactor, però l'aspecte important d'aquesta patent, és el temps de residència de 2 min, en el qual es produeix el repòs de la reacció assolint d'aquesta manera la conversió desitjada de CO (95%), mentre que per part del metanol la conversió és del 30 %.

S'ha de destacar el fet d'utilitzar metàxid de sodi com ha catalitzador per tal de dur a terme la reacció, tot i no expressar-se en la pròpia reacció adjuntada.

Per tal de caracteritzar el reactor mitjançant la patent mencionada anteriorment s'ha utilitzat el programa Aspen Hysys V8.3, obtenint l'energia necessària per tal de poder mantenir el reactor a la temperatura i pressió d'operació. S'ha obtingut que la calor de reacció és de $-3,8 \cdot 10^4$ KJ/Kmol (Figura 9. 4) , verificant d'aquesta manera que la reacció és

exotèrmica com bé específica a la patent, i que l'energia que s'ha de subministrar al reactor ha de ser de $-2,891 \cdot 10^6$ KJ/h (Figura 9. 5).

Stoichiometry Info			
Component	Mole Wgt.	Stoich Coeff	
CO	28,011	-1,000	
Methanol	32,042	-1,000	
M-Formate	60,052	1,000	
Add Comp			
Balance Error			0,00000
Reaction Heat (25 C)			-3,8e+04 kJ/kgmole

Figura 9. 4 . Paràmetres cinètics de la reacció 1

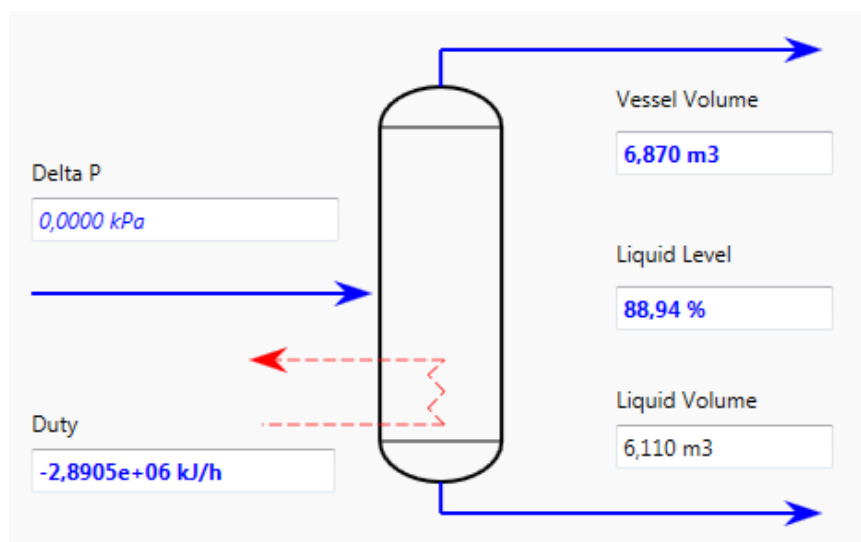


Figura 9. 5 .Volum i energia del reactor de bombolleig

Com es pot veure a la *Figura 9. 5*, el reactor dissenyat es de $6,87 \text{ m}^3$ (volum corresponent a la part cilíndrica), amb un volum de líquid ocupat del 88,94 % corresponent a $6,11 \text{ m}^3$ del reactor².

9.2.2- Disseny mecànic

Un cop s'ha caracteritzat la reacció es procedeix a realitzar el disseny mecànic del reactor. En aquesta part s'ha decidit que per tal d'abastir la producció anual d'àcid fòrmic de 75000 tones/any i no interrompre dita producció, s'ha de desenvolupar dues línies de producció amb els volums necessaris per tal de poder complir amb l'objectiu esmentat quan es produeixin parades o avaries en un dels dos reactors.

9.2.2.1- Disseny físic del reactor

Tenint el compte el cabal obtingut ($Q_s=15,6\text{m}^3/\text{h}$) mitjançant el programa *Aspen Hysys V8.3* i utilitzant el temps de residència descrit en la patent esmentada, el volum del reactor ha de ser com a mínim de $12,22\text{m}^3$; seguint la decisió presa de desenvolupar dues línies de producció ($V_{\text{líquid}}=6,11 \text{ m}^3$) , els volums del cos cilíndric dels reactor finalment seran de $6,87 \text{ m}^3$ sobredimensionant el volum de líquid obtingut un 10% per tal de poder operar en unes condicions òptimes de seguretat .

D'aquesta manera mitjançant les equacions (31), (32) i (33) , s'ha pogut calcular les dimensions del cos cilíndric i consegüentment amb el diàmetre obtingut , s'ha calculat el volum dels capçals i el volum total obtenint els següents resultats:

$$V_{\text{cilindre}} = \pi \cdot \left(\frac{D_{\text{int}}}{2}\right)^2 L \quad \textbf{Equació 31}$$

$$V_{\text{capçal torisfèric}} = 0,1694 * D_{\text{int}}^3 \quad \textbf{Equació 32}$$

² Com s'explicarà a continuació el volum obtingut en la *figura 9.5*, correspon al volum determinat per tal de desenvolupar una producció doblada, és a dir treballar amb 2 reactors de $6,87 \text{ m}^3$.

$$V_{Total} = V_{cilindre} + V_{capçal\ toriesfèric} \quad \textbf{Equació 33}$$

Taula 9. 5. característiques físiques del reactor 1

	Diàmetre (m)	Alçada (m)	Volum cilindre (m³)	Volum capçals (m³)	Volum total (m³)
Reactor 1	1,8	2,7	6,87	0,99	7,86

Com és pot veure a la taula anterior, finalment cada un dels volums dels reactors de la reacció de carbonilació seran de 7,86m³ .

Degut al sobre dimensionament esmentat del 10 % ($V_{cilindre} = 6,87 \text{ m}^3$, quan només és necessita un $V_{necessari}=6,11 \text{ m}^3$) , els reactors treballaran a una capacitat determinada, calculada mitjançant la següent *equació (34)*:

$$Rendiment = \frac{V_{Teòric}}{V_{Real}} \cdot 100 \quad \textbf{Equació 34}$$

Obtenint el següent resultat:

$$\eta = 77,75 \%$$

Com s'ha comentat anteriorment, per tal de poder dur a terme les tasques de neteja, s'ha decidit implementar 2 reactors i un tercer que es mantindrà buit amb la mateixa dimensió per si s'ha de dur a terme processos de manteniment en algun dels 2 reactors de l'operació de carbonilació.

9.2.2.2- Disseny del tanc

Un cop s'ha estimat les dimensions del reactor adjuntades a la *Taula 9.5* s'ha procedit a realitzar el disseny del tanc de la reacció, calculant d'aquesta manera el gruix del tanc per tal de que el reactor pugui treballar en les condicions establertes per la patent. Les equacions utilitzades es poden veure a l'apartat 9.1.3.10 corresponent al disseny dels tancs d'emmagatzematge.

Taula 9. 6. Característiques i disseny del reactor de bombolleig

Condicions d'operació	
Temperatura (°C)	80
Pressió (atm)	44,5
Densitat (Kg/m ³):	737,6
Diàmetre tanc (m)	1,80
Longitud tanc (m)	2,70
Volum tanc (m ³):	7,86
Altura líquid (m):	2,4

Per tal de dur a terme aquest procediment primer s'ha d'estimar el tipus de material que s'utilitzarà, el qual vindrà condicionat pel tipus de reactius i productes que s'obtidran.

Després d'una cerca de les propietats de cada un dels reactius utilitzats i les seves característiques s'ha arribat a la conclusió que l'acer inoxidable 316L és el material més adient per tal de dur a terme la reacció, degut a que els compostos utilitzats no són excessivament corrosius per tal d'utilitzar materials més específics per aquests casos.

Les dades emprades pel càlcul del gruix es troben adjuntes a la *Taula 9.7*, on prèviament s'ha diferenciat la Temperatura i la Pressió de disseny i d'operació.

Taula 9. 7. Valors de la P i la T de disseny i operació

Càlcul de la P i la T de disseny	Operació	Disseny
P (atm)	44,5	53,40
P(psi)	653,97	784,76
T(°C)	80	100

La pressió i la Temperatura de disseny ha estat calculada sobredimensionant les corresponents dades de l'operació mitjançant les equacions (3) i (5), obtenint els resultats de la Taula 9 8.

Taula 9. 8. Dades necessàries per calcular el gruix del Reactor de bombolleig

Dades pel càlcul del gruix	
T disseny (°C)	100
P disseny (atm)	53,40
P disseny (psi)	784,76
Sobrespressor de corrosió (in)	0,125
D intern (cm)	180
Radi intern (cm)	90
Radi intern (in)	35,43
E:	0,85
S (psi)	18800
M:	1,54
L:0,95*Di	67,32
r=0,1*L	6,73
L/r:	10

Els resultats que s'han trobat pel gruix del cilindre i pels capçals toriesfèrics juntament amb la pressió màxima que aquests són capaços de suportar són:

Taula 9. 9. Càlcul del gruix de la part cilíndrica del Reactor de bombolleig

Càlcul gruix cilindre	
t (in)	1,79
t total (in)=t + sobre espessor:	1,92
t (cm)	4,87
P max (psi)	837,75
P max (atm)	57,01

Taula 9. 10 . Càlcul del gruix de la part toriesfèrica del Reactor de bombolleig

Càlcul gruix toriesfèric	
t (in)	2,56
t total (in)= t + sobre espessor:	2,68
t (cm)	6,82
P max (psi)	822,91
P max (atm)	56,00

Com és pot veure a les taules anteriors, la pressió màxima que podrà assolir el reactor és superior a la pressió d'operació per la qual cosa s'obté un marge de seguretat en el cas de que per alguna raó augmenti la pressió d'operació .

Tenint en compte els resultats obtinguts i comparant-los amb els valors típics de corrosió, el gruix establert pels reactors ha estat de 5 cm pel la part cilíndrica i de 7 cm per la part toriesfèrica.

Un cop s'han calculat totes les mesures del reactor, diàmetre, alçada i gruix de les corresponents parts, es procedeix a calcular el pes del reactor quan aquest està buit. Aquest càlcul és realitza mitjançant les taules anteriors i les següents equacions:

$$W_{reactor} = W_{cos} + W_{aïllant} + W_{xapa exterior} \quad \text{Equació 35}$$

on:

$$W_{cos} = \rho_{acer\ inox} \cdot V_{cos} = \rho_{acer\ inox} \cdot (V_{cilindre} + V_{toriesfèric}) \quad \text{Equació 36}$$

$$= \rho \cdot [(\pi \cdot H \cdot (r_{ext}^2 - r_{int}^2)) + (0,1694 \cdot (D_{ext}^3 - D_{int}^3))]$$

$$W_{aïllant} = \rho_{llana} \cdot V_{aïllant} = \rho_{llana} \cdot (V_{aïll. cil} + V_{aïll.tori}) \quad \text{Equació 37}$$

$$= \rho \cdot \left[\left(\pi \cdot H \cdot \left(\left(\frac{D_{ext} + 2 \cdot 0,089}{2} \right)^2 - \left(\frac{D_{ext}}{2} \right)^2 \right) \right) + (0,1694 \cdot ((D_{ext} + 2 \cdot 0,089)^3 - D_{ext}^3)) \right]$$

$$W_{xapa} = \rho_{xapa} \cdot V_{xapa} = V_{xapa cil} + V_{xapa tori} \quad \text{Equació 38}$$

$$= \rho \cdot \left[\left(\pi \cdot H \cdot \left(\left(\frac{D_{ext} + 2 \cdot 0,089 + 2 \cdot 0,0006}{2} \right)^2 - \left(\frac{D_{ext} + 2 \cdot 0,089}{2} \right)^2 \right) \right) + (0,1694 \cdot ((D_{ext} + 2 \cdot 0,089 + 2 \cdot 0,0006)^3 - D_{ext}^3 + 2 \cdot 0,089)) \right]$$

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot \Delta X \quad \text{Equació 39}$$

on

- De= Diàmetre extern del reactor (m)
- Di= Diàmetre intern del reactor(m)
- ΔX= Gruix de l'aïllant, el qual variarà depenent de la zona en que es treballi (m)

En cada una d'aquestes equacions s'han utilitzat els valors bibliogràfics del gruix de la llana de roca ($\Delta X=0,089\text{m}$, equivalent a 3,5") o el gruix de la xapa d'acer comercial ($\Delta X=0,0006\text{m}$) per tal de poder estimar els resultats adjuntats a continuació:

Taula 9. 11. Resultats del pes del reactor buit

Pes Cos (Kg) ³	9207,0
Pes aïllament (Kg)	149,67
Pes xapa acer comercial (Kg)	105,42
Pes total reactor BUIT (Kg)	9462,1

Un cop s'ha obtingut el valor del reactor sense cap líquid dins (Pes=9462,1Kg), s'ha procedit a calcular el pes que tindria el reactor quan aquest estigui en manteniment (Pes reactor amb aigua) i quan estigui en operació (Pes reactor amb la mescla corresponent) .

Mitjançant les densitats de l'aigua i la de la mescla, 1000 Kg/m^3 i 800 Kg/m^3 respectivament i sabent que el volum de líquid ocupat ha de ser de $6,11\text{ m}^3$ (valor corresponent al reactor de 1,8 m de diàmetre omplir-lo fins a 2,4 m de alçada), s'ha obtingut els següents resultats:

Taula 9. 12. Resultats del pes del reactor amb els corresponents volums d'operació

Pes reactor amb AIGUA (Kg)	15572,08
Pes reactor operació (Kg)	14350,08

³ El valor obtingut s'obté sobre dimensionant un 15% el valor real, ja que no s'ha tingut en compte ni el pes del difusor ni el pes de la mitja canya. El valor obtingut sense sobre dimensionament és de 8006,1 Kg.

9.2.2.3- Disseny bombolleig

Per tal de realitzar la reacció de carbonilació on interaccionen un corrent líquid i un corrent gasós s'ha de dissenyar, seguint les instruccions de la patent esmentada al llarg del capítol, un difusor que distribueixi el CO en forma de gas pel reactor. Per tal de dissenyar aquest equip s'ha utilitzat el llibre *Chemicals Reactors from design to operation* by Pierre Trambouze and Jean-Paul Euzen on estimen des del càlcul del diàmetre del difusor i el de la velocitat de les bombolles gasoses fins al numero de furats necessaris que ha de tenir el difusor.

S'ha decidit utilitzar un difusor de plat perforat (*Figura 9. 6*) per tal d'abastir la màxima superfície de líquid el en reactor

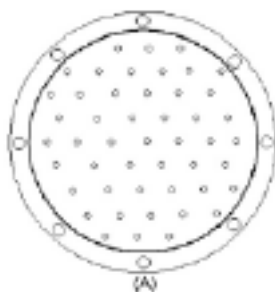


Figura 9. 6 . Difusor de plat perforat

A continuació és presentarà el càlcul dels paràmetres comentats anteriorment utilitzant la *Taula 9.12* i obtenint els següents resultats:

Taula 9. 13. Paràmetres necessaris pel disseny del bombolleig

Tensió:	0,375
Densitat gas	42,43
Densitat líquid	786,2
Gravetat	9,8
m gas(kg/h)	4200
Q (m3/h)	98,99
Visc líquid	0,5451

- Càlcul diàmetre dels porus

$$d_o = \left(\frac{\sigma}{\rho_G \cdot g}\right)^{0,5} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}\right)^{0,62} \quad \text{Equació 40}$$

on:

- σ : tensió (N/m)
- ρ_G : densitat gas (Kg/m³)
- ρ_L : densitat líquid (Kg/m³)
- g : gravetat (m/s²)

Obtenint un diàmetre de obertura de:

$$d_o = 0,0117 \text{ m} = 11,7 \text{ mm}$$

Un cop calculat el diàmetre d'obertura, s'ha procedit a calcular la velocitat de circulació de les bombolles per tal d'evitar la inundació dels forats emprant les següents equacions:

$$V_{crítica} = 1,25 \cdot \sqrt{\left(\frac{(\rho_L - \rho_G) \cdot g \cdot d_o}{\rho_G}\right) \cdot 0,44 \cdot \left(\frac{L}{d_o}\right)^{-0,12} \cdot \left(\frac{\Delta X}{d_o}\right)^{-0,145} \cdot \left(\frac{H_L}{d_o}\right)^{0,67}} \quad \text{Equació 41}$$

L'equació (39) correspon a la velocitat crítica que s'hauria d'utilitzar per tal de que els furats del difusor no s'inundin. Tot i utilitzant aquesta velocitat s'evita la inundació dels forats, s'ha decidit emprar la següent equació per tal d'assegurar-se que no hi ha problemes amb la inundació dels forats:

$$V_{min} = 0,44 \cdot \left(\frac{L}{d_o}\right)^{-0,12} \cdot \left(\frac{\Delta X}{d_o}\right)^{-0,145} \cdot \left(\frac{H_L}{d_o}\right)^{0,67} \quad \text{Equació 42}$$

On:

L: distància entre cada filera de difusors

d_o =diàmetre de l'orifici

ΔX = distància entre orificis; $\Delta X=3 \cdot d_o$

H_L = altura líquid. Correspon a un valor de 2,4 m

ρ_L i ρ_g = densitat metanol (7896,2 kg /m³) i densitat CO (42,43 kg /m³)

g = acceleració

Els valors obtinguts han estat:

V crítica (m/s)	5,04
V min (m/s)	8,10

Un cop obtinguda la velocitat mínima i la velocitat crítica d'operació es procedeix a calcular el numero de forats que seran necessaris mitjançant l'*equació* de continuïtat:

$$n = \frac{D^2 \cdot V_g}{V_{crítica} \cdot d_0^2} \quad \text{Equació 43}$$

on:

- D: diàmetre reactor
- V_g : velocitat gas. S'estima que $V_g = 0,01$ m/s

Obtenint 47 orificis per on el gas serà difós.

9.2.2.4- Tractament tèrmic del reactor

El reactor ha estat dissenyat per tal de que treballi a temperatura constant per la qual cosa s'haurà de desenvolupar un sistema que mantingui aquesta temperatura al llarg del procés; s'ha decidit utilitzar canonades de mitja canya a l'exterior del reactor per on passarà vapor d'aigua a una temperatura menor i així mantenir el reactor a la temperatura de treball.

Per tal de validar el resultat obtingut a la *Figura 9. 4*, valor obtingut amb el programa Aspen Hysys V8.3, s'ha dut a terme el mateix càlcul però ara manualment; obtenint d'aquesta manera l'entalpia de la reacció utilitzant la següent *equació*:

$$\Delta H(T) = \sum_1^n \vartheta \cdot H_f(T) \quad \text{Equació 44}$$

on:

- H_f : entalpia de formació dels compostos a la Temperatura d'operació
- ϑ : coeficient estequiomètric dels components. $\vartheta = 1$ per productes i $\vartheta = -1$ per reactius.

Per tal d'estimar l'entalpia de formació a la temperatura d'operació de cada un dels compostos s'ha emprat el programa Aspen Hysys V8.3; s'ha creat un corrent de composició 1 per cada cas a la temperatura i pressió corresponent obtenint els següents resultats:

Taula 9. 14. Entalpies dels reactius i productes de la reacció de carbonilació

Component	$H_f (25^\circ\text{C})$ (KJ/mol)	$H_f (80^\circ\text{C})$ (KJ/Kg)	$H_f (80^\circ\text{C})$ (KJ/mol)
CO	-110,53	-3898	-109,18
Metanol	-238,66	-7435	-238,21
Metil Formiat	-378,8	-6195	-372,01

Un cop obtinguts els valors de les entalpies es procedeix a realitzar el càlcul de l'equació (44), obtenint :

$$\Delta H(80) = (-1) \cdot -109,18 + (-1) \cdot -238,21 + (+1) \cdot -372,01 = -24,61 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}}$$

Amb el càlcul anterior es pot comprovar que la reacció esmentada a les condicions de treball descrites és exotèrmica, verificant el programa Aspen Hysys V8.3.

Tot seguit mitjançant l'entalpia de reacció i el numero de mols del reactiu limitant, és procedeix a calcular el flux de calor (equació 40):

$$q = \Delta H(T) \cdot n_{\text{reactiu limitant}} \quad \text{Equació 45}$$

$$q = -24,61 \cdot 149946,45 = -3,69 \cdot 10^6 \text{ KJ/h} = -1,03 \cdot 10^6 \text{ W}$$

Comparant el resultat obtingut mitjançant el càlcul manual (*equació 45*) amb el resultat obtingut en el Aspen Hysy V8.3, es pot observar que tot i diferir en quan el valor, l'ordre obtingut és el mateix, verificant d'aquesta manera que el valor obtingut amb el programa és fiable.

Calculat el flux de calor necessari per tal de mantenir la Temperatura del reactor a 80°C, s'ha procedit a calcular el cabal de refrigerant necessari per refredar el reactor. S'ha decidit utilitzar aigua de refrigeració, el qual entra a una Temperatura de 20°C, amb un salt tèrmic de -40, on utilitzant l'*equació (46)*, s'ha obtingut el següent resultat:

$$m = \frac{q}{c_p \cdot (T_1 - T_2)} \quad \text{Equació 46}$$
$$m = \frac{3,69 \cdot 10^6 \text{ KJ/h}}{4,18 \text{ KJ/Kg} \cdot (298 - 333) \text{ K}} = 220699 \text{ Kg H}_2\text{O}$$

Com que el cabal de refrigeració és aigua, sent la seva densitat = 997,05 Kg/m³, el cabal volumètric obtingut com a cabal de refrigeració és:

$$m = 22069,9 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \text{ H}_2\text{O} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{997,05 \text{ Kg}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 0,00615 \text{ m}^3/\text{s}$$

Un cop calculat el cabal de refrigerant que s'ha de subministrar, s'ha procedit a determinar per on circularà. Com s'ha comentat anteriorment, aquest cabal de refrigerant circularà per una mitja canya al voltant del reactor, per la qual cosa s'ha de determinar el radi i l'àrea de bescanvi obtinguda.

Per tal de calcular l'àrea de bescanvi utilitzada (*equació 48*) prèviament s'ha tingut de calcular la ATML mitjançant l'*equació 47*. Els resultats obtinguts per aquestes dues equacions han estat :

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} = \frac{(T_1 - T_R) - (T_2 - T_R)}{\ln\left(\frac{T_1 - T_R}{T_2 - T_R}\right)} \quad \text{Equació 47}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(20 - 80) - (60 - 80)}{\ln\left(\frac{20 - 80}{60 - 80}\right)} = -36,41$$

$$A = \frac{q}{U \cdot \Delta T_{ml}} \quad \text{Equació 48}$$

$$A = \frac{-1,03 \cdot 10^6 W}{1100 \cdot (-36,41)} = 25,59 \text{ m}^2$$

Sabent l'àrea de bescanvi es pot prosseguir càlcul del diàmetre i la llargada de la mitja canya a partir de la següent *equació*. La velocitat del fluid s'ha determinat a partir de valors bibliogràfics que determinen que la velocitat de l'aigua dins de la canonada oscil·len entre 2 i 3 m/s, decidint utilitzar un valor intermig com a velocitat de circulació del cabal de refrigerant per la canonada (v=2,5 m/s)

$$Q_L = v \cdot S \rightarrow S = \frac{Q_L}{v} \quad \text{Equació 49}$$

$$S = \frac{0,00615}{2,5} = 0,00246 \text{ m}^2$$

on:

- Q_L : cabal volumètric de refrigerant (m^3/s)
- V = velocitat típics del fluid dins de la canonada (m/s)
- S =superfície de la canonada per on circula el fluid

Un cop trobada la superfície de la canonada, es prossegueix a calcular el radi de la canonada, tenint en compte que només s'intercanvia calor en la meitat de la mitja canya, utilitzant la següent *equació* :

$$S = \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot r^2 \rightarrow r = \sqrt{\frac{2 \cdot S}{\pi}} \quad \text{Equació 50}$$

$$r = \sqrt{\frac{2 \cdot 0,00246}{\pi}} = 0,04 \text{ m} \rightarrow D = 0,08 \text{ m}$$

Havent calculat l'àrea de bescanvi i el radi dels tubs necessaris, es procedeix a calcular la llargada de la mitja canya utilitzada, el número de voltes que es tindrà i la distància entre tubs al llarg del reactor.

- Llargada dels tubs

Utilitzant l'equació 46, s'ha calculat el valor de la llargada que ha de tenir els tubs que circulen al voltant del reactor obtenint el següent resultat:

$$A = \pi \cdot D_{tub} \cdot L \rightarrow L = \frac{A}{\pi \cdot D_{tub}} \quad \text{Equació 51}$$

$$L = \frac{25,59}{\pi \cdot 0,08} = 102 \text{ m}$$

- Número de voltes

Per tal de calcular el numero de voltes necessàries s'ha de tenir en compte el radi i el gruix dels tubs. Mitjançant el càlcul del gruix emprat per calcular el gruix dels reactors (codi ASME), s'ha dut a terme el mateix càlcul per tal d'obtenir el gruix d'aquests tubs, obtenint un resultat de 0,006 m.

Per tal d'obtenir el numero de voltes necessàries que ha de donar la mitja canya al voltant del reactor, s'ha emprat l'equació 48. Prèviament, mitjançant l'equació 47, s'ha calculat la longitud per volta necessària, obtenint els següents resultats:

$$Longitud_{volta} = (2 \cdot Gruix_{tub} + D_{int}) \cdot \pi \quad \text{Equació 52}$$

$$Longitud_{volta} = (2 \cdot 0,006 + 1,8) \cdot \pi = 6 \text{ m}$$

$$n_{voltes} = \frac{Longitud}{Longitud_{volta}} \quad \text{Equació 53}$$

$$n_{voltes} = \frac{102 \text{ m}}{6 \text{ m}} = 17 \text{ voltes}$$

- Distància entre tubs

La distància entre els tubs de la mitja canya es determina tenint en compte l'àrea total del cilindre on hi ha el líquid per tal de que quedi el màxim de repartida i obtenir d'aquesta manera un bon bescanvi de calor. Mitjançant l'equació 49 s'ha obtingut el següent resultat:

$$\theta_L = \frac{h_{\text{liquid reactor}} - n \cdot D_{\text{tub}}}{n-1} \quad \text{Equació 54}$$

$$\theta_L = \frac{2,4 - 17 \cdot 0,08}{17 - 1} = 0,1398 \text{ m} = 14 \text{ cm}$$

A continuació s'adjunta una taula amb els resultats necessàries calculats al llarg d'aquest apartat, on s'indica el flux de calor, i les característiques dels tubs que circulen al voltant del reactor per tal de mantenir la Temperatura d'operació a 80°C.

Taula 9. 15. Resum dels valors obtinguts pel balanç d'energia

q (KJ/h)	-3,69E+06
q (W)	-1,03E+06
U:	1100
ΔT_{ML} :	-36,41
Àrea tubs (m³):	25,59
v típics circulació (m/s)	2,5
Superfície (m²)	0,0025
Diàmetre tubs (m):	0,08
Longitud tubs (m)	102

Numero de voltes 27

Distància entre tubs (cm): 14

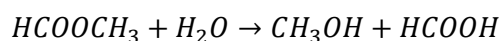
9.3- Reactor de tanc agitat (RCTA)

En aquest cas i igual que en el apartat anterior, es duu a terme el disseny teòric i mecànic del segon reactor, on es produeix la reacció d'hidròlisis, reaccionant el metil formiat provinent de la reacció anterior i un excés d'aigua que serà introduït mitjançant un tanc extern d'emmagatzematge, obtenint metanol i el producte desitjat, l'àcid fòrmic.

9.3.1-Disseny teòric

Seguint les instruccions de la patent US006713649B1, la qual estudia la reacció d'hidròlisis per la producció d'àcid fòrmic, el reactor que s'ha d'utilitzar en aquest cas ha de ser un reactor continuu de tanc agitat (RCTA) ja que la mescla introduïda i el producte obtingut són líquids.

La reacció que és duu a terme en aquest apartat és:



Segons la patent estudiada, la reacció s'ha de dur a terme a una pressió de 3 atmosferes i una Temperatura de 80°C; en aquestes condicions la conversió obtinguda si es treballa amb un excés d'aigua ha de ser del 60% mentre que si no es produeix aquest excés d'aigua, la conversió disminueix fins al 30 %.

A més a més, la patent US006713649B1 especifica que amb aquestes dades el temps de residència del reactor és de 1 hora.

Una de les característiques més destacables de la patent US006713649B1, és la relació Aigua-Metil formiat a l'entrada del reactor la qual ha de ser de 5:1 per tal de complir completament la reacció. Aquest excés d'aigua suposarà tenir un cabal considerable alhora de realitzar les recirculacions i els bescanvis d'energia.

Per tal de poder caracteritzar aquest reactor, s'ha dut a terme el mateix procediment que en el apartat anterior: desenvolupar el reactor amb el programa Aspen HYSYS V8.3, obtenint l'energia necessària per tal de poder mantenir el reactor a la temperatura i pressió d'operació. S'ha obtingut que la calor de reacció és de $1,2 \cdot 10^4$ KJ/Kmol (*Figura 9.7*), verificant d'aquesta manera que la reacció és endotèrmica com bé especifica a la patent, i que l'energia que s'ha de subministrar al reactor ha de ser de $1,5 \cdot 10^5$ KJ/h (*Figura 9.8*).

Stoichiometry Info			
Component	Mole Wgt.	Stoich Coeff	
Methanol	32,042	1,000	
M-Formate	60,052	-1,000	
H2O	18,015	-1,000	
FormicAcid	46,025	1,000	
Add Comp			
Balance Error			0,00000
Reaction Heat (25 C)			1,2e+04 kJ/kgmole

Figura 9. 7 . Paràmetres cinètics de la reacció 2

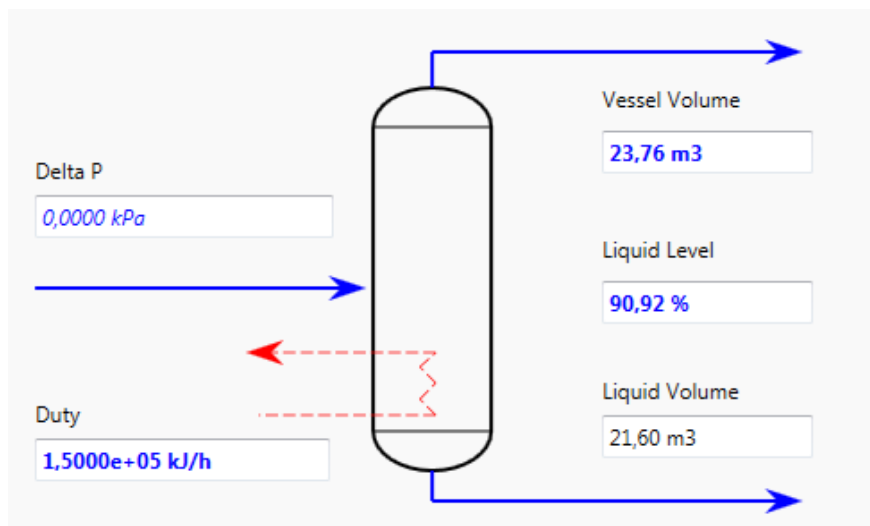


Figura 9. 8 . Volum i energia del RCTA

Com es pot veure a les figures anteriors, els dissenys dels reactors s'han dut a terme per un $C_{cilindre}=23,76 \text{ m}^3$, corresponent al valor sobredimensionat al 10% del volum inicial, obtenint mitjançant un 90,92 % de líquid ocupat el volum de líquid que s'ha d'introduir en cada un dels reactors⁴.

9.3.2 –Disseny mecànic

Un cop s'ha caracteritzat la reacció de carbonilació es procedeix a realitzar el disseny mecànic del reactor. En aquest apartat i igual que en la reacció de carbonilació, s'ha decidit com ja s'ha comentat anteriorment, doblar la línia de producció, obtenint reactors més petits i utilitzant 3 reactors, on per tal de dur el procés només s'utilitzaran 2, i el sobrant serà per substituir el possible mal funcionament dels altres en cas d'averia o manteniment.

9.3.2.1- Disseny físic del reactor

Amb les dades explicades en el apartat anterior i sabent que mitjançant el programa Aspen Hysys, el cabal de sortida d'aquest reactor és de $Q_S = 43,2 \text{ m}^3/h$, el volum teòric obtingut és de $43,2 \text{ m}^3$; seguint la decisió presa de desenvolupar dues línies de producció dividint el volum del reactor obtingut, el valor del $L_{líquid}$ serà de $21,6 \text{ m}^3$ sobredimensionant-lo un 10% per seguretat ($C_{cilindre}= 23,76 \text{ m}^3$), obtenint d'aquesta manera mitjançant la utilització de les equacions 31,32 i 33 els següents resultats:

Taula 9. 16. Dimensions del reactor de tanc agitat (RCTA) de la segona reacció

	Diàmetre (m)	Alçada (m)	Volum cilindre (m³)	Volum capçals (m³)	Volum total (m³)
Reactor 2	2,75	4	23,76	3,52	27,28

⁴ Cal recordar que en aquest cas la producció també serà doblada, per tal d'assegurar les 75000 tones de producció en cas d'averia. El volum comentat anteriorment, ja correspon al valor del volum per la producció doblada. El volum sense producció doblada és de $43,2 \text{ m}^3$, sobredimensionant-lo al 10 %, $V_{real}= 47,52$.

Com es pot veure a la taula anterior, finalment cada un dels reactors de la reacció d'hidròlisis seran de 27,28 m³.

Degut al sobre dimensionament esmentat del 10 % ($C_{\text{cilindre}} = 23,76 \text{ m}^3$, quan només és necessita un $N_{\text{necessari}}=21,6 \text{ m}^3$) , els reactors treballaran a una capacitat determinada, calculada mitjançant l'equació (34).

El rendiment obtingut ha estat de:

$$\eta = 79,2\%$$

9.3.2.2- Disseny del tanc

Un cop s'ha estimat les dimensions del segon reactor del procés de producció d'àcid fòrmic, s'ha procedit a realitzar el disseny del tanc per tal de que aquest reactor pugui treballar a les condicions de pressió i temperatura establertes per la patent esmentada.

A continuació s'adjunta la *Taula 9.17* , on es poden veure les condicions d'operació del reactor on es duu a terme la reacció d'hidròlisis:

Taula 9. 17. Valors de les condicions d'operació

Condicions d'operació	
Temperatura (°C)	80
Pressió (atm.)	3
Densitat (Kg/m ³):	911,8
Diàmetre tanc (m)	2,75
Longitud tanc (m)	4,00
Volum tanc (m ³):	27,28
Altura líquid (m):	3,64

Per tal de poder estimar les propietats del tanc, primer s'ha tingut d'estimar el tipus de material utilitzat. Igual que en el reactor utilitzat per la reacció de carbonilació, per tal de dur a terme la reacció d'hidròlisis, s'utilitzarà Acer inoxidable 316 L.

A continuació s'adjunten les taules utilitzades pels diferents càlculs del gruix en cada una de les parts del reactor:

Taula 9. 18. Dades de la pressió i la temperatura de disseny i operació

Càlcul de la P i la T de disseny	Operació	Disseny
P (atm)	3	3,57
P(psi)	44,09	52,46
T(°C)	80	92

Taula 9. 19 . Dades necessàries per calcular el gruix del reactor

Dades pel càlcul del gruix	
T disseny (°C)	92
P disseny (atm)	3,57
P disseny (psi)	52,46
Sobressessor de corrosió (in)	0,125
Capa de tefló (cm)	0,1
D intern (cm)	275
Radi intern (cm)	137,5
Radi intern (in)	54,13

E:	0,85
S (psi)	17500
M:	1,54
L:0,95*Di	102,85
r=0,1*L	10,29
L/r:	10

Taula 9. 18. Gruix de la part cilíndrica del reactor

Càlcul gruix cilindre

t (in)	0,19
t total (in)=t + sobre espessor:	0,32
t (cm)	0,90
P max (psi)	86,62
P max. (atm)	5,89

Taula 9. 20. Gruix de la part toriesfèrica del reactor

Càlcul gruix toriesfèric

t (in)	0,28
t total (in)= t+ sobre espessor:	0,40
t total + capa tefló (cm)	1,13
P max (psi)	75,92

P max (atm)	5,17
-------------	------

Per tal de realitzar els càlculs dels valors adjuntats a les taules anteriors, s'han utilitzat les *equacions 3, 5* pel càlcul de la temperatura i pressió de disseny i les equacions adjuntades a l'apartat 9.1.3.10 pel càlcul del gruix.

D'aquesta manera els valors obtinguts pel gruix de la zona cilíndrica i torisfèrica del segon reactor són 1 cm i 1,15 cm respectivament.

Un cop s'han calculat les mesures del reactor, es procedeix a calcular el pes d'aquest quan està buit utilitzant les *equacions 35,36,37 i 38* obtenint els següents resultats:

Taula 9. 21. Valors del pes del tanc abans d'entrar en operació

Pes Cos (Kg) ⁵	3857,4
Pes aïllament (Kg)	350,49
Pes xapa acer comercial (Kg)	242,83
Pes total reactor BUIT (Kg)	4450,7

Mitjançant les densitats de l'aigua i la de la mescla, 1000 Kg/m³ i 911,8 Kg/m³ respectivament i sabent que el volum de líquid ocupat ha de ser de 21,6m³ (valor corresponent al reactor de 2,75 m de diàmetre omplir-lo fins a 3,64 m de alçada), s'ha obtingut els següents resultats:

⁵El valor obtingut s'obté sobre dimensionant un 15% el valor real, ja que no s'ha tingut en compte ni el pes de l'agitador ni el pes de la mitja canya. El valor obtingut sense sobre dimensionament és de 3354,28 Kg.

Taula 9. 22. Pes del reactor amb líquid dins.

Pes reactor amb AIGUA (Kg)	26050,74
Pes reactor operació (Kg)	24145,62

9.3.2.3- Disseny de l'agitació

Per tal de garantir la correcta homogeneïtzació, tal i com el seu propi nom indica, el reactor utilitzat presentarà agitació. Les característiques d'aquesta agitació vindran donades per la Figura 5 i 7, extreta del llibre *Chemical Reactors from design to operation* by Pierre Trambouze and Jean-Pau Euzen.

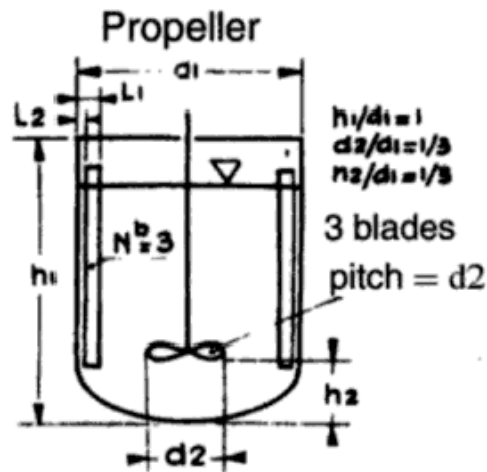


Figura 9. 9 . Paràmetres de disseny de l'agitació del RCTA, per una turbina helicoidal

Emprant les equacions anteriors s'han obtingut els següents resultats per tal de saber les característiques del tipus d'agitació

Taula 9. 23. Disseny de l'agitador pel reactor de tanc agitat

Estructura	Mesura (m)
D agitador	0,92
D reactor	2,75
Distància agitador – part inferior reactor	0,92
Amplada pales	0,92

S'ha decidit utilitzar un agitador anomenat propulsor per tal de dur a terme una millor agitació en comparació als tipus d'agitació com poden ser les de turbina o les de pala.

Un cop determinada el tipus d'agitació que s'ha dut a terme, es procedeix al càlcul de la potencia necessària que s'ha d'emprar per tal de dur a terme correctament l'agitació; per dur a terme aquest càlcul s'ha agafat un valor típic de potencia d'agitació (*Figura 9.10*) el qual ha estat de 1250 W/m³.

Agitation	Applications	Power, kW/m ³
Mild	Blending, mixing	0.04–0.10
	Homogeneous reactions	0.01–0.03
Medium	Heat transfer	0.03–1.0
	Liquid-liquid mixing	1.0–1.5
Severe	Slurry suspension	1.5–2.0
	Gas absorption,	1.5–2.0
	Emulsions	1.5–2.0
Violent	Fine slurry suspension	>2.0

Figura 9.10 . Valors típics en quan al potència d'agitació

D'aquesta manera, la potencia necessària ha de ser de:

$$P(W) = P\left(\frac{W}{m^3}\right) \cdot V_L(m^3) = 1250 \cdot 21,6 = 27000 \text{ W}$$

Per tal de saber la velocitat que tindrà aquest agitador (*equació 55*) i concloure el disseny de l'agitador, s'ha tingut que calcular el numero de Reynolds (*equació 54*) i utilitzar la *Figura 9.11* per tal d'obtenir els següents resultats on prèviament s'ha calculat la velocitat del fluid seguint l'*equació (53)*.

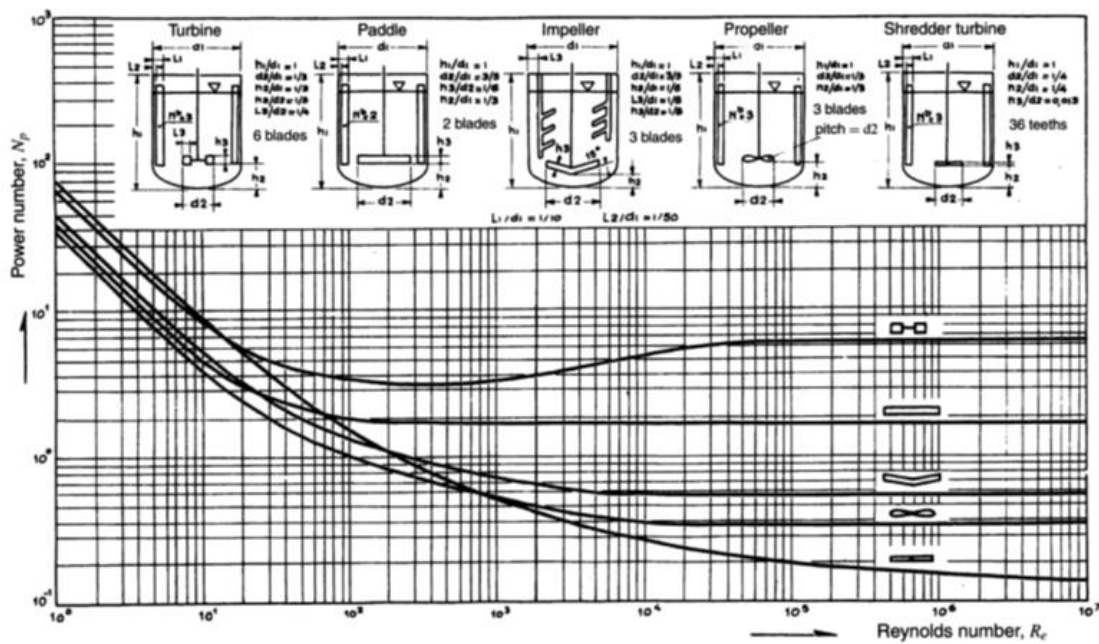


Figura 9. 11. Relació Numero de Reynolds(Re) amb el numero de potència (N_p)

- Càlcul velocitat fluids

$$v_{fluid} = \frac{D_{intern}}{\tau(s)} \quad \text{Equació 55}$$

Obtenint:

$$v_{fluid} = \frac{2,75}{3600} = 0,000764$$

- Càlcul numero de Reynolds

$$Re = \frac{D_{intern} \cdot v_{fluid} \cdot \rho}{\mu} \quad \text{Equació 56}$$

$$Re = \frac{2,75 \cdot 911,8 \cdot 0,000764}{0,3647} = 5252,025$$

Obtenint un numero de potencia de $N_p = 0,43$ aproximadament

$$N = \sqrt[3]{\frac{P}{D_{agitador}^5 \cdot N_p \cdot \rho}} = \sqrt[3]{\frac{27000}{0,925^5 \cdot 0,45 \cdot 911,8}} = 11 \frac{\text{voltes}}{s} = 660 \text{ rev/min} \quad \text{Equació 57}$$

D'aquesta manera, s'ha determinat que l'agitador ha de tenir una potència de 27000 W, per tal de realitzar 660 rev /min.

9.3.2.4- Tractament tèrmic del reactor

Seguint el mateix procediment que l'apartat anterior, per tal de mantenir el reactor a una temperatura de 80°C, s'ha dut a terme l'escalfament del reactor mitjançant la utilització d'una mitja canya on hi circularà vapor d'aigua a 130°C per obtenir un salt tèrmic de 40°C.

Per tal de dur a terme aquest escalfament, s'ha seguit el mateix procediment que en l'apartat 9.2.2.4, amb la diferència que enlloc de refredar i utilitzar aigua, en aquest cas s'ha d'escalfar i utilitzar vapor, calculant a primera instància l'entalpia de reacció (*equació 44*) mitjançant la utilització de les entalpies de formació de cada un dels components a la temperatura d'operació (*Taula 9.24*) obtenint el següents resultats:

Taula 9. 24. Entalpies dels reactius i productes de la reacció d'hidròlisis

Component	Hf (25°C) (KJ/mol)	Hf (80 °C) (KJ/Kg)	Hf (80°C) (KJ/mol)
H2O	-285,3	-1,56E+04	-280,080
Metil Formiat	-378,8	-6238	-374,592
Metanol	-238,66	-7438	-238,314
Àcid fòrmic	-413,99	-8906	-409,943

$$\Delta H(80) = (-1) \cdot -280,08 + (-1) \cdot -374,6 + (-238,31) + (-409,94) = 6,42 \frac{KJ}{mol}$$

Amb el càlcul anterior es pot comprovar que la reacció tal i com esmenta la patent estudiada, és endotèrmica, procedint a continuació a calcular el flux i el cabal de calor.

A continuació mitjançant l'*equació 45* (adjuntada a l'apartat 9.2.2.4) s'ha procedit a calcular el bescanvi de calor mitjançant l'entalpia de reacció i el numero de mols obtenint el següent resultat:

$$q = 1,71 \cdot 10^6 \frac{KJ}{h}$$

Cal destacar que a diferència de l'apartat del reactor de bombolleig, el calor obtingut manualment i el obtingut mitjançant el programa ASPEN HYSYS, difereixen considerablement, per la qual cosa s'ha decidit utilitzar el valor calculat manualment per tal de dur a terme el balanç energètic del RCTA.

Un cop el flux de calor ha estat calculat per tal de mantenir el reactor a la temperatura d'operació de 80 °C, s'ha calculat el cabal de vapor d'aigua necessari per tal d'escalfar el reactor; mitjançant l'equació 58, que a diferència de l'equació emprada per refredar on només hi havia calor sensible, en aquest cas se li ha d'afegir el calor latent de la reacció, s'ha aïllat el paràmetre desitjat (equació 59) obtenint el resultat de:

$$q = m \cdot cp \cdot \Delta T + m \cdot \lambda \quad \text{Equació 58}$$

$$m = \frac{q}{cp \cdot (T_1 - T_2) + \lambda} \quad \text{Equació 59}$$

$$m = \frac{1,71 \cdot 10^6}{2,378 \cdot (130 - 90) + 2174} = 754,45 \frac{\text{Kg } H_2O}{h}$$

Per tal de calcular el calor latent del vapor d'aigua s'ha emprat el programa ASPEN HYSYS per tal d'obtenir el valor a les condicions de Temperatura i pressió desitjats. Conseqüentment s'ha obtingut el valor de:

	KJ/Kmol	KJ/Kg
Landa	39140	2174,45

Mitjançant el valor obtingut de l'equació 59 el cabal volumètric que es necessitarà serà de:

$$m = 754,45 \frac{\text{Kg } H_2O}{h} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{997,05 \text{ Kg}} \cdot \frac{1 h}{3600 s} = 0,000021 \frac{\text{m}^3}{s} H_2O$$

Un cop calculat el cabal volumètric necessari per escalfar el reactor, sabent el flux de calor que necessita per dur a terme el salt tèrmic de 40 °C, utilitzant els mateixos càlculs emprats pel reactor de bombolleig obtenint la següent taula:

Taula 9. 25. Resultats obtinguts pel disseny del balanç d'energia del RCTA.

q (KJ/h)	1,71E+06
q(W)	4,76E+05
U:	1500
ATML:	24,85
Àrea tubs (m ³):	12,76
v típics circulació (m/s)	3
Superfície (m ²)	0,0001
Diàmetre tubs (m):	0,014
Longitud tubs (m)	290
Numero de voltes	33
Distància entre tubs (cm):	11,5

9.4 Disseny Separadors Vapor-Líquid

9.4.1 Introducció

El principi de separació que realitza un separador vapor líquid és una separació física on pot haver una separació segons la quantitat de moviment, força de gravetat i coalescència. Qualsevol separació pot tindre un o més d'aquets factors de separació, sempre que els fluids a separar tinguin o bé diferents densitats o bé que siguin immiscibles.

El principi de separació de quantitat de moment consisteix en realitzar un canvi de direcció brusc del corrent d'entrada, per així poder fer variar la trajectòria de les partícules i segons la densitat que tinguin tindran una major velocitat i efectuaran un canvi de moment. És aquest canvi de velocitats que farà augmentar la quantitat de moment i en conseqüència realitzar la separació de fases.

Per altra banda la força de la gravetat també és un principal principi de separació, ja que les gotes de líquid tenen major densitat que les de vapor, i per tant "cauran" per efecte gravitacional. El problema és que pot haver un arrossegament de les partícules líquides per

la força d'ascensió o velocitat de vapor en la separació. Per aquesta raó també s'utilitzen principis de coalescència en la separació.

El principi de coalescència es basa en atrapar les petites gotes líquides que estan en suspensió com a boira, que son arrossegades per corrent de vapor, i intentar que les gotes de líquid que estan disperses en el vapor tendeixin a unir-se entre si mateixes i formar agregats o gotes de majors dimensions, que pesaran més i que l'hora cauran sense ser arrossegades pel vapor. Aquest principi és molt comú, senzill i molt econòmic, i s'aconsegueix instal·lant *demisters* en la part superior del separador, així augmenta el rendiment de la separació.

Les parts d'un separador son les mateixes tant si és vertical com horitzontal, ja que haurà de complir amb el seu objectiu que és realitzar una bona separació del vapor i el líquid. A continuació en la *Figura 9.12* és podrà observar les diferents parts del separador i dels principis de separació.

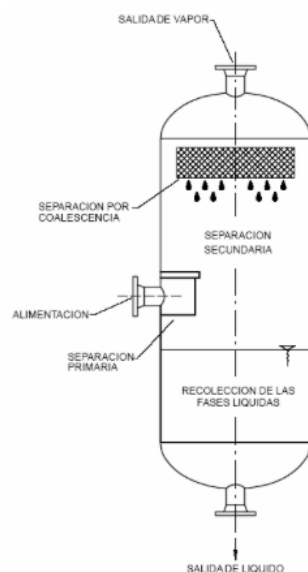


Figura 9. 12. Dibuix esquemàtic d'un separador vapor líquid

Com es pot apreciar en la *Figura 9.12* hi han diferents seccions on coincideixen amb els principis de separació esmentats anteriorment. Consta d'una entrada que tindrà una certa fracció vaporitzada, també té el separador primari i secundari que és on es separa per quantitat de moment al xocar amb les parets i amb la gravetat, per últim també està representat un *demister* que realitzarà el principi de coalescència. El corrent de vapor

sortirà per caps i el corrent líquid quedarà acumulat i es retirarà, en funció del temps de residència del separador ,per cues.

A continuació es presentarà el mètodes emprats per realitzar el càlcul del disseny dels separadors vapor líquid del procés de producció d'àcid fòrmic. Els mètodes que s'utilitzaran ,per contrastar i verificar el disseny, son de la empresa comercial SULZER i el disseny teòric del llibre The Rule og Thumb. El exemple que vindrà donat, serveix per dissenyar els dos separadors encara que els fluids tinguin densitats relativament diferents, és tindrà en compte que es fa temps de residència igual.

9.4.2 Disseny teòric separador vapor líquid

Un separador vapor líquid utilitza la força de la gravetat per poder separar el líquid de la fracció vaporitzada del corrent. Es considera com a bona separació si en el corrent gasos separat conté aproximadament un 5% de líquid. En aquest mètode es considera que es separa amb aquest marge de tolerància. Per una millor separació i reduir una mica més aquest 5% de líquid en el vapor es poden emprar *demisters*, que són reixes metàl·liques que redueixen i fan condensar o aglomerar les petites gotes de vapor reduint fins a un 1% el líquid en el vapor.

Watkin va realitzar una correlació per determinar el factor K, que s'utilitza pel càlcul de velocitat màxima del vapor. Aquesta correlació és la següent per a separadors verticals:

$$K_v = e^{-1,94-0,815 \cdot X-0,179 \cdot X^2-0,0124 \cdot X^3+0,00039 \cdot X^4+0,00026 \cdot X^5} = 0,297 \frac{ft}{s} \quad \text{Equació 60}$$

$$X = \ln \left(\frac{W_L}{W_V} \cdot \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \right) = \ln \left(\frac{3,349}{0,479} \cdot \left(\frac{0,116}{58,238} \right)^{0,5} \right) = -1,162 \quad \text{Equació 61}$$

on:

- W_L és el cabal màssic líquid en lb/s
- W_V és el cabal màssic del vapor en lb/s
- ρ_V és la densitat del vapor en lb/ft³
- ρ_L és la densitat del líquid en lb/ft³

Una vegada es calculen aquets paràmetres es pot determinar la velocitat màxima del vapor amb la següent expressió:

$$U_{vapor,MAX} = K \cdot \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0,5} = 0,297 \frac{ft}{s} \cdot \left(\frac{58,238 - 0,116}{0,116} \right)^{0,5} = 6,632 \frac{ft}{s} \quad \text{Equació 62}$$

A partir d'aquests valor es pot procedir al dimensionat del separador vapor líquid. Per tant és calcularà la secció mínima que ha de tindre el tanc per fer la separació.

$$A_{min} = \frac{W_V}{\rho_V \cdot U_{vapor,MAX}} = \frac{\left(0,479 \frac{lb}{s} \right)}{0,116 \frac{lb}{ft^3} \cdot 6,632 \frac{ft}{s}} = 0,62 ft^2 \quad \text{Equació 63}$$

Quan és te relativament dimensionat el separador, es selecciona un temps de residència que vindrà donat pel cabal líquid de sortida i es decideix el volum del separador. Aquest temps de residència inicialment era d'1 s per dissenyar, però ha de ser major per assolir una bona separació, per tant el temps de residència és de 2 minuts.

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{min}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,62 \text{ ft}^2}{\pi}} = 0,89 \text{ ft} \rightarrow 5 \text{ ft} \quad \textbf{Equació 64}$$

Una vegada s'obté el valor mínim del diàmetre del separador s'utilitza una relació $H/D=3$, d'aquesta forma es pot determinar l'alçada del separador.

$$H_v = D_{min} \cdot 3 = 2,67 \text{ ft} \rightarrow 15 \text{ ft} \quad \textbf{Equació 65}$$

Quan és te relativament dimensionat el separador, es selecciona un temps de residència que vindrà donat pel cabal líquid de sortida i es decideix el volum del separador.

$$V = Q_L \cdot \tau = 0,0575 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \cdot 120 \text{ s} = 6,899 \text{ ft}^3 \quad \textbf{Equació 66}$$

L'alçada de líquid be donat per la següent *equació*.

$$H_L = V \cdot \left(\frac{4}{\pi \cdot D^2}\right) = 6,889 \text{ ft}^3 \cdot \left(\frac{4}{\pi \cdot D^2}\right) = 9,87 \text{ ft} \rightarrow 1,75 \text{ ft} \quad \textbf{Equació 67}$$

Finalment es comprova si la geometria del separador té una relació entre 3 i 5

$$\frac{H_L + H_v}{D} = 14,09 \rightarrow 3,35 \quad \textbf{Equació 68}$$

9.4.3 Disseny comercial del separador vapor líquid

En aquest apartat és segueixen els mateixos paràmetres de disseny del mètode teòric, és a dir, que el principi de disseny segueix sent la velocitat màxima del vapor en el separador. Amb aquest valor i l'*Equació 62* s'obté l'àrea o secció mínima i aïllant es pot determinar el diàmetre i alçada del separador.

En el que difereix aquest mètode comercial del teòric és únicament en el valor del coeficient K, que s'utilitza en el càlcul de velocitat màxima del vapor- Aquest valor vindrà donat segons el disseny i complexitat del separador segons les característiques que dona la marca comercial. Per exemple si el separador és únicament gravitatori tindrà un valor de K molt petit respecte si aquest te integrat un *demister* o algun tipus d'empenatge especial atrapa gotes.

Equipment Type	K-Value m/s	ft/s
Gravity	0.07	0.23
Sulzer Mellachevron – simple profiles	0.13 – 0.17	0.42 – 0.56
Sulzer Mellachevron – high capacity profiles with drainage channels	0.15 – 0.45	0.49 – 1.46
Sulzer KnitMesh Mist Eliminator	0.08 – 0.107	0.26 – 0.35
Sulzer KnitMesh V-MISTER	0.08 – 0.15	0.26 – 0.49
Sulzer MKS Multi Cassette	0.10 – 0.30	0.33 – 1.00
Shell SMS, SMSM	0.25	0.82

Figura 9. 13. Valors de K de la marca comercial SULZER

En la *Figura 9.13* es selecciona el valor de la K per a diferents configuracions del separador vapor líquid. En aquest projecte per verificar la correlació teòrica s'emptra un Sulzer KnitMesh amb un eliminador de boira.

9.5- Disseny de la columna d'absorció

L'absorció és una operació de separació utilitzada en la indústria per netejar un corrent de gasos amb contaminants. Com moltes de les altres operacions de separació, existeixen columnes d'absorció de plats i empacades.

La columna C-201 es fa servir per recuperar el màxim possible de formiat de metil i metanol del corrent gasos de monòxid, introduint metanol fresc. El corrent obtingut es mescla amb el corrent líquid obtingut a MX-202 per separar, posteriorment, el formiat de metil del metanol a la columna C-202.

9.5.1- Disseny numèric

El disseny de la torre d'absorció s'ha realitzat amb el simulador Aspen HYSYS. A continuació en la *Taula 9.26* es mostren les composicions dels diferents corrents calculades amb el programa.

Taula 9. 26. Composicions obtingudes en la columna d'absorció C-201.

	Entrada Gas	Entrada metanol	Sortida Gas	Sortida Líquid
CO	0.0570	0	0.0599	0
Metanol	0.2208	0.9964	0.2940	0.5952
M-Formiat	0.7162	0	0.6458	0.3569
H2O	0.0060	0.0036	0	0.0479
Àcid fòrmic	0	0	0.0004	0
DMF	0	0	0	0

Per al càlcul de l'alçada i el diàmetre de la columna, HYSYS fa servir un mètode similar a les columnes rigoroses, de manera que es pot dimensionar l'equip mitjançant l'opció *Tray sizing* del mateix programa. Fent això, la columna resultant té un diàmetre de 0.762 m i una alçada de 6.91 m. Per afavorir el contacte entre el gas i el líquid, s'ha decidit que la columna

C-201 sigui empacada. Com que s'està treballant a temperatures optimes per al plàstic i no hi ha efectes de la corrosió s'ha escollit el rebliment *Jaeger Tripack*.

9.5.2 Disseny mecànic

Igual com s'ha fet amb les columnes de destil·lació, es calculen els gruixos de la carcassa cilíndrica i dels fons de la columna d'absorció, seguint el manual del codi ASME. El material escollit per aquesta columna és acer inoxidable 316l. També cal calcular els gruixos dels fons de la columna, que són de tipus toricsfèrics, també amb el manual ASME.

La pressió d'operació de la columna és 1 atm i amb la següent relació es pot calcular la pressió de disseny.

$$P_{diseny} = 1.2 \cdot P_{operació} = 1.2 \cdot 1 \text{ atm}$$

$$P_{diseny} = 1.2 \text{ atm}$$

- Carcassa, calculat amb l'equació 14:

$$\tau = \frac{P \cdot R}{SE - 0.6 \cdot P} = \frac{17.635 \text{ psi} \cdot 15 \text{ in}}{18800 \text{ psi} \cdot 0.85 - 0.6 \cdot 17.635 \text{ psi}}$$

$$\tau = 0.0166 \text{ in}$$

A aquest gruix calculat cal sumar-li el sobressessor per corrosió (0.125 polzades).

$$0.0165 \text{ in} + 0.125 = 0.1415 \text{ in}$$

$$\Delta x_{total} = 0.3595 \text{ cm}$$

A aquest gruix cal sumar-li la capa de xapa que té un gruix de 1 mm

$$0.3595 \text{ cm} + 0.1 \text{ cm} = 0.4595 \text{ cm}$$

- Fons toricsfèric, calculat amb l'equació 18:

$$\tau = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot SE - 0.2 \cdot P} = \frac{17.635 \text{ psi} \cdot 28.5 \text{ in} \cdot 1.54}{2 \cdot 18800 \text{ psi} \cdot 0.85 - 0.2 \cdot 17.635 \text{ psi}}$$
$$\tau = 0.0242 \text{ in}$$

Igual que en la carcassa cilíndrica, també cal sumar-li el sobressessor per corrosió al valor del gruix.

$$0.0242 \text{ in} + 0.125 = 0.1492 \text{ in}$$

$$\Delta x_{total} = 0.3790 \text{ cm}$$

A aquest gruix cal sumar-li la capa de xapa que té un gruix de 1 mm

$$0.3790 \text{ cm} + 0.1 \text{ cm} = 0.4790 \text{ cm}$$

Per tant el diàmetre extern en cada cas, sumant el diàmetre intern més dos cops el gruix, és de:

$$0.762 \text{ m} + 2 \cdot 0.3790 \text{ cm} = 77.1 \text{ cm}$$

$$0.762 \text{ m} + 2 \cdot 0.3790 \text{ cm} = 77.2 \text{ cm}$$

Càlcul de l'alçada del fons torisfèric

$$h_{tories} = (3.5 \cdot \Delta x) + (0.1933 \cdot D_{ext} - 0.455 \cdot \Delta x) \quad \text{Equació 69}$$

On :

D_{ext} correspon al diàmetre extern

Δx correspon al gruix

$$h_{tories} = (3.5 \cdot 0.3790 \text{ cm}) + (0.1933 \cdot 77.2 \text{ cm} - 0.455 \cdot 0.3790 \text{ cm}) = \mathbf{16.08 \text{ cm}}$$

Amb aquest valor i el de l'alçada del cilindre es pot calcular el valor de l'alçada total de la columna

$$h_{columna} = h_{cilindre} + 2 \cdot h_{tories}$$

$$h_{columna} = 7.54 \text{ m} + 2 \cdot 0.1608 \text{ m} = \mathbf{7.862 \text{ m}}$$

9.5.2.1 -Pes de la columna buida i amb rebliment

En primer lloc, cal calcular el volum de la carcassa metàl·lica, calculant els volums extern i intern de la columna i restant.

$$V_{int,cil} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2 \cdot h_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot 0.762^2 \cdot 8.292 = 3.781 \text{ m}^3$$

$$V_{ext,cil} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2 \cdot h_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot 0.771 \cdot 8.292 = 3.873 \text{ m}^3$$

$$V_{int,tories} = 0.513 \cdot D_{int}^2 \cdot h_{tories} = 0.513 \cdot 0.762^2 \cdot 0.162 = 0.048 \text{ m}^3$$

$$V_{ext,tories} = 0.513 \cdot D_{ext}^2 \cdot h_{tories} = 0.513 \cdot 0.772^2 \cdot 0.162 = 0.049 \text{ m}^3$$

$$V_{Carcassa} = (V_{ext,cil} + V_{ext,tories}) - (V_{int,cil} + V_{int,tories}) = \mathbf{0.0942 \text{ m}^3}$$

Si es multiplica aquest volum per la densitat del material, que en aquest cas és acer inoxidable 316l, es determina el valor del pes del recipient buit.

$$P_{Carcasa} = \rho_{inox} \cdot V_{Carcassa}$$

$$P_{Carcasa} = 8000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0.094 \text{ m}^3 = \mathbf{753.78 \text{ m}^3}$$

Sumant el pes del rebliment al de la carcassa, calculat aproximadament pel *Tray sizing*, es calcula el pes de la columna amb el rebliment. El rebliment utilitzat és el *Jaeger Tripacks* i té un pes, calculat aproximadament per el *Tray sizing* de HYSYS, de 211.21 kg.

$$P_{columna} = 965 \text{ kg}$$

9.5.2.2- Pes de la columna en operació

Per al càlcul del pes de la columna d'absorció en operació cal tenir en compte quin és el volum útil de les peces de rebliment, per tal de determinar l'espai que queda disponible per a que els fluids implicats puguin circular.

El rebliment utilitzat en aquest cas es el *Jaeger Tripacks*, que té una forma esfèrica. Per tant, si el seu diàmetre és de 2 polzades, el volum d'una peça és:

$$V_{1 \text{ peça}} = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^3$$
$$V_{1 \text{ peça}} = \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot \left(\frac{0.0508 \text{ m}}{2}\right)^3 = 6.86 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3$$

Sabent que l'espai buit d'una peça és de 0.95, es pot trobar el volum útil i multiplicant per el nombre de peces, es calcula l'espai ocupat per tot el rebliment.

$$V_{util} = (1 - 0.95) \cdot 6.86 \cdot 10^{-5} = 3.43 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3$$

$$V_{util \text{ total}} = 41638 \cdot 3.43 \cdot 10^{-6} = 0.143 \text{ m}^3$$

Restant aquest valor al del volum intern de la columna es troba el volum disponible, del qual el 60% estarà ocupat per el líquid. Multiplicant aquest volum per la densitat de la mescla s'obté la massa de fluid que hi ha dins i, sumant aquest valor al del pes de la columna més el rebliment es troba el pes de la columna en operació.

$$V_{lliure} = V_{intern} - V_{util \text{ total}} = 3.687 \text{ m}^3$$

$$P_{Fluid} = 0.6 \cdot V_{lliure} \cdot \rho_{fluid}$$

$$P_{Operació} = P_{Columna} + P_{Fluid}$$

$$P_{Operació} = 2928.15 \text{ kg}$$

9.6- Disseny de les columnes de destil·lació

La destil·lació és un dels mètodes de separació més emprades en la indústria actualment. Consisteix en escalfar la mescla a separar per tal d'evaporar aquells compostos amb una volatilitat més alta, condensant els vapors generats als caps de columna.

Hi ha dos tipus de columnes: de plats i empacades. Les columnes de plats, tot i ser més fàcils de netejar, ofereixen un menor rendiment en comparació amb les columnes empacades, ja que en les de plats la caiguda de pressió és major i, tant la relació entre líquid i vapor com la resistència a la corrosió són menors.

Per això, en aquest cas totes les columnes de destil·lació (C-202, C-301, C-501, C-502, C-503, C-504) seran empacades.

Selecció del rebliment

Per tal de fer la selecció del rebliment utilitzat en l'empacat, es segueixen els criteris esmentats. En primer lloc es buscarà aquell que ofereixi una major superfície per unitat de volum. També cal tenir present el factor de la corrosió, en concret en aquelles columnes on interfereixi l'àcid fòrmic. Per últim cal tenir present la resistència a la temperatura de cada material, sobretot en les columnes on es fa servir rebliment de polipropilè.

Els rebliments són estructures buides, de diferents formes amb una alta superfície per unitat de volum, i solen estar fets de metall, plàstic, ceràmica, etc. Existeixen dos tipus de rebliment: aleatori i estructurat. En aquest cas, totes les columnes es fa servir empacat aleatori, ja que són més econòmics i ofereixen una major resistència a la corrosió, tot i que l'empacat estructurat ofereixi menors pèrdues de càrrega.

Hi ha diferents tipus de rebliment aleatori. Alguns dels més utilitzats són els anells (Rings) Rasching, els anells Pall, seients (saddle) Berl o els seients Intalox. Aquests rebliments poden estar fets de materials diferents com poden ser, metall, plàstic o ceràmic.

A continuació en la *Figura 9.14* s mostrarà diferents tipus de rebliment que es poden utilitzar en la columna, alguns es poden disposar com a rebliment empaquet i ordenat i, altres son distribució desordenada.

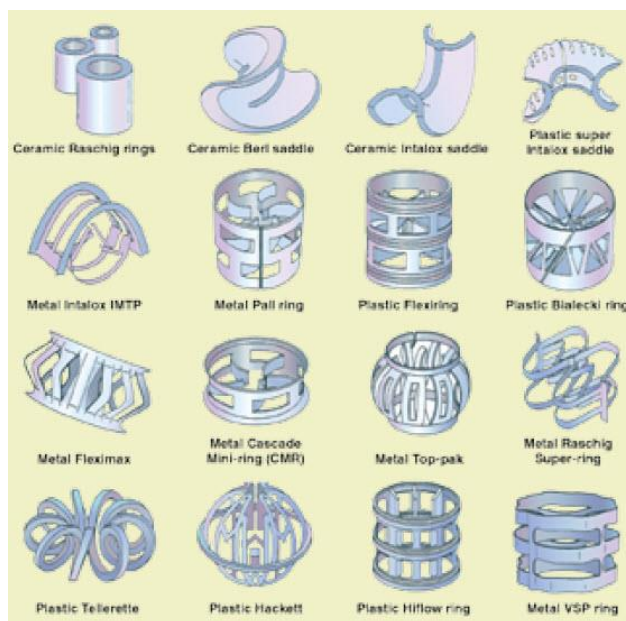


Figura 9. 14. Exemples d'alguns tipus de rebliments que es poden utilitzar

9.6.1 -Disseny numèric

Per poder fer el dimensionat de les columnes, s'han requerit els mètodes rigorosos. Per la dificultat que suposen aquests càlculs s'ha emprat el simulador de processos Aspen HYSYS 8.6.

En primer lloc, s'ha necessitat fer un disseny previ fent servir el mètode *shortcut* amb el simulador Aspen HYSYS 8.6, determinant així alguns paràmetres com el nombre d'etapes mínim, el reflux mínim el nombre de plats mínim, el plat de l'aliment i el cabal de destil·lat. A partir del reflux mínim s'ha calculat el valor del reflux total.

Taula 9. 27. Dades obtingudes amb el mètode *Shortcut* de HYSYS

PARAMETRES	C-202	C-301	C-501	C-502	C-503	C-504
Pressió (atm)	2	3	2	3	3	2
Temperatura caps (K)	48,4	76,1	30,7	95,6	134,2	104
Temperatura cues (K)	87,2	132,1	66,3	124,6	188,5	154
Nombre plats	12	7	17	10	14	13
Plat òptim aliment	6	4	9	5	11	10
Relació de reflux	2	1,4	2	1,1	3	1,8
Cabal destil·lat (Kmol/h)	250	860	160	310	326,5	258

El disseny realitzat amb el *shortcut* no deixa de ser una aproximació de la columna. Per aquest motiu, amb aquests valors obtinguts es procedeix amb el càlcul del mètode rigorós, amb l'operació *Distillation Column* de HYSYS. Aquests paràmetres s'hauran d'introduir inicialment a mesura que el programa els vagi demanant i anar-los modificant per tal d'obtenir la separació el més pròxim a la desitjada.

- Columna C-202

La columna C-202 serveix per separar, en la major mesura possible, el formiat de metil del metanol i l'aigua. El corrent de destil·lat s'enviarà a l'entrada del reactor d'hidròlisi

Taula 9. 28. Composicions obtingudes en la columna C-202

	Entrada	Sortida Caps	Sortida Cues
CO	0	0	0
Metanol	0.4101	0.3170	0.8343
M-Formiat	0.5599	0.6827	0.1657
H ₂ O	0.03	0	
Àcid fòrmic	0	0	0
DMF	0	0	0

- Columna C-301

La columna C-301 està situada just després del reactor d'hidròlisi i s'utilitza per separar la fracció més lleugera de la mescla, principalment formiat de metil i metanol, de la fracció pesada, amb la major part de l'aigua i l'àcid fòrmic.

Taula 9. 29. Composicions obtingudes en la columna C-301.

	Entrada	Sortida Caps	Sortida Cues
CO	0	0	0
Metanol	0.2456	0.4022	0.0002
M-Formiat	0.1898	0.3109	0
H ₂ O	0.3303	0.2794	0.4101
Àcid fòrmic	0.2324	0.0075	0.5850
DMF	0.0018	0	0

- Columna C-501

En la columna C-501 es pretén separar el formiat de metil, que s'enviarà a la zona d'hidròlisi on es mesclarà amb el corrent de destil·lat procedent de la columna C-202. El corrent de residu, juntament amb un altre corrent procedent de C-202, s'envia a la columna C-502.

Taula 9. 30. Composicions obtingudes en la columna C-501.

	Entrada	Sortida Caps	Sortida Cues
CO	0	0	0
Metanol	0.4022	0.0966	0.5625
M-Formiat	0.3109	0.9034	0.0001
H2O	0.2794	0	0.0115
Àcid fòrmic	0.0075	0	0.4260
DMF	0	0	0

- Columna C-502

En la columna C-502, es farà una separació de l'aigua i el metanol, de tal manera que es pugui aconseguir la menor quantitat possible d'aigua entrant al reactor de carbonilació, ja que podria comportar alguns problemes amb el metàxid de sodi. L'aigua extreta al residu s'aprofitarà a la zona d'hidròlisi.

Taula 9. 31. Composicions obtingudes en la columna C-502.

	Entrada	Sortida Caps	Sortida Cues
CO	0	0	0
Metanol	0.5625	0.9248	0.2498
M-Formiat	0.0001	0.0001	0
H2O	0.0115	0	0.0196
Àcid fòrmic	0.4260	0.0751	0.7306

DMF	0	0	0
-----	---	---	---

- Columna C-503

A la columna C-503 s'aconsegueix separar la major part de l'aigua, obtenint-la en el corrent de destil·lat. El corrent de residu conté l'àcid fòrmic i l'agent extractor, que s'envia a la columna C-504 per tal de separar un component de l'altre.

Taula 9. 32. Composicions obtingudes en la columna C-503.

	Entrada	Sortida Caps	Sortida Cues
CO	0	0	0
Metanol	0	0.0005	0
M-Formiat	0	0	0
H2O	0.0964	0.9589	0.0148
Àcid fòrmic	0.1906	0.0288	0.2059
DMF	0.7130	0.0117	0.7793

- Columna C-504

La columna C-504 té com a objectiu separar l'àcid fòrmic, obtenint un corrent de destil·lat amb el cabal i la composició d'àcid desitjada. L'agent extractor que surt per el corrent de cues, retornant-lo a l'entrada de la columna C-503.

Taula 9. 33. Composicions obtingudes en la columna C-504.

	Entrada	Sortida Caps	Sortida Cues
CO	0	0	0
Metanol	0	0	0
M-Formiat	0	0	0
H2O	0.0148	0.0901	0.0001
Àcid fòrmic	0.2059	0.9012	0.070

DMF	0.7793	0.0087	0.930
-----	--------	--------	-------

Un cop convergides les columnes, es continua amb el dimensionat d'aquestes. Per fer-ho, cal utilitzar l'eina *Tray sizing* de HYSYS. En cada columna es selecciona l'empacat adient en funció dels compostos a separar. Els resultats obtinguts mitjançant aquest mètode es mostren a continuació:

 Taula 9. 34. Resultat obtingut en el *Tray sizing* de HYSYS per cada columna

	C-202	C-301	C-501	C-502	C-503	C-504
Internals	<i>Packed</i>	<i>Packed</i>	<i>Packed</i>	<i>Packed</i>	<i>Packed</i>	<i>Packed</i>
<i>Packing Type</i>	Jaeger TriPacks Plastic 2 Inch	Pall Rings Metal random 2 inch	Pall Rings Metal random 2 inch	Pall Rings Metal random 2 inch	Pall Rings Metal 3 ^{1/2} inch	Pall Rings Metal 3 ^{1/2} inch
<i>Flooding Correlation</i>	SLEv73	SLEv73	SLEv73	SLEv73	SLEv73	SLEv73
<i>HETP Correlation</i>	Frank	Frank	Norton	Norton	Norton	Frank
<i>Est. # Pieces of Packing</i>	164038	111191	102760	56106	30770	31310
<i>Est. Mass of Packing [kg]</i>	832,1	7087,5	6550,1	3576,3	7100,66	7225,28
<i>Est. Packing Cost (US\$)</i>	3328,4	7676,6	7094,5	3873,5		
<u>Column Geometry</u>						
<i>Section Diameter [m]</i>	1,524	2,286	1,372	1,372	2,286	1,828

X-Sectional Area [m2]	1,824	4,104	1,478	1,478	4,104	2,626
Section Height [m]	6,808	4,485	11,514	6,287	6,408	10,187
<u>Hydraulic Results</u>						
Max Flooding [%]	53,51	61,76	51,14	54,54	64,61	61,896
Section DeltaP [kPa]	1,772	1,568	2,569	1,395	2,23	3,051
DP per Length [kPa/m]	0,260	0,350	0,223	0,222	0,347	0,299
Flood Gas Vel. [m3/h-m2]	10085,87	10546,57	7990,61	7715,57	7461,72	8771,27
Flood Gas Vel. [m/s]	2,802	2,929	2,219	2,143	2,073	2,436

9.6.2-Disseny mecànic

Per tal de fer un disseny de les columnes més pròxim a la realitat, caldrà realitzar una sèrie de càlculs a partir de les dades obtingudes en els apartats anteriors. En primer lloc cal triar el material de les parets i calcular el gruix fent servir el codi ASME per equips a pressió. També s'haurà de fer un disseny intern d'aquests, tenint en compte el rebliment utilitzat, el pes de la columna plena i en operació, el suport per aquest rebliment, el distribuïdor de líquid, etc.

En primer lloc, cal definir la forma de la columna. Totes les columnes tindran la carcassa cilíndric i els fons superior i inferior toriesfèrics. Pel que fa al material, totes les columnes seran d'acer inoxidable (AISI 316l).

Taula 9. 35. Càlcul del gruix per la carcassa cilíndrica

	C-202	C-301	C-501	C-502	C-503	C-504
D int (m)	1.676	2,286	1.372	1,372	2.286	1,829
D int (in)	65.984	90	54,016	54.016	90	71,85
P disseny (psi)	35.207	52,905	35.270	52,905	52.905	35,270
S (psi)	18800	18800	18800	18800	18800	18800
E	0,85	0,85	0,85	0,85	0,85	0,85
t (in)	0,073	0,149	0,060	0,090	0,149	0,080
Sobre espessor corrosió	0,125	0,125	0,125	0,125	0,125	0,125
Gruix total (in)	0,198	0,274	0,185	0,215	0,274	0,205
Gruix (cm)	0,503	0,697	0,469	0,545	0,696	0,519
Gruix xapa (cm)	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Espessor Aïllant (cm)	7,62	7,62	7,62	7,62	7,62	7,62
Gruix Final (cm)	8,223	8,417	8,189	8,265	8,416	8,239

També cal calcular els gruixos dels fons de la columna que, com s'ha mencionat, són de tipus toriesfèric. El càlcul del gruix de la carcassa per als fons toriesfèrics s'ha fet seguint el codi ASME.

Taula 9. 36. Càlcul del gruix per al fons toriesfèric

	C-202	C-301	C-501	C-502	C-503	C-504
D int (m)	1,676	2,286	1,372	1,372	2,285	1,829
D int (in)	65,984	90	54,016	54,016	90	71,85
L (0.95Dint) (in)	62,685	85,5	51,314	51,314	85,5	68,41
r (0.1L)	6,269	8,55	5,131	5,131	8,55	6,841
P (psi)	35,207	52,905	35,270	52,905	52,905	35,270
S (psi)	18800	18800	18800	18800	18800	18800
E	0,85	0,85	0,85	0,85	0,85	0,85
t (in)	0,107	0,218	0,087	0,131	0,218	0,116
Sobre espessor corrosió	0,125	0,125	0,125	0,125	0,125	0,125
Gruix total (in)	0,232	0,343	0,212	0,256	0,343	0,241
Gruix (cm)	0,588	0,871	0,539	0,650	0,871	0,613
Gruix xapa (cm)	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Espessor Aïllant (cm)	7,62	7,62	7,62	7,62	7,62	7,62
Gruix Final (cm)	8,308	8,591	8,259	8,370	8,591	8,333

Per a la primera columna de destil·lació s'ha fet servir l'empacat Plastic Hackett, que també es coneix amb el nom de Jaeger Tripack. Aquest tipus de rebliment està fet de materials

plàstics, com el polipropilè, els quals van bé si la mescla a separar no conté substàncies corrosives. Tot i això, aquest material es compatible amb el fòrmic i es pot utilitzar en aquelles columnes en les que es treballi a menys de la temperatura permissibile del polipropilè.

Aquest tipus d'empacat es mostra a la *Figura 9.15*.

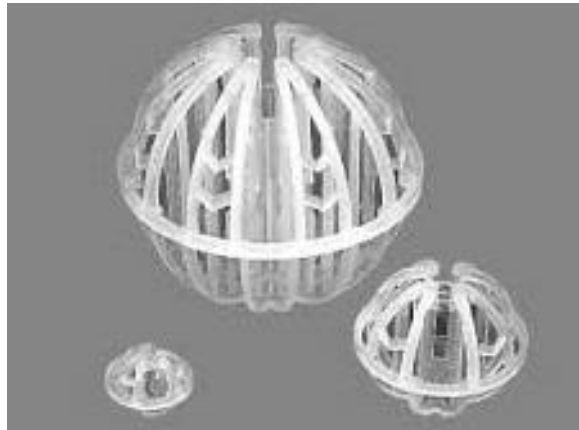


Figura 9. 15. Empacat utilitzat per la primera columna de destil·lació anomenat “ Jaeger Tripack Hackett”

Per a les altres columnes, en les que la mescla a separar conté àcid fòrmic, i es treballa a temperatures relativament altes, es fan servir *Pall Rings* d'acer inoxidable 316, com els que es mostren a la *Figura9. 16*.



Figura 9. 16. Empacat utilitzat per les altres columnes anomenat “ Pall Rings”

A l'hora de calcular els volums dels dos tipus de peces, cal tenir present que els *Jaeger Tripacks* tenen forma esfèrica i els *Pall Rings* són cilindres on l'alçada és equivalent al diàmetre.

Dimensionat intern

En primer lloc, cal deixar un espai per la entrada de l'aliment, separant l'empacat en dos meitats, una per la zona de rectificació i una altra per la zona d'esgotament, es fa el 20% de l'alçada per deixar espai per l'equipament intern de la columna. A més, s'ha de col·locar un suport per al rebliment en cada una de les zones, es deixarà un 10% a la part superior per el captador de gotes i el subjectador de l'empacat: per la part inferior cal deixar un altre 10% per col·locar-hi un altre subjectador de l'empacat.

Pes de la columna buida i amb rebliment

Per poder calcular quan pesa la columna en operació, abans cal fer el càlcul de la columna buida, és a dir, de la carcassa metàl·lica. Per cada columna es fan servir les equacions per al càlcul del volum i del pes.

Per fer aquests càlculs, cal saber alguns paràmetres que venen donats per els dimensionat de la columna amb el *Tray sizing* de HYSYS. Per calcular les alçades dels fons toriesfèrics es fa servir l'*Equació*.

En el cas dels capçals toriesfèrics cal calcular les alçades, fent servir l'*equació* 69:

$$h_{tories} = (3.5 \cdot \Delta x) + (0.1933 \cdot D_{ext} - 0.455 \cdot \Delta x) \quad \textbf{Equació 70}$$

On :

- D_{ext} correspon al diàmetre extern
- Δx corresponal gruix

Taula 9. 37. Càlcul dels pesos de les columnes

	C-202	C-301	C-501	C-502	C-503	C-504
Alçada cilindre (m)	6,808	4,485	11,514	6,287	6,408	10,19
HETP (m)	0,567	0,561	0,677	0,629	0,641	0,599
Espai aliment 1.1 HETP	0,624	0,617	0,745	0,692	0,705	0,659
Alçada + plat aliment (m)	7,432	5,102	12,259	6,979	7,112	10,849
Sobredimensionat (1.2·alçada)	8.918	6.123	14.711	8.374	8.535	12.228
Volum cilindre interior (m³)	19.676	25.130	21.749	12.381	35.032	32.127
Volum cilindre exterior (m³)	19.959	25.482	22.111	12.614	35.522	32.564
Volum cilindre (m³)	0.284	0.351	0.362	0.234	0.490	0.4368
Alçada fons (m)	0.347	0.476	0.286	0.291	0.4766	0.378
Volum capçal interior (m³)	0.500	1.276	0.277	0.281	1.276	0.648
Volum capçal exterior (m³)	0.509	1.297	0.282	0.286	1.297	0.658
Volum capçal (m³)	0.008	0.022	0.005	0.006	0.021	0,010
Volum Carcassa (m³)	0,301	0,3396	0,373	0,246	0,534	0,457
Densitat acer inoxidable (kg/m³)	8000	8000	8000	8000	8000	8000
Pes columna buida (kg)	2404,33	23160,77	2981,72	1970,21	4268,89	3656,91
Pes rebliment (kg)	832,11	7087,51	6550,11	3576,26	7100,66	7225,28
Pes Total (kg)	3236,44	1028,28	9531,84	5546,47	11369,56	10882,19

Pes de la columna en operació

Per poder calcular quin pes tindrà la columna en operació, cal conèixer quin es el volum útil del rebliment, sabent que els *Jaeger Tripacks* tenen forma esfèrica i els Pall Rings tenen forma cilíndrica, determinant el que ocupa la peça sencera menys l'espai buit. Restant aquest volum útil al volum intern de la columna, en resulta l'espai disponible per a que tant el líquid com el gas hi puguin circular, suposant un 60% estarà ocupat pel líquid. Si es multiplica aquest volum de mescla per la seva densitat s'obtenen quan quilograms hi ha dins de la columna en operació. Si es suma aquest pes al de la carcassa es pot conèixer el pes total de la columna en operació.

Taula 9. 38 . Càlcul del pes de les columnes en operació

	C-202	C-301	C-501	C-502	C-503	C-504
Diàmetre rebliment (in)	2	2	2	2	3,5	2
Diàmetre rebliment (m)	0,0508	0,0508	0,0508	0,0508	0,0889	0,0508
%peça buida	0,95	0,95	0,95	0,95	0,95	0,95
Volum total (1 peça)	6,864E-05	1,029E-04	1,029E-04	1,029E-04	5,518E-04	5,518E-04
Volum útil (1 peça)	3,432E-06	5,148E-06	5,148E-06	5,148E-06	1,839E-05	1,839E-05
Num, Peces	164038	111191	102760	56593	30770	31309
Volum tot peces (m³)	0,5629	0,5724	0,5290	0,1837	0,8489	0,8638
Volum int, columna (m³)	20,174	26,397	22,024	12,661	36,308	32,775
Volum útil columna (m³)	19,611	25,824	21,495	12,477	35,459	28,313
0,6 Volum útil (m³)	11,766	15,495	12,897	7,486	21,276	16,988

densitat corrent entrada (kg/m³)	876	911,8	835,2	801,1	875,9	817,6
Pes fluid (kg)	10307,3	14128,1	10771,7	5997,6	18635,4	13889,3
Pes carcassa (kg)	2278,13	2901,02	2847,17	1970,21	4268,89	3656,91
Pes rebliment (kg)	832,111	7087,51	6550,11	3576,26	7100,76	7225,28
Pes aïllant (kg)	417,561	386,99	569,04	324,21	539,76	622,81
Pes operació(kg)	13835,1	24503,6	20738	11698	30544,7	2539,4

9.7 Disseny dels bescanviadors de calor

A l'hora de dissenyar els bescanviadors de calor de la planta s'ha utilitzat el programa Aspen Exchanger Design and Rating V8.4. Tots els bescanviadors s'han escollit de carcassa i tubs, incloent-hi també els condensadors i *reboilers*.

A continuació es mostra un exemple de la utilització del programa.

En primer lloc, al obrir el programa farem clic en “ New ” i s'obrirà una pestanya on haurem de fer clic en la primera opció, en la que diu “ Shell & Tube Exchanger (Shell&Tube) ”.

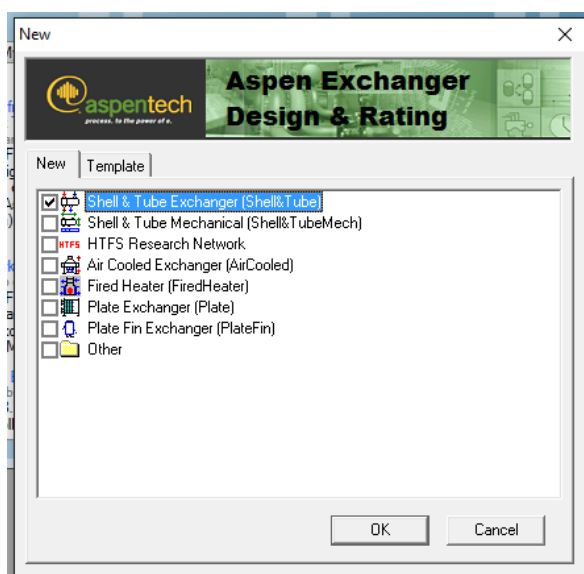


Figura 9. 17: Pantalla inicial del programa.

Tot seguit, es fa clic en “ OK ” i ja s'obre la pestanya de disseny del bescanviador, anomenada “Console” a l'apartat “Geometry”. Dins la pestanya es deixa com a “Calculation mode” el predeterminat : “Desing (Sizing)”. En la següent opció s'ha d'escollir el tipus de bescanviador, en el nostre cas tots són “BEM” (Bonnet bolted or integral with tubesheet , One pass shell , bonnet) per pressions baixes o “DEM” (High pressure enclosure, One pass shell , bonnet) per quan les pressions són elevades.

Dins d'aquesta pestanya també s'escull per on circularà el fluid calent, el diàmetre i la disposició dels tubs, el Pich, el tipus de baffle i la seva orientació i el material del bescanviador.

L'apartat "Size" al inici no es toca ja que es podria sobreespecificar el sistema, nomes es canviarà en cas de que el programa no trobi una solució que ens satisfaci.

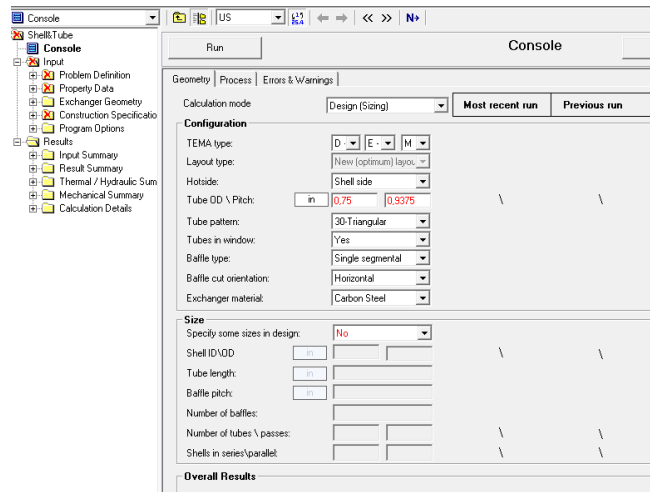


Figura 9. 18. Pantalla de la Console, apartat Geometry.

El següent pas és anar a la pestanya "Process" dins la mateixa "Console", on es començarà a especificar el sistema. La columna del corrent de la mescla que es vol refredar o escalfar s'especificarà sencera, mentre que la del fluid refrigerant només s'especificarà la pressió i la fracció vaporitzada tant a l'entrada com a la sortida.

A continuació s'especificarà també el coeficient d'embrutiment, en el nostre cas s'ha considerat $0.00018 \text{ m}^2 \text{ K} / \text{W}$ per l'aigua (en qualsevol estat) i 0.0002 per la mescla.

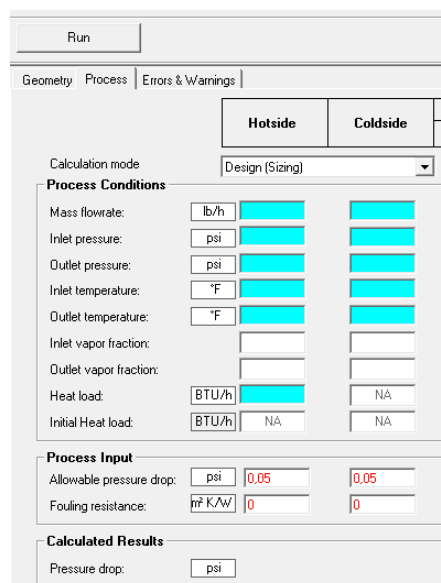


Figura 9. 19. Pestanya Process dins la mateixa consola.

Tot seguit, s'obre la pestanya "Property Data" i s'entra a "Hot Stream Compositions" i a "Cold Stream Compositions" per especificar les composicions dels corrents calents i freds respectivament. És important triar el paquet de propietats físiques "Aspen Properties" i el mètode de "UNIQUAC" a "Property Methods", ja que amb aquest mètode i aquestes propietats s'han quadrat els balanços de matèria al HYSYS i si no s'utilitzessin, el resultat del bescanviador seria erroni.

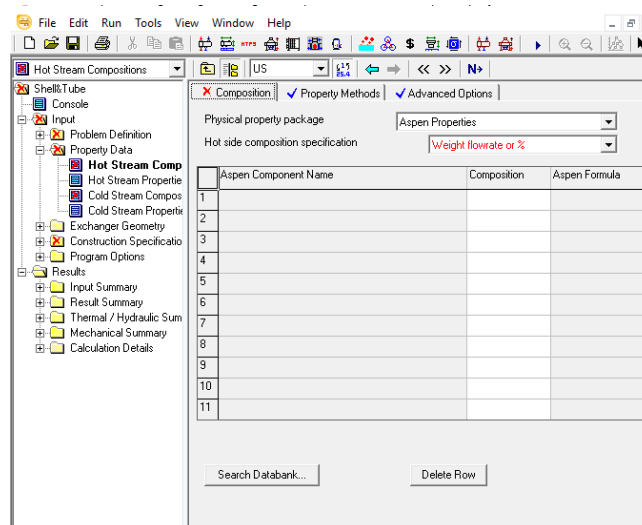


Figura 9. 20. Pestanya on s'especificquen les composicions dels corrents.

Per últim, un cop s'ha especificat totes les dades, es torna a la pestanya del "Console" i es clica al "RUN", tot seguit el programa trobarà un bescanviador que satisfaci els requeriments especificats.

Cal remarcar que, no tots els bescanviadors que troba el programa són correctes, i és que, els bescanviadors s'han d'ajustar a uns paràmetres típics com són:

- L/D : entre 4 i 6

- No passar de 40°C de salt tèrmic en els fluids tèrmics

- Les velocitats han d'estar dins d'uns rangs determinats:

- Líquid per tub: Líquid de procés, entre 1 i 2 m/s, màxim 4m/s si es vol evitar l'embrutiment. Aigua, entre 1,5 i 2,5 m/s.

- Líquid per carcassa, entre 0,3 i 1 m/s.

- Vapors: Depèn de la pressió d'operació i de la densitat del gas. En el següent rang.
Buit: 50-70 m/s. Pressió atmosfèrica: 10-30 m/s. Alta pressió: 5-10 m/s.

En cas de que es compleixin tots, el bescanviador es donarà per bo. Si no es complissin tots, s'haurien d'especificar més dades a l'apartat "Size" del "Geometry". És possible però que no sigui possible trobar una solució viable que compleixi aquests paràmetres. El grup ACME chemicals ha decidit que en cas de que això succeís, el paràmetre que no estarà en els valors típics serà el L/D, ja que es considera que la velocitat dels fluids i les pèrdues de càrrega d'aquests són més importants pel bon funcionament del bescanviador que la relació Longitud-Diàmetre.

9.8 Tanc criogènics

9.8.1 Introducció

En el procés de producció d'àcid fòrmic es requereix de tanc d'emmagatzematge en condicions criogèniques per al *stock* de monòxid de carboni i pel nitrogen. Un és necessari per si hi ha contratemps en el subministrament de monòxid o manteniments en les canonades del proveïdor, per tant es realitza un *stock* per 2 dies de monòxid de carboni, ja que es considera que el manteniment i el subministrament d'aquest no ha de durar més de 2 dies i tot el servei es restabliria. L'altre tanc criogènic és el de nitrogen, que és necessari per esterilitzar els tancs d'emmagatzematge de productes inflamables i del metàxid de sodi pel control d'humitat.

9.8.2 Disseny comercial tanc criogènic

En aquest apartat no dissenyem el tanc criogènic, però es coneix les condicions d'emmagatzematge tant del monòxid de carboni com del nitrogen, que son altes pressions i baixa temperatura en el tanc intern.

Un tanc criogènic dels que comercialitza Linde, Praxair o Carbueros Metálicos consisteix bàsicament en tindre dos tancs concèntrics. Ambdós tenen un cos amb estructura cilíndrica amb cap i fons toricsfèric. El tanc intern és d'un acer inoxidable austenític d'alta qualitat. El tanc extern normalment és d'un acer al carboni comercial. Però entre els dos tancs hi ha un aïllament amb perlita en pols i realitzant el buit, d'aquesta forma es pot minimitzar pràcticament el bescanvi de calor del tanc intern amb l'exterior. El tanc intern opera amb una temperatura de -196°C per tindre el gas liquat i a una pressió de 18 bars. En la zona d'aïllament la pressió de buit es de 0,05mbar.

A continuació es mostrarà l'esquema bàsic d'un tanc criogènic en la *Figura 9.21*.

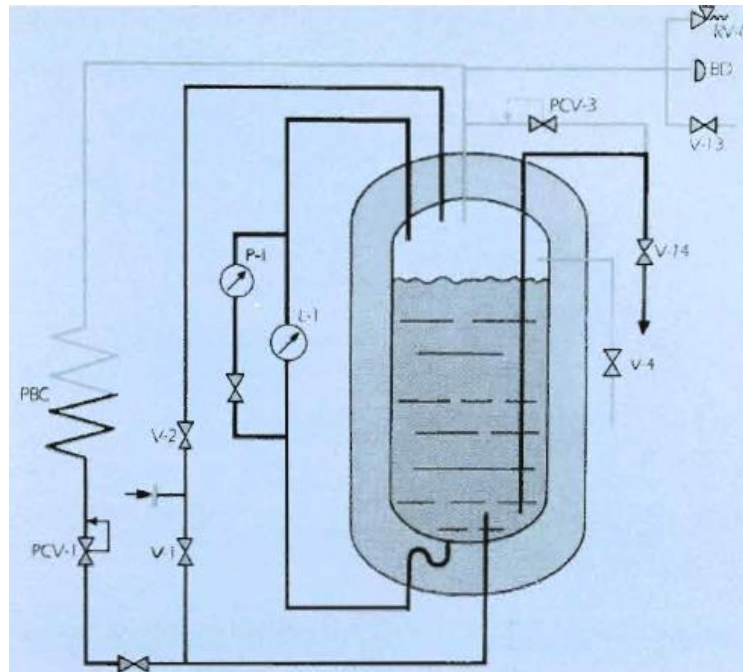


Figura 9. 21 Diagrama de tanc criogènic

En la Figura 9. 21 es pot observar el funcionament típic d'un tanc criogènic. El producte líquid surt impulsat per la seva pròpia pressió cap al exterior on aniria cap als vaporitzadors atmosfèrics. Es pot observar també que hi ha una vàlvula d'alleujament de pressió (V-13 i V-16), en el cas de tindre sobrepressió. En cas extrem es disposa d'un disc de ruptura (BD). L'entrada de matèria prima a emmagatzemar vindria en forma liquidada per les vàlvules V-1 i V-2. També es pot observar el disseny típic de doble carcassa, on l'interior serà d'un acer austenític i l'exterior és d'acer al carboni. Entre ells es realitza el buit i te perlita en pols per garantir l'aïllament tèrmic.

Per determinar el volum necessari de monòxid de carboni que estarà emmagatzemat en forma de *stock* cal conèixer el cabal volumètric necessari en estat líquid, una vegada es coneix aquest valor es determina el volum per dos dies de *stock*.

$$V_{necessari} = Q_{líquid} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ dia}} \cdot 2 \text{ dies stock} = 5,265 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ dia}} \cdot 2 \text{ dies} = 252,72 \text{ m}^3$$

Aquest volum necessari de monòxid de carboni de *stock* s'ha de dividir pel volum net dels tacs comercials que es podran aconseguir amb els proveïdors de cases comercials mencionades en la introducció.

$$N^{\circ} \text{ tancs necessaris} = \frac{V_{\text{necessari stock}}}{V_{\text{tanc comercial}}} = \frac{252,72 \text{ m}^3}{80,73 \text{ m}^3} = 3,14 \text{ tancs} \sim 3$$

La resta del volum que no es pot emmagatzemar en aquest tanc de 80,73 m³ de capacitat neta, s'emmagatzemarà en un tanc més petit de 10,96 m³ de capacitat neta.

Per tant, es necessitarà 3 tancs de la sèrie T-V800 i 1 tanc de la sèrie T-V110 per el emmagatzemament de CO.

Per realitzar el emmagatzematge del nitrogen es realitzarà de la mateixa forma que el monòxid de carboni , un tanc criogènic amb el seu vaporitzador com a accessori. Per veure els volum del tanc necessari de nitrogen dirigir-se al apartat de Serveis (9.10.6 Nitrogen).

9.9 Tanc pulmó

9.9.1 Introducció

Els tancs pulmó o depòsits pulmó son necessaris en el procés ja que en la posada en marxa no es pot aconseguir els nivells d'estequiometria ni nivells dels reactors. Per tan, s'instal·len aquets tancs pulmó per fer de buffer i garantir una continuïtat en el procés. Aquets inicialment tindran un temps per omplir-se però després i durant el procés en estat estacionari tindrà un temps de residència determinat on estarà el producte retintut temporalment.

9.9.2 Disseny del tanc pulmó

Per a realitzar el disseny de tancs de pulmó es segueix el mateix criteri que el dissenys de tancs d'emmagatzematge en apartat 9.1 del manual de càlcul. Però per determinar el volum del tanc pulmó és necessari conèixer quina quantitat hi ha de metil format en els reactors. Una vegada es coneix la quantitat necessària per poder posar en marxa el reactors d'hidròlisis, és determina el volum a partir del corrent provinent a l'entrada dels reactors, que majoritàriament tindrà metil format i metanol. Tenint en compte que per seguretat el tanc no ha d'estar més ple del 80% de la seva capacitat màxima, el volum del tanc pulmó serà de 33,20 m³.

En el procés de producció d'àcid fòrmic dos reactors d'hidròlisis de 27,28 m³, per tant el volum total serà : $V_{total} = 2 \cdot 27,28 = 49,104 \text{ m}^3$

A l'entrada dels reactors entren uns corrents totals de d'aigua i de "metil format", el corrent 402 i 304 respectivament. A partir del cabals màssics 402 i 304 i la densitat mitja respectiva, es podrà calcular el cabal volumètric.

$$Q_{402} = \frac{21558,11 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{921,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 23,40 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_{304} = \frac{20610,54 \frac{kg}{h}}{874,4 \frac{kg}{m^3}} = 23,57 m^3/h$$

Si es sumen els volum, el volum total del tanc seria de 46,97m³, i el volum de líquid en el tanc ha de ser de 49,11 m³ aproximadament. Per tant, s'augmentarà el cabal de metil format fins a arribar al volum total mínim. Aleshores el volum necessari que prové de Q₄₀₂ és de 25,703 m³.

Per omplir aquest tanc es necessitarà 1 hora i 6 minuts. Al estat estacionari, el metil format tindrà un temps de residència en el tanc de 60 minuts. En la *Taula 9.39* es mostrarà les especificacions bàsiques de disseny i d'operació del tanc pulmó de metil format.

Taula 9. 39. Especificacions del disseny tanc pulmó metil format

TP-301	
D intern [m]	2,90
D extern [m]	3,02
H [m]	4,40
Pes buit [kg]	4355
Pes operació [kg]	20563
T disseny [°C]	80
T operació [°C]	60
P disseny [bar-a]	3,60
P operació [bar-a]	3

A continuació en la *Taula 9.40* es presentarà les especificacions i condicions d'emmagatzematge dels altres tancs pulmó que es disposen en planta. Es segueix el mateix criteri de disseny que en apartat anterior. Únicament es considera que el temps de residència és de 30 minuts, excepte per al TP-503, que és de 15 minuts.

Taula 9. 40. Especificacions de tancs pulmó

	TP-201	TP-301	TP-302	TP-501	TP-502	TP-503
Temps de residència (min)	30	60	30	30	30	15
D intern [m]	2,50	2,90	2,90	2,40	2,20	2,60
D extern [m]	2,62	3,02	3,02	2,52	2,32	2,72
H [m]	3,70	4,40	4,40	3,60	3,40	4,00
Pes buit[kg]	2944	4355	4355	2689	1877	3347
Pes operació [kg]	16945	20563	20563	15135	11303	19174
T disseny [°C]	55	80	100	107	110	208
T operació [°C]	35	60	80	87	90	188
P disseny [bar-a]	1,2	3,60	3,60	3,60	2,40	3,60
P operació [bar-a]	1	3	3	3	2	3

9.10 -Sitges

9.10.1 - Introducció

Per realitzar el tanc d'emmagatzematge del metòxid sòdic, que és el catalitzador de la reacció de carbonilació del procés de producció d'àcid fòrmic, s'utilitzarà sitges o tremuges ja que el metòxid es compra en forma sòlida en *big bags* d'una tona mètrica. En la selecció de compra del metòxid s'ha escollit en forma sòlida per evitar grans volums d'emmagatzematge i realitzar internament la dissolució de metanol amb el catalitzador.

El proveïdor proporciona la matèria prima en forma de *big bags*, per tant es requereix d'equips per poder realitzar les operacions posteriors. Aquets equips son principalment la zona de col·locació dels *big bags* de mida intermèdia en entorn d'atmosfera explosiva ATEX i la sitja que dosificarà el metòxid en continu en el *mixer*.

9.10.2 - Disseny comercial de l'estació de descarrega de *big bag*

Els descarregadors dels *big bags* segons l'aplicació n'hi han de diferents models. El que s'utilitzarà son d'acer al carboni i d'inoxidable AISI 304, tenen connexions hermètiques entre el *big bag* i el sistema d'aspiració i uns tensors per poder realitzar suspensió, amb altura regulable, del *big bag* i te diferents mòduls o zones principals. A continuació es mostrarà la *Figura 9.22* que representa un dibuix esquemàtic d'un descarregador de *big bag*.



Figura 9. 22. Descarregador de *big bags* comercial Böhler

Les diferent parts de l'estació de descarrega de *big bag* es poden sintetitzar de la següent forma:

- La zona de carga, on es carregarà el *big bag* per carretó elevador.
- El dispositiu auxiliar de la descarrega, que poden ser safates vibrants, sistemes que empenyen el material o fluïdització.
- La connexió de sortida del *big bag* que tindrà una porta d'accés o una connexió hermètica.
- El dispositiu de sortida que es col·loca segons la situació, que pot ser un transport per fase densa amb un propulsor o un cargol d'Arquímedes o sense fi.
- Per últim un dosificador o un pesatge, on es podrà realitzar un pesatge del descarregador del *big bag*, i per tant es podran realitzar dosificacions o descarregues discretes controlant la pèrdua de pes en el *big bag*.
- Pot haver com accessori una conducció amb un cargol d'Arquímedes.

Aquest equip de descarrega s'utilitzarà per descarregar els *big bags* i col·locar-los en les sitges diàries.

9.10.3 - Disseny comercial d'una sitja

La sitja que s'utilitzarà en el emmagatzematge de metòxid serà d'una empresa comercial Lapesa. Aquesta sitja és d'emmagatzematge diari, és a dir que quan es manipula el producte únicament per la necessitat diària de metòxid, així s'eviten riscos de manipulació i control d'humitat exhaustiu en la sitja. Aquesta serà d'acer al carboni i inoxidable AISI 304 i AISI 316, preferiblement el AISI 316 i la seva capacitat màxima és de 15m³. Aquesta a més tindrà un control d'humitat i unes seccions en el tub de venteig on es col·locaran *packs* de gels de sílice per evitar l'entrada d'humitat i no desencadenar la reacció violenta del metòxid amb humitat de l'aire en cas de fallada del corrent d'inertització.

Les característiques de la sitja comercial depenen de les dimensions d'aquesta, però estan fabricades d'acer inoxidable 304. Tenen una boca superior amb un tapa per l'ompliment, una boca per la inspecció i neteja i una boca per fer el venteig amb un filtre de gels de sílice per evitar l'entrada d'humitat. El disseny de la sitja consisteix en un cos cilíndric i la part

inferior una tremuja troncocònica amb una boca de sortida i la vàlvula de papallona o de guillotina. Aquest està sostingut per una petita estructura de perfils.

La sitja comercial que s'utilitzarà en aquest projecte és de 15 m³ que és la mida més petita estàndard de Lapesa. A continuació en la *Figura 23* es mostrarà el disseny de la sitja comercial.

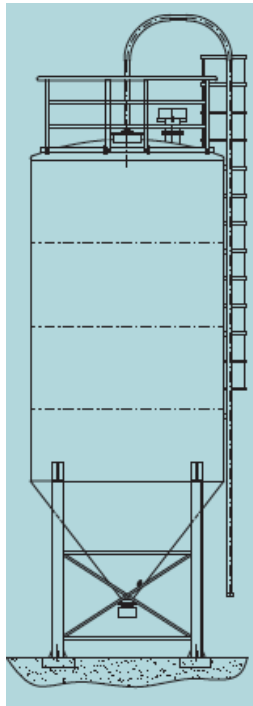


Figura 9. 23. Disseny sitja comercial de Lapesa

La dosificació gravimètrica en el *mixer* consisteix en extreure el producte mitjançant un dispositiu dosificador, des de una sitja o tremuja de pesatge en una quantitat i interval de temps determinat, pot ser o bé una vàlvula papallona o guillotina. És a dir, que es realitzarà una dosificació en continu en el qual es controlarà el pes i a velocitat de dosificació per mantindre constant la quantitat de metòxid introduït en el *mixer*. Normalment aquest tipus d'alimentació volumètrica ve associat al sistema de pesatge que controla la descarrega del material de la sitja a un flux constant de massa per unitat de temps. Si hi han fluctuacions degudes a densitats o altres factors el sistema de control que ve integrat realitzarà un bucle de retroalimentat.

9.11-Disseny dels dipòsits de recollida de destil·lat

9.11.1 - Disseny teòric

Per fer el disseny dels dipòsits de recollida de destil·lat s'han fet servir les dades aportades per el programa Aspen HYSYS 8.6. Les pressions i temperatures de disseny s'han calculat a partir dels valors d'operació, tal i com s'ha fet en apartats anteriors. Per calcular el cabal cal conèixer els cabals de destil·lat que surt i de líquid que retorna a la columna amb el reflux.

Taula 9. 41. Dades d'operació dels tancs de destil·lat

	TC-202	TC-301	TC-501	TC-502	TC-503	TC-504
Pressió Operació (atm)	2	3	2	3	3	2
Pressió disseny (atm)	2,4	3,6	2,4	3,6	3,6	2,4
Temperatura operació (°C)	52,14	87,72	52,10	96,44	134	104,5
Temperatura disseny (°C)	72,14	107,72	72,10	116,44	154	124,5
Cabal màssic (kg/h)	33510,6	57207,9	25167,4	17965,4	22169,7	25798,1
Cabal volumètric (m3/h)	38,58	68,496	27,696	25,137	24,108	24,43

9.11.2 - Disseny mecànic

En primer lloc, s'ha calculat el volum intern de cada dipòsit a partir del cabal de líquid que surt d'aquest i suposant un temps de residència de 10 minuts. Multiplicant el valor total per el temps s'obté el volum intern del dipòsit.

Taula 9. 42. Dimensions dels tancs

	TC-202	TC-301	TC-501	TC-502	TC-503	TC-504
Volum intern (m³)	6,430	11,416	4,616	4,1895	4,018	4,072
Diàmetre int. (m)	1,915	2,318	1,714	1,660	1,637	1,644
Alçada total (m)	2,872	3,477	2,571	2,490	2,455	2,466
Alçada capçals (m)	0,957	1,159	0,857	0,830	0,818	0,822
Alçada cilindre (m)	0,957	1,159	0,857	0,830	0,818	0,822
Volum líquid 60% (m³)	3,858	6,8496	2,7696	2,5137	2,4108	2,443

El disseny del tanc de destil·lat s'ha realitzat fent servir el codi ASME, seleccionant el material adient en funció de la naturalesa dels components utilitzats en cada separació. En el cas de la nostra planta, en la qual s'utilitzen productes corrosius, com l'àcid fòrmic, s'ha decidit fer els tancs amb acer inoxidable 316L. Cal remarcar que el disseny és molt semblant als tancs anteriors i, per aquest cas, tots els dipòsits tenen el fons semiesfèric.

Taula 9. 43. Disseny mecànic dels tancs de destil·lat

	TC-202	TC-301	TC-501	TC-502	TC-503	TC-504
P (psi)	35,270	52,905	35,270	52,905	52,905	35,270
S (psi)	18800	18800	18800	18800	18800	18800
E	0,85	0,85	0,85	0,85	0,85	0,85
R (in)	37,687	45,635	33,745	32,671	32,220	32,364
t (in)	0,083	0,151	0,075	0,108	0,107	0,072
Sobressessor corrosió (in)	0,125	0,125	0,125	0,125	0,125	0,125
Gruix total (in)	0,208	0,276	0,200	0,233	0,232	0,197

Gruix total (cm)	0,529	0,702	0,507	0,593	0,589	0,499
------------------	-------	-------	-------	-------	-------	-------

9.11.3 - Càlcul del pes del recipient buit

Com en els casos anteriors, per determinar el pes dels dipòsits buits cal conèixer la el volum de la carcassa metàl·lica i multiplicar el valor per la densitat de l'acer inoxidable. Per aïllar els tancs es fa servir llana de roca, amb un gruix de 2 polzades, amb el qual es pot determinar el volum de l'aïllant i, com que es coneix la densitat, el pes d'aquest.

A continuació en la *Taula 9.44* es mostrarà els resultats obtinguts del càlcul de pes buit de totes les columnes de la planta.

Taula 9. 44. Càlcul del pes del recipient buit

	TC-202	TC-301	TC-501	TC-502	TC-503	TC-504
Vol. Intern (m³)	6,430	11,416	4,616	4,190	4,018	4,072
Vol. Extern (m³)	6,509	11,562	4,678	4,254	4,081	4,128
Vol. Carcassa (m³)	0,079	0,146	0,062	0,065	0,063	0,056
Pes Carcassa (m³)	635,91	1166,67	493,60	522,59	505,72	448,78
Espessor aïllant (m)	0,0508	0,0508	0,0508	0,0508	0,0508	0,0508
Vol. Aïllant (m³)	5,867	10,045	4,320	3,961	3,812	3,850
Pes aïllant (kg)	674,75	1155,18	496,84	455,48	438,39	442,79
Pes recipient buit (kg)	1310,66	2321,85	990,43	978,06	944,11	891,57

9.11.4 - Càlcul del pes del recipient en operació

Per calcular aquest pes cal sumar-li el pes del fluid que hi haurà dins, al pes calculat en l'apartat anterior. Per això, s'ha suposat que el líquid ocuparà un volum del 60% del total. Si es multiplica aquest volum per la densitat del fluid, es pot conèixer el pes d'aquest. La suma total correspon al pes de la columna en operació. A continuació en la *Taula 9.45* es mostraran els resultats obtinguts del pes del recipient en operació.

Taula 9. 45. Càlcul del pes en operació

	TC-202	TC-301	TC-501	TC-502	TC-503	TC-504
Vol. Líquid (m³)	3,858	6,8496	2,7696	2,5137	2,4108	2,443
Dens. Líquid (kg/m³)	868,6	835,2	908,7	714,7	919,6	1056
Pes Líquid (kg)	3351,06	5720,79	2516,74	1796,54	2216,97	2579,81
Pes recipient buit (kg)	1310,66	2321,85	990,43	978,06	944,11	891,57
Pes Operació (kg)	4661,71	8042,64	3507,17	2774,61	3161,08	3471,38

9.12 Serveis de planta

9.12.1 Introducció

En aquest apartat es determinarà els serveis de planta segons les capacitats o requisits que s'han de complir per a que es pugi donar el procés de producció. En base a aquest valors mínims del procés es determinarà o bé per model o per un sistema comercial el subministrament de la demanda de serveis requerida.

9.12.2 Caldera de Vapor

Per determinar quin tipus de caldera s'ha d'emprar, es calcularà el cabal total de vapor necessari realitzant la suma o bé del consum de vapor per cada *reboiler* i intercanviador o realitzant la suma dels kW de calor necessaris per tots els bescanviadors i *reboiler*. A continuació en la *Taula 9.46* es mostrarà els equips i el seu consum de vapor.

Taula 9. 46. Consums de vapor per diferents equips del procés de producció d'àcid fòrmic

Equip	Quantitat	Cabal vapor[kg/h]	Cabal vapor [kcal/h]
E-301	1	196	94707
E-302	1	9951	4808323
RB-202	1	8856	4279219
RB-301	1	66910	32330912
RB-501	1	43468	21003737
RB-502	1	11071	5349507
RB-503	1	3223	1557353
RB-504	1	14144	6834381
Total		157819	76258141

A partir del valor obtingut de cabal de vapor necessari per poder subministrar als equips caldrà determinar, segons el tipus de caldera , les calderes necessàries comercials.

En aquest projecte s'instal·laran i s'especificaran les calderes Bosch ZFR-X que poden produir de 18.000 a 55.000 kg/h de vapor fins a 30 bar i 235°C.

$$n^{\circ} \text{ de Calderes ZFR-X} = \frac{157819 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{55000 \frac{\text{kg}}{\text{h} \cdot \text{caldera}}} = 2,87 \sim 3 \text{ calderes}$$

9.12.3 Gas Natural

En aquest apartat es calcularà la quantitat de gas natural que s'ha d'utilitzar per poder fer la combustió de les calderes. A més també es realitzarà una estimació del preu de tot el gas natural que es consumeix en un any.

A partir dels kW de vapor totals que s'ha calculat en el apartat de Calderes de Vapor, es realitza una estimació del consum anual en kW·h.

$$1 \text{ any} \cdot \frac{300 \text{ dies}}{1 \text{ any}} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ dia}} \cdot CVp \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right] \cdot \lambda \left[\frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \right] \cdot Ft \quad \textbf{Equació 70}$$

on:

- CVp és el cabal de vapor procés.
- λ és el calor latent del vapor a la temperatura de 200°C, per compensar pèrdues de calor en les conduccions i garantir que arribi a 160°C el vapor al equips.
- Ft és el factor de funcionament de calderes, estaran enceses un 75%.

$$\begin{aligned} 1 \text{ any} \cdot \frac{300 \text{ dies}}{1 \text{ any}} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ dia}} \cdot 157819 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \cdot \frac{462,2 \text{ kcal}}{\text{kg}} \cdot \frac{4,184 \text{ kJ}}{1 \text{ kcal}} \cdot 0,75 \\ = 457358515 \text{ kW} \cdot \text{h} \end{aligned}$$

A partir de aquest valor de consum en kW·h es calcularà el volum de gas natural necessari o equivalent.

$$V_{Gas \text{ Natural}} = \frac{\text{Consum GN}}{PCS} = 457358515 \text{ kW} \cdot \text{h} \cdot \frac{1 \text{ Nm}^3}{11,7 \text{ kW} \cdot \text{h}} = 39090471 \text{ Nm}^3$$

on:

- PCS és el poder calorífic superior del gas natural.

A partir d'aquest volum de gas natural es pot calcular la seva equivalència energètica i per tant poder conèixer el preu. El valor del preu s'obté de proveïdor de gas natural, s'ha trobat el valor de 0,0407€/kW·h de gas natural a l'empresa Iberdrola.

$$Preu_{Gas\ Natural} = V_{Gas\ Natural} \cdot AE \cdot Preu \quad \text{Equació 72}$$

on:

- $V_{Gas\ Natural}$ és el volum de gas natural obtingut en Nm^3
- AE és l'aportació energètica d'un Nm^3
- $Preu$, és el preu comercial de 2016 segons el proveïdor de gas natural, en aquest cas de Iberdrola.

$$Preu_{anual} = 39090471 \, Nm^3 \cdot \frac{9500 \frac{kcal}{h}}{1 \, Nm^3} \cdot \frac{4,184 \, kJ}{kcal} \cdot \frac{1 \, h}{3600 \, s} \cdot \frac{1 \, kW}{\frac{1 \, kJ}{s}} \cdot \frac{0,0407 \, €}{1 \, kW \cdot h}$$

$$= 17.571.188 \, €$$

Aquest valor anual de gas natural es pot reduir si s'utilitza el factor de conversió proporcionar en les classes del Treball de Fi de Grau, on el preu del Nm^3 de gas natural és de 0,4 €. Amb aquest nou valor el preu anual de gas natural descendeix a 15.636.188 €.

9.12.4-Torres de refrigeració

Les torres de refrigeració són equips que permeten refredar aigua. Per al cas de la nostra planta s'han ajuntat en dos corrents, obtenint una temperatura mitjana de 59°C en cadascun d'ells. Tenint en compte que es vol arribar fins als 20°C, es realitzen salts tèrmics de 13°C per torre. Els resultats es mostren en la Taula 9.47 :

Taula 9. 47. Característiques dels tres tipus de torres emprats

	Torre 1	Torre 2	Torre 3
Te	59	46	33

ΔT	13	13	13
T_s	46	33	20

Per tant calen tres torres de refrigeració per cadascun dels corrents.

Per tal de determinar el model de torre que cal fer servir, es calcula la potència frigorífica de les torres, ja que es coneix el cabal màssic dels dos corrents.

$$Q \text{ (kW)} = m_{H_2O} \cdot C_{p_{H_2O}} \cdot \Delta T \quad \textbf{Equació 73}$$

Taula 9. 48. Potència de la sèrie de torres utilitzades

	m aigua (kg/h)	Q (kW)	Q Torre (kW)
Torres (sèrie 1)	575717.5	8690.1	9193
Torres (sèrie 2)	575717.5	8690.1	9193

S'ha escollit en els dos casos el model de torre EWB-5750 que ofereix una potència frigorífica de **9195 kW**.

9.12.4.1-Càlcul de les pèrdues per evaporació

Segons el proveïdor les torres EWB-5750 tenen unes pèrdues per evaporació de 0.0004 L/kW dissipat. Així la quantitat d'aigua evaporada es pot calcular de la manera següent:

$$M_{evap} = 0.0004 \frac{L}{kW} \cdot 8690,1 kW = \mathbf{3,482 \frac{L}{h}}$$

Càlcul de les pèrdues per arrossegament

Les pèrdues per arrossegament es poden considerar menyspreables, ja que el separador de gotes té una eficiència alta. Es consideren unes pèrdues del 0.002% del cabal circulant:

$$M_{arross} = 0.00002 \cdot 575717.5 \frac{L}{h} = 11,514 \frac{L}{h}$$

Càlcul de les pèrdues per purgues

El cabal de purgues es calcula:

$$M_{purga} = \frac{M_{arros} + M_{evap}}{CC - 1} \quad \textbf{Equació 74}$$

CC són els cicles de concentració = 3

$$M_{purga} = \frac{11,514 + 3,482}{CC - 1} = 13,255 \frac{L}{h}$$

Càlcul de l'aigua de reposició

Per determinar el cabal d'aigua que cal afegir de nou al sistema, es fa el sumatori de les pèrdues d'aigua:

$$M_{Reposició} = M_{arros} + M_{evap} + M_{purga} \quad \textbf{Equació 75}$$

$$M_{Reposició} = 3,482 \frac{L}{h} + 11,514 \frac{L}{h} + 13,255 \frac{L}{h} = 169.5 \frac{L}{h} = 0.170 \frac{m^3}{h}$$

9.12.5-Grup de Fred, *Chillers*

Per als *chillers* s'ha seguit un procediment semblant que amb les torres de refrigeració. Amb el cabal de líquid i el salt tèrmic es calcula la potència frigorífica. En funció del valor obtingut es tria l'equip de fred que pugui satisfer les necessitats.

Taula 9. 49. Característiques dels *chillers*

	Te	Ts	m aigua (kg/h)	Q (kW)	Q model (kW)
Chiller 1	20	10	485608	2819,22	1487,703
Chiller 2	20	5	40000	696,66	902

Per al primer dels casos, calen dos *chillers*, model FWS-140CS, que aporten una potència frigorífica de **1487,703 kW**, mentre que per al segon només en cal un, del model FWS-80CD, amb una potència de **902 kW**.

9.12.6 Nitrogen

Per calcular el volum de nitrogen necessari, s'ha de tindre en compte per a que es farà servir. Una part del nitrogen serà per inertitzar els tancs que continguin líquids o productes inflamables. L'altre part de nitrogen que es considera, és per realitzar un escombrat en tots els equips de planta quan es fa la posta en marxa, d'aquesta forma es "neteja" tots els equips i es crea una atmosfera inerta per quan aquests es vagin omplint.

Per tant, es considera per realitzar el càlcul de nitrogen necessari la suma de volums de tots els equips, perquè caldrà realitzar un escombratge. Però aquest escombratge es únicament per fer una prèvia neteja, quan s'omplen els equips aquest nitrogen s'anirà pel venteig o vàlvules d'alleugeriment. En el cas dels tancs, nivell d'aquest varia en funció de la demanda del procés de matèries primes o de producció de producte i, si no es subministra nitrogen es pot crear una atmosfera explosiva i a més el tanc començarà a fer el buit. És per aquesta raó que s'ha de subministrar nitrogen als tancs de forma continua, per evitar crear atmosferes explosives i per temes de disseny de tancs.

A continuació es mostrarà la taula dels equips que requeriran d'almenys d'un escombratge de nitrogen en la posta en marxa. El volum total representa aquells equips que requereixen el nitrogen per pressuritzar i inertitzar l'equip. El *stock* de nitrogen és igual a qualsevol matèria prima del procés, 7 dies+3 dies per inconvenients. Cal considerar equips com el T-105 de metàxid és una sitja diària i el seu volum s'ha de multiplicar per 7, a més també es considera una petita fracció pel magatzem de *big bags*.

Taula 9. 50. Demanda de nitrogen per equips

Nom Equip	Volum[m ³]	Quantitat	Volum _total[m ³]
T-101	114,00	2	228,00
T-105	15,00	1	150,00
T-106	16,44	1	16,44
T-401	95,00	1	95,00
T-402	88,00	2	176,00

T-501	262,00	4	1048,00
SVL	10,72	2	21,44
C-201	3,83	1	3,83
C-202	20,18	1	20,18
C-301	26,40	1	26,40
C-501	22,03	1	22,03
C-502	12,66	1	12,66
C-503	36,31	1	36,31
C-504	32,77	1	32,77
R-201	7,86	2	15,72
R-301	27,28	2	54,56
TD-202	6,43	1	6,43
TD-301	11,42	1	11,42
TD-501	4,62	1	4,62
TD-502	4,19	1	4,19
TD-503	4,02	1	4,02
TD-504	4,07	1	4,07
TP-201	20,81	1	20,81
TP-301	33,20	1	33,20
TP-302	33,20	1	33,20
TP-501	27,95	1	27,95
TP-502	12,65	1	12,65
TP-503	24,21	1	24,21

Per considerar el volum necessari cal fer el sumatori dels volums del nitrogen requerit per equip. Si es realitza aquest sumatori el resultat que s'obté és de **4248,66 m³** de nitrogen gas. Considerant que aquest nitrogen ha d'estar emmagatzemat en un tanc criogènic i per tant liquem el gas, el volum de nitrogen líquid és de **6,24 m³**. El tanc comercial de nitrogen de Linde, ja sobrepassa aquest valor i es d'aproximadament més de 10m³. Per tindre un valor del consum de nitrogen més acurat, s'hauria de considerar el cabal del venteig i la pressió de dissenys dels equips, per així conèixer la quantitat de nitrogen necessari per pressuritzar l'equip. No obstant, realitzant el càlcul "*a grosso modo*" del volum de nitrogen anterior, és considera el cabal de venteig i la pressurització.

9.12.7 Aire Comprimit

Per determinar l'aire comprimit necessari pels equips que el requereixen, com les vàlvules pneumàtiques de control ,regulació o automàtiques tipus on/off. Per tant per determinar l'aire comprimit necessari es realitzarà una estimació on el consum d'aire comprimit depèn del llaç de control o el nombre de vàlvules. Aquest valor del caudal necessari per vàlvula és de 1,5 a 3 m³/h. Es considera que per la planta, cada vàlvula o llaç requereix de mitja 2,7 m³/h. Per tant el caudal d'aire necessari és de 5023,4 m³, valor sobredimensionat un 10 % al resultat obtingut utilitzant la següent *equació*.

$$Q_{\text{aire Comprimit}} = 2,7 \cdot N \quad \text{Equació 76}$$

on:

N= numero de vàlvules pneumàtiques utilitzades

Taula 9. 51. Recompte de vàlvules pneumàtiques

Area	VCA	VA	VV	VB	
100	0	6	1	2	
200	17	0	0	31	
300	10	0	0	19	
400	0	8	0	4	
500	36	6	1	40	
700	0	0	0	2	
TOTAL	63	20	2	98	

N total = 183 vàlvules pneumàtiques

A partir del valor obtingut de cabal volumètric d'aire comprimit es selecciona un compressor comercial que s'instal·larà en l'àrea de serveis.

9.13- Disseny de les canonades

9.13.1- Càlcul del diàmetre nominal de les canonades

La distribució de qualsevol dels productes que s'obtenen a la planta es dur a terme mitjançant la connexió de canonades entre els diferents equips, per la qual cosa el diàmetre corresponent a cada una d'elles vindrà donat per la quantitat de corrent que hi circularà i l'estat en el que es trobi modificant d'aquesta manera la velocitat típica comentada a continuació.

Aleshores per tal de determinar el diàmetre nominal que tindran les canonades del procés s'ha utilitzat la *l'equació 73*

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \quad \text{Equació 77}$$

la qual aïllant el paràmetre desitjat s'ha obtingut :

$$D_i = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} \quad \text{Equació 78}$$

on :

Q= cabal que circularà per la canonada (m³/s)

v= velocitat típica del fluid (m/s)

D_i= diàmetre (m)

Un cop obtingut el valor en mil·límetres de la canonada s'ha passat a polzades utilitzant la relació i decidint a més a més sobredimensionar un 10% el valor de la canonada obtingut en polzades per tal d'evitar possibles ruptures quan hi hagi problemes en la circulació del fluid.

$$1 \text{ polzada} = 0,0254 \text{ m}$$

En quan a les velocitats típiques del fluid s'ha suposat un únic valor per la velocitat del líquid i un altre per la velocitat del gas sent aquestes de 2 m/s i de 25 m/s respectivament.

Seguint la *Figura 24*, la qual determina els diàmetres nominals típics que es poden trobar al mercat, s'ha dut a terme l'aproximació dels valors obtinguts mitjançant les equacions

anteriorment obtenint els següents resultats diferenciats en cada una de les àrees que es poden trobar a la planta de producció d'àcid fòrmic:

Diàmetre Nominal (pulg.)	Diàmetre Exterior		Diàmetre Interior		Espesor de Pared	
	(pulg.) (O.D.)	(mm)	(pulg.) (I.D.)	(mm)	(pulg.) (T)	(mm)
1/2"	0.840	21.3	0.528	13.4	0.147	3.7
3/4"	1.050	26.7	0.724	18.4	0.154	3.9
1"	1.315	33.4	0.936	23.8	0.179	4.5
1 1/4"	1.660	42.2	1.255	31.9	0.191	4.9
1 1/2"	1.900	48.3	1.476	37.5	0.200	5.1
2"	2.375	60.3	1.913	48.6	0.218	5.5
2 1/2"	2.875	73.0	2.290	58.2	0.276	7.0
3"	3.500	88.9	2.864	72.7	0.300	7.6
4"	4.500	114.3	3.786	96.2	0.337	8.6
6"	6.625	168.3	5.709	145.0	0.432	11.0
8"	8.625	219.1	7.565	192.2	0.500	12.7
10"	10.750	273.1	9.493	241.1	0.593	15.1
12"	12.750	323.9	11.294	286.9	0.687	17.4
14"	14.000	355.6	12.413	406.8	0.752	14.3
16"	16.000	406.4	14.214	361.0	0.843	21.4
18"	18.000	457.2	16.014	406.8	0.937	23.8
20"	20.000	508.0	17.814	452.5	1.031	26.2
24"	24.000	609.6	21.418	544.0	1.218	30.9

Figura 9. 24. Diàmetres nominals típics de canonades

A continuació es mostraran les diferents taules on s'especificarà el diàmetre de canonada, el cabal volumètric que circula i el material de construcció segons el corrent i àrea determinada de la planta de producció d'àcid fòrmic d'ACME CHEMICAL.

Taula 9. 52. Especificacions de canonada de l'Àrea 100

Corrent	Conducció	Cabal volumètric (m³/s)	Fluid (G/L)	D (mm)	D (in)	D sobredimensionat (in)	D nominal (in)
101	1/2"-INOX6-A-101	0,00011	L	8,22	0,323	0,356	1/2
102	1/2"-AC-B-102	0,00655	G	18,26	0,719	0,791	1
103	2"-AC-B-103	0,02750	G	37,42	1,473	1,621	2
104	2 1/2"-AC-D-104	0,06667	G	58,27	2,294	2,523	2 1/2

106	1/2"- INOX6-C- 106	0,00011	L	8,22	0,323	0,356	1/2
-----	--------------------------	---------	---	------	-------	-------	-----

Taula 9. 53. Especificacions de canonada de l'Àrea 200

Corrent	Conducció	Cabal volumètric (m³/s)	Fluid (G/L)	D (mm)	D (in)	D sobredimensionat (in)	D nominal (in)
201	1/2"-INOX6-C-201	0,00011	L	8,21	0,32	0,36	1/2
202	2"-AC-B-202	0,0275	G	37,42	1,47	1,62	2
203	2 1/2"-INOX6-C-203	0,00378	L	49,07	1,93	2,13	2 1/2
204	2 1/2"-INOX6-C-204	0,00377	L	48,97	1,93	2,12	2 1/2
205	2 1/2"-INOX6-C-205	0,00373	L	48,74	1,92	2,11	2 1/2
206	3"-INOX6-A/E-206	0,00534	L	58,33	2,30	2,53	3
207	14"-INOX6-A/E-207	1,598	G-L	285,32	11,23	12,36	14
208	1 1/2"-INOX6-E-208	0,00128	L	28,49	1,12	1,23	1 1/2
209	14"-INOX6-E-209	1,55	G	281,22	11,07	12,18	14
210	10"-INOX6-A/E-210	0,914	G+L	215,79	8,50	9,35	10
211	3/4"-INOX6-A-211	0,00035	L	14,85	0,58	0,64	3/4
212	10"-INOX6-E-212	0,876	G	211,26	8,32	9,15	10
213	12"-INOX6-E-213	0,1181	G+L	274,19	10,79	11,87	12
214	4"-PP-B/E-214	0,1165	G	77,01	3,03	3,34	4
215	1 1/2"-INOX6-E-215	0,00163	L	32,20	1,27	1,39	1 1/2
216	1 1/2"-INOX6-A/E-216	0,00163	L	32,24	1,27	1,40	1 1/2
217	2 1/2"-INOX6-A/E-217	0,00474	L	54,92	2,16	2,38	2 1/2

218	1 1/4"- INOX6-A- 218	0,00095	L	24,62	0,97	1,07	1 1/4
219	2 1/2"- INOX6-E-219	0,00376	L	48,91	1,93	2,12	2 1/2

Taula 9. 54. Especificacions de canonada de l'Àrea 300

Corrent	Conducció	Cabal volumètric (m³/s)	Fluid (G/L)	D (mm)	D (in)	D sobredimensionat (in)	D nominal (in)
301	3"-INOX6-A/E-301	0,007	L	64,69	2,55	2,80	3
302	3"-INOX6-A/E-302	0,006	L	64,15	2,53	2,78	3
303	3"-INOX6-A/E-303	0,007	L	64,56	2,54	2,80	3
304	4"-PP-A/H-304	0,013	L	90,43	3,56	3,92	4
305	4"-PP-A/H-305	0,009	L	73,83	2,91	3,20	4
306	2 1/2"-PP-E/H-306	0,005	L	55,07	2,17	2,39	2 1/2
307	14"-PP-E/H-304	1,822	G	304,66	11,99	13,19	14
308	24"-PTFE-G/H-308	5,540	G+L	531,18	20,91	23,00	24

Taula 9. 55. Especificacions de canonada de l'Àrea 400

Corrent	Conducció	Cabal volumètric (m³/s)	Fluid (G/L)	D (mm)	D (in)	D sobredimensionat (in)	D nominal (in)
401	1 1/2"-PVC-H-401	0,0015	L	31,359	1,235	1,358	1 1/2
402	3"-PVC-H-402	0,0065	L	64,331	2,533	2,786	3
403	1/2"-PTFE-G-403	0,0001	L	7,922	0,312	0,343	1/2

Taula 9. 56. Especificacions de canonada de l'Àrea 500

Corrent	Conducció	cabal volumètric (m³/s)	Fluid (G/L)	D (mm)	D (in)	D sobredimensionat (in)	D nominal (in)
501	1 1/2"-PVC-H-501	0,0018	L	34,089	1,364	1,500	1 1/2
502	6"-PP-F/G-502	0,0217	L	117,56 3	4,703	5,173	6
503	6"-PP-F/G-503	0,0178	L	106,38 3	4,255	4,681	6
504	2"-AISI6-F-504	0,0027	L	41,832	1,673	1,841	2
505	3"-AISI6-A/H-505	0,0058	L	60,779	2,431	2,674	3
506	2"-PP-A/H-506	0,0032	L	44,858	1,794	1,974	2
507	2 1/2"-AISI6-B-507	0,0037	L	48,755	1,950	2,145	2 1/2
508	2"-AISI6-E-508	0,0027	L	41,523	1,661	1,827	2
509	1/2"-INOX6-A-509	0,0001	L	7,786	0,307	0,337	1/2
510	1 1/2"-AISI6-F-510	0,0142	L	26,457	1,042	1,146	1 1/2

Per realitzar la descarrega del fòrmic als camions cisternes (corrent 510), es considera la mateixa conducció però amb una circulació del fluid líquid més turbulenta per poder realitzar descàrregues més ràpides. Segons el NTP 316/99 la descàrrega o càrrega en un camió cisterna es pot realitzar a una velocitat de 4 a 7 m/s. Però s'ha de respectar el factor diàmetre de canonada respecte velocitat de circulació, i aquest factor és de 0,5.

$$\emptyset \cdot v < 0,5$$

Equació 79

Per tant, considerant que la conducció és de 2" i que el fluid circularà a una velocitat de 5 a 7 m/s, el valor que s'obté respectivament és de 0,254 i 0,355, ambdós menors que 0,5, per tant segur i possible. Si es considera que el fluid circularà a 7 m/s, el temps de descarrega del camió cisterna, o de càrrega segons la situació, és de ~27 minuts per camió, considerant

el temps d'operació del camioner i les connexions i mesures de prevenció de riscos, un camió cisterna de 23.000 L circularà cada 40 minuts.

Per acabar, s'ha adjuntat la taula de les dimensions de l'àrea 700 (Taula 9. 57) destacant , que a part dels corrents que van cap a cada àrea (corrent 701, 702...) també s'ha adjuntat els corrents de cabal total que surten dels equips com poden ser el corrent 700, el 705 (corrent de la planta d'osmosis) i el 707 (corrent de la caldera).

Taula 9. 57. Especificacions de canonada de l'Àrea 700

Corrent	Conducció	cabal volumètric (m3/s)	Fluid (G/L)	D (mm)	D (in)	D sobredimensionat (in)	D nominal (in)
700	16"-AISI6-H-700	0,17	L	326,44	12,85	14,14	16
701	3"-AISI6-H-701	0,0075	L	69,10	2,72	2,99	3
702	10"-AISI6-H-702	0,09	L	214,57	8,45	9,29	10
703	8"-AISI6-H-703	0,067	L	184,33	7,26	7,98	8
704	13"-AISI6-H-704	0,17	L	294,38	11,59	12,75	13
705	2 1/2"-AISI6-H-705	0,0042	L	51,50	2,02	2,23	2,5
706	8"-AISI6-H-706	0,067	L	184,330	7,25	7,98	8
707	22"-AISI6-J-707	9,55	G	493,11	19,41	21,35	22

9.14– Disseny de Bombes

A continuació es mostrarà el càlcul de diferents paràmetres necessaris relacionats amb la selecció de bombes que s'instal·laran en la planta de producció d'àcid fòrmic.

Per poder qualsevol dels paràmetres, prèviament s'ha d'haver dimensionat totes les canonades del procés per poder determinar el percentatge de pèrdua de càrrega amb el cabal volumètric i la secció de pas. Per determinar la secció o el diàmetre de canonada observar el apartat *9.13 Càlcul del diàmetre nominal de les canonades*, on s'especifica el càlcul i dimensions seguint el criteri de velocitats típiques de circulació del fluid segons si és gas o líquid.

En el càlcul de dimensionament de bombes es segueix el criteri de que aquestes treballen a càrrega, és a dir, que a partir de la força de la gravetat, el fluid baixarà i circularà fins a la boca d'entrada de la bomba. Per tant, no requerirà de força d'aspiració en molts dels casos i, en els casos on hi hagi aquest alçat abans de la bomba, es considera que la bomba farà el treball d'aspiració. Per altra banda, considerant que aquest tram d'aspiració és molt curt i pràcticament no hi ha molts colzes o vàlvules, es disminueixen les pèrdues de càrrega i fricció en l'aspiració.

9.14.1- Càlcul d'alçada acumulada

Les primeres pèrdues de càrrega que es consideren són les de la canonada, emprant la *Figura 9.25* proporcionat per l'empresa comercial Previa S.L, que és una empresa relacionada amb bombes de buit i bombes centrífugues.

TABLA DE PERDIDAS DE CARGA																										
Pérdida de carga Pc en m. manométricos por cada 100 m. de tubería nueva de hierro fundido																										
Velocidad V del líquido en la conducción en metros/segundo																										
Caudal	m³/h	Diámetro interior en mm.																								
		25	32	40	50	60	70	80	90	100	125	150	175	200	225	250	275	300	350	400	450	500	600	700		
3	Pc %	17	6	1.6	0.54	0.25	0.13	0.06	0.03	0.02																
	Vm/s	1.70	1.03	0.67	0.43	0.29	0.22	0.16	0.13	0.10																
6	Pc %		24	6	2	0.9	0.43	0.21	0.13	0.08	0.026															
	Vm/s		2.06	1.34	0.85	0.58	0.44	0.32	0.26	0.20	0.13															
9	Pc %			12.5	4.3	1.32	0.9	0.46	0.25	0.15	0.06															
	Vm/s			2.08	1.8	0.89	0.65	0.5	0.39	0.32	0.20															
12	Pc %			20	7	3.2	1.5	0.75	0.44	0.25	0.09	0.03														
	Vm/s			2.76	1.76	1.19	0.88	0.67	0.53	0.43	0.27	0.18														
15	Pc %				12	5.2	2.4	1.25	0.7	0.42	0.15	0.06														
	Vm/s				2.2	1.49	1.1	0.87	0.66	0.54	0.34	0.24														
18	Pc %				17	7	3.5	1.7	1	0.6	0.2	0.08														
	Vm/s				2.64	1.78	1.3	1	0.78	0.64	0.4	0.28														
21	Pc %				22	8.8	4.2	2.2	1.3	0.75	0.26	0.1	0.05													
	Vm/s				3.35	2.08	1.54	1.17	0.93	0.75	0.48	0.32	0.24													
24	Pc %					12	5.7	3	1.7	1	0.36	0.14	0.07													
	Vm/s					2.38	1.76	1.34	1.06	0.86	0.54	0.36	0.28													
27	Pc %					14	7	3.5	2	1.25	0.42	0.17	0.08													
	Vm/s					2.7	1.97	1.45	1.17	0.96	0.6	0.42	0.31													
30	Pc %					17	8.2	4.2	2.5	1.5	0.5	0.2	0.09													
	Vm/s					2.98	2.2	1.74	1.32	1.08	0.68	0.48	0.34													
36	Pc %					25	12	6.3	3.5	2	0.75	0.3	0.14	0.07												
	Vm/s					3.58	2.63	2	1.58	1.28	0.82	0.57	0.42	0.32												
42	Pc %						16	8.5	4.5	2.7	0.85	0.33	0.18	0.08												
	Vm/s						3.07	2.34	1.85	1.5	0.96	0.66	0.48	0.37												
48	Pc %						21	10	6	3.6	1.2	0.45	0.22	0.12	0.06											
	Vm/s						3.51	2.68	2.12	1.72	1.08	0.72	0.56	0.43	0.34											
54	Pc %						25	13.5	7.6	4.5	1.5	0.55	0.28	0.14	0.08											
	Vm/s						3.94	3	2.34	1.92	1.2	0.84	0.63	0.48	0.38											
60	Pc %							16	9	5.5	1.8	0.7	0.33	0.17	0.1											
	Vm/s							3.32	2.64	2.16	1.36	0.96	0.68	0.53	0.42											
75	Pc %						24	14	8	2.76	1	0.49	0.24	0.14	0.08											
	Vm/s						4.17	3.31	2.68	1.72	1.18	0.87	0.67	0.53	0.43											
90	Pc %							20	12.5	3.8	1.45	0.74	0.36	0.2	0.14	0.08										
	Vm/s							3.97	3.24	2.04	1.44	1.02	0.8	0.63	0.51	0.42										
105	Pc %							26	16.5	5.3	1.95	0.9	0.47	0.27	0.16	0.1										
	Vm/s							4.6	3.74	2.41	1.66	1.22	0.93	0.74	0.59	0.49										
120	Pc %								21.5	6.9	2.6	1.2	0.61	0.36	0.2	0.14	0.08									
	Vm/s								4.31	2.72	1.93	1.35	1.06	0.84	0.68	0.56	0.47									
135	Pc %								26	9	3.3	1.5	0.76	0.45	0.25	0.17	0.1									
	Vm/s								4.81	1.07	2.13	1.56	1.19	0.95	0.76	0.63	0.53									
150	Pc %									11	4	1.9	0.95	0.55	0.3	0.21	0.12	0.06								
	Vm/s									3.44	2.36	1.74	1.34	1.05	0.86	0.70	0.59	0.43								
165	Pc %									13	4.7	2.2	1.13	0.65	0.37	0.24	0.15	0.08								
	Vm/s									3.75	2.61	1.91	1.46	1.15	0.94	0.77	0.65	0.48								
180	Pc %									15.2	5.5	2.6	1.3	0.76	0.43	0.29	0.18	0.09								
	Vm/s									4.09	2.83	2.08	1.59	1.26	1.02	0.84	0.71	0.52								
210	Pc %									21	7.4	3.5	1.8	1.1	0.6	0.37	0.24	0.12	0.06							
	Vm/s									4.70	3.32	2.43	1.86	1.49	1.19	0.98	0.82	0.61	0.47							
240	Pc %										9.4	4.3	2.3	1.3	0.75	0.48	0.3	0.15	0.08							
	Vm/s										3.78	2.77	2.12	1.68	1.36	1.12	0.95	0.69	0.53							
270	Pc %										12	5.5	2.8	1.62	0.9	0.58	0.35	0.18	0.09							
	Vm/s										4.26	3.13	2.39	1.90	1.53	1.26	1.07	0.78	0.59							
300	Pc %										14	7.5	3.4	2	1.1	0.74	0.46	0.22	0.11	0.07						
	Vm/s										4.75	3.47	2.66	2.10	1.71	1.40	1.18	0.86	0.67	0.53						
360	Pc %											9	4.7	2.8	1.6	1	0.65	0.32	0.16	0.09	0.05					
	Vm/s											4.15	3.17	2.53	2.04	1.68	1.41	1.04	0.79	0.63	0.51					
420	Pc %											11.6	6.2	3.5	2	1.3	0.82	0.41	0.21	0.12	0.07	0.03				
	Vm/s											4.86	3.72	2.94	2.37	1.96	1.64	1.22	0.94	0.76	0.59	0.41				
480	Pc %												8.5	4.9	2.9	1.9	1.2	0.6	0.3	0.17	0.09	0.04				
	Vm/s												4.24	3.36	2.72	2.24	1.90	1.38	1.06	0.84	0.69	0.47				
540	Pc %												11	6.5	3.7	2.35	1.52	0.75	0.38	0.22	0.12	0.05				
	Vm/s												4.78	3.80	3.06	2.52	2.13	1.56	1.19	0.94	0.76	0.53				
600	Pc %													12.2	7.4	4.3	2.7	1.7	0.9	0.45	0.25	0.13	0.055			
	Vm/s													5.30	4.20	3.40	2.81	2.36	1.73	1.34	1.06	0.86	0.61			
Las PERDIDAS DE CARGA producidas por los accesorios se calculan considerándolos como equivalentes a las siguientes longitudes de tubería:																										
Válvulas de pie Como 15 m. t.																										
Válvulas de retención Como 10 m. t.																										
Válvulas de compuerta Como 5 m. t.																										
Curvas, codos (90°) Como 5 m. t.																										
Para tuberías que no sean de hierro fundido recomendamos multiplicar los valores de las PERDIDAS DE CARGA obtenidos en la TABLA por los siguientes coeficientes:																										
Tuberías de hierro forjado 0.76																										
Tuberías de acero sin soldadura 0.76																										
Tuberías de fibro-cemento 0.80																										
Tuberías de cemento (par. lisas) 0.80																										
Tubería de gres 1.17																										
Tubería forjada muy usada 2.10																										
Tubería de hierro con paredes muy rugosas 3.60																										
Diámetro tubería impulsión recomendable (mm.)																										
Diámetro tubería aspiración recomendable (mm.)																										

Diámetro tubería impulsión recomendable (mm.)

Diámetro tubería aspiración recomendable (mm.)

Figura 9.25. Taula de pèrdues de càrrega per diferents diàmetres de canonada

Com es pot observar en la *Figura 9.25*, aquesta proporciona el percentatge de pèrdua de càrrega segons el cabal i el diàmetre intern de la canonada, a més del percentatge afegit en el cas de no ser de ferro forjat, que es pot veure en la part inferior de la figura. També es pot realitzar una aproximació de les pèrdues de càrrega segons els accessoris que s'utilitzin, és a dir, que serveix per fer una petita aproximació de longitud de canonades de la planta i verificar les calculades en el apartat de canonades.

Una vegada s'obté el percentatge, s'ha de calcular aproximadament l'alçada acumulada, per així poder determinar el tipus de bomba que s'adapta a les necessitats del procés. Per determinar l'alçada acumulada s'empra la següent equació.

$$H_{acumulat} = H_{total} + (L + 5 \cdot C + 10 \cdot V) \cdot \frac{P(\%)}{100} \quad \text{Equació 80}$$

on:

- H_{total} és la diferència d'alçades entre el tram d'aspiració i el d'impulsió.
- L és la longitud del tram recte de canonada.
- C és el nombre de colzes per a 5 m.
- V és el número de vàlvules per 10 m.
- P és el percentatge de pèrdua de càrrega establert en la *Figura 9.25* en (%).

Amb aquest càlcul es donarà una aproximació fiable de l'alçada acumulada, amb aquest valor i el cabal volumètric es podrà escollir una bomba comercial. Per escollir la bomba, s'utilitzen els gràfics que proporciona la pròpia empresa. Amb l'ajuda del cursor, es seleccionarà la alçada acumulada i el cabal de la bomba i la pàgina et reconduirà als gràfics de potència, rendiment i NPSH requerit, on es podran llegir aquestes dades de la bomba seleccionada. A continuació es mostren les gràfiques comentades.

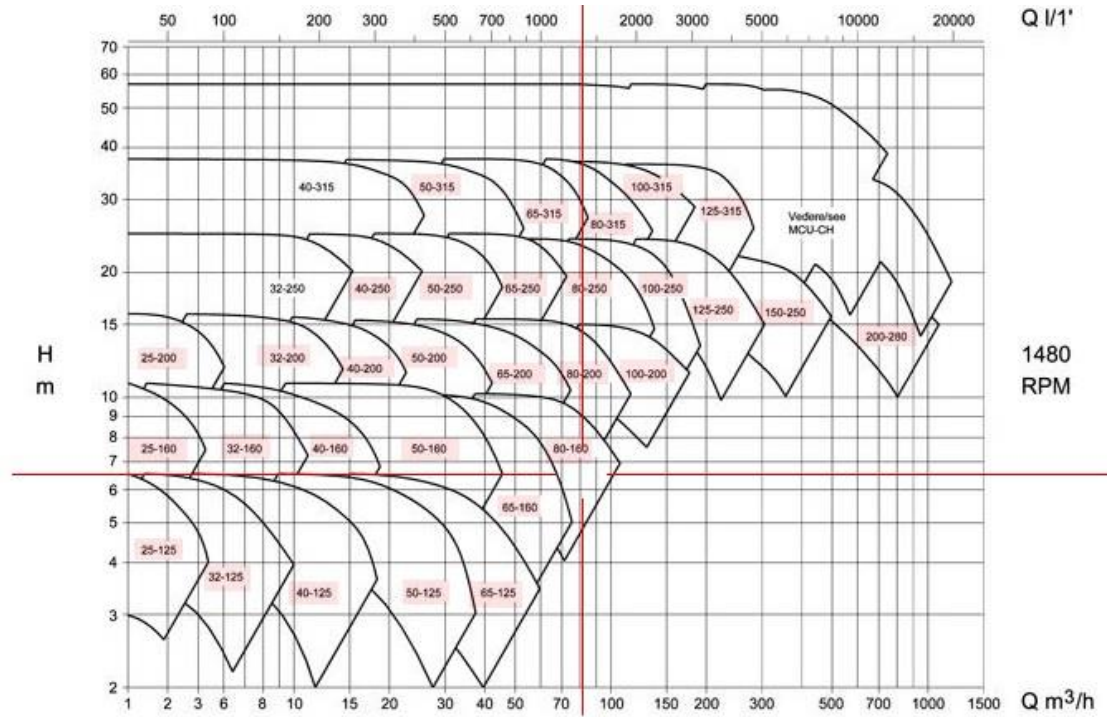


Figura 9.25 Gràfic de selecció de bombes del web pompetravaini.it

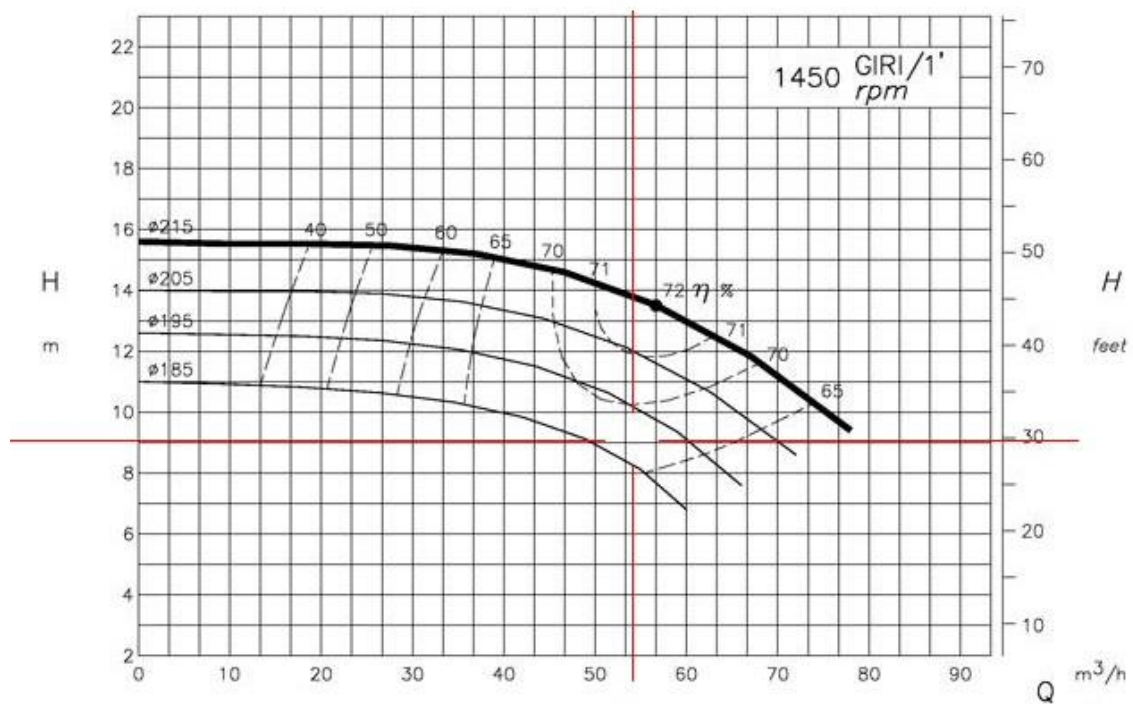


Figura 9.26 Gràfic de rendiment de la bomba seleccionada

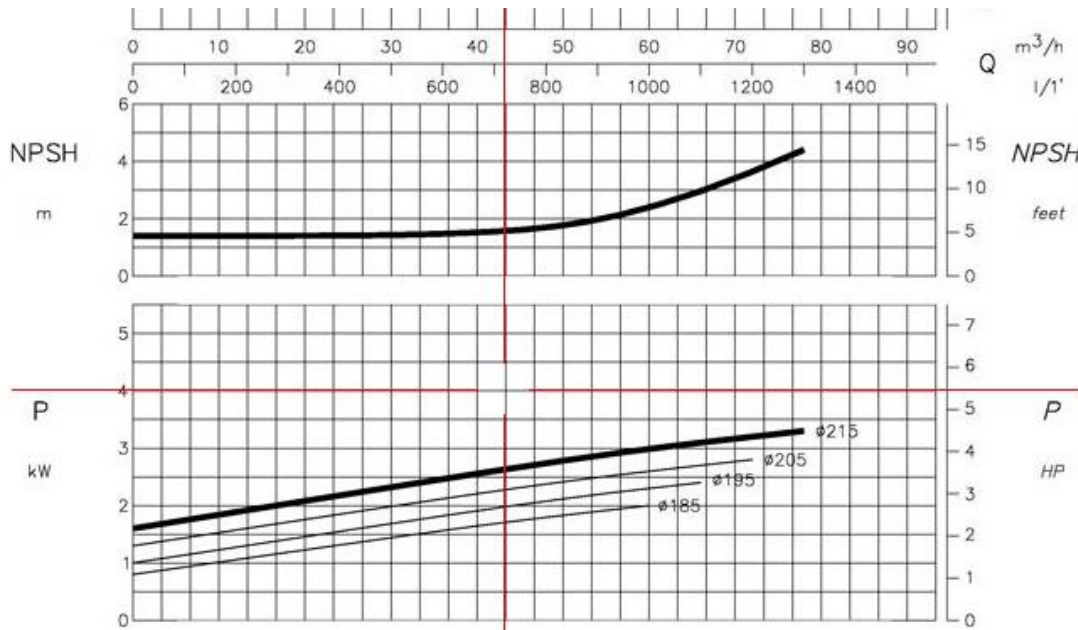


Figura 9.27 Gràfic de selecció de potència i NPSH requerit de la bomba seleccionada

9.14.2- Potència de la bomba

Per poder determinar d'una forma fiable la potència de la bomba, s'emprarà la següent equació, on es sobredimensionarà un 20% de la potencia obtinguda per garantir el funcionament d'aquesta bomba i evitar problemes en cas de fluctuacions de cabals.

$$P(kW) = \frac{H_{acumulada} \cdot Q \cdot \rho}{270 \cdot \eta} \cdot 1,2 \quad \text{Equació 81}$$

on:

- $H_{acumulada}$ és l'alçada acumulada determinada anteriorment.
- Q és el cabal volumètric
- ρ és la densitat del fluid que circula.
- η és el rendiment de la bomba en (%)

9.14.3- Càlcul del NPSH

En aquest apartat es realitzarà el càlcul del NPSH(Net Positive Suction Head) disponible, ja que en totes les bombes s'ha de complir que el $NPSH_{disponible} > NPSH_{requerit}$. Amb aquest valor es podrà conèixer quantitativament la proximitat de que la bomba pugui cavitat. Les causes de que una bomba pugui cavitat poden ser que hi hagi un augment en la pèrdua de

càrrega en la canonada d'aspiració, això es pot donar en el cas d'obstrucció de la canonada o filtres ó pel funcionament de la bomba. Una altre causa de cavitació és el augment de pressió de vapor del líquid al augmentar la seva temperatura i, per últim, una altre causa de cavitació seria diferencia d'alçada en aspiració.

Per calcular el NPSH disponible s'emprarà la següent equació:

$$NPSH_{disponible} = H_{total} + \frac{1}{g} \cdot \left(\frac{P_1 - P_v}{\rho} + \frac{v^2}{2} \right) - e_v \quad \textbf{Equació 82}$$

on :

- g és la gravetat.
- P_1 és la pressió del fluid en la canonada.
- P_v és la pressió de vapor del fluid.
- v és la velocitat del fluid.
- e_v és la pèrdua de càrrega establerta en aquella canonada.