



11. MANUAL DE CÀLCULS

TAGO CHEMICALS S.A.
Engineering Solutions

“La ciencia puede divertirnos y fascinarnos, pero es la ingeniería la que cambia el mundo”

11. Manual de càlculs

11- Manual de càlculs

11.1	INTRODUCCIÓ	4
11.2	DISSENY DE TANCS I CUBETES.....	5
11.2.1	CONSIDERACIONS DE DISSENY.....	5
11.2.2	DISSENY DE TANCS D'ÀCID FLUORHÍDRIC.....	9
11.2.3	DISSENY DE TANCS DE TETRACLORUR DE CARBONI	12
11.2.4	DISSENY DE TANCS DE FREON-13.....	16
11.2.5	DISSENY DE TANCS D'ÀCID CLORHÍDRIC	21
11.3	DISSENY DE BESCANVIADORS DE CALOR.....	24
11.3.1	CONSIDERACIONS DE DISSENY	24
11.3.2	EXEMPLE DE DISSENY	28
11.4	DISSENY DEL REACTOR R-201.....	38
11.4.1	CONSIDERACIONS DE DISSENY.....	38
11.4.2	BALANÇ DE MATÈRIA	40
11.4.3	BALANÇ D'ENERGIA.....	42
11.4.4	PROCÉS D'ESCALAT.....	44
11.4.5	PÈRDUA DE CÀRREGA.....	46
11.5	DISSENY DEL REACTOR MULTITUBULAR CATALÍTIC R-401	47
11.5.1	CONSIDERACIONS DE DISSENY	47
11.5.2	DADES INICIALS DE DISSENY I BALANÇ DE MATÈRIA	48
11.5.3	CATALITZADOR	49
11.5.4	PROCÉS D'ESCALAT.....	50
11.5.5	BALANÇ D'ENERGIA I SISTEMA DE REFRIGERACIÓ	54
11.5.6	PÈRDUA DE PRESSIÓ AL REACTOR	63
11.5.7	DISSENY MECÀNIC.....	63
11.5.7.1	Disseny mecànic de tubs	63

11. Manual de càlculs

11.5.7.2 Disseny mecànic de carcassa	65
11.5.7.3 Disseny mecànic del fons i capçal del reactor.....	66
11.5.8 ALÇADA, ÀREA, VOLUM, PES BUIT I PLE.....	68
11.6 DISSENY DE LES COLUMNES DE DESTIL·LACIÓ	71
11.6.1 CONSIDERACIONS DE DISSENY	71
11.6.2 MÈTODE DE DISSENY.....	73
11.6.3 ESTRUCTURA INTERNA DE LA COLUMNA	81
11.7 DISSENY DE LA COLUMNA D'ABSORCIÓ D'ÀCID CLORHÍDRIC A-301	85
11.7.1 CONSIDERACIONS DE DISSENY	85
11.7.2 MÈTODE DE DISSENY.....	86
11.7.3 BALANÇ D'ENERGIA.....	90
11.7.4 CAMISA DE REFRIGERACIÓ	93
11.8 DISSENY DEL SCRUBBER S-301	96
1.8.1 CONSIDERACIONS DE DISSENY	96
1.8.2 EXEMPLE DE CàLCUL	98
11.9 DISSENY DE LA TORRE DE REFRIGERACIÓ.....	101
11.10 EQUIP DE FRED	102
11.11 CALDERA DE VAPOR	104
11.12 SERVEI DE NITROGEN	105
11.13 DISSENY DE CANONADES.....	106
11.14 DISSENY DE BOMBES	107

11. Manual de càlculs

11.15	DISSENY DE COMPRESSORS	110
--------------	-------------------------------------	------------

11. Manual de càlculs

11.1 INTRODUCCIÓ

En el manual de càlculs es mostren els passos i les consideracions que s'ha usat a l'hora del disseny dels equips que hauran de ser instal·lats a la planta.

El càlcul de tals equips s'ha realitzat mitjançant diferents procediments, mètodes, patents i bibliografia addicional, els quals es van referenciant en els respectius apartats.

Pel que fa al disseny mecànic dels equips a pressió s'ha utilitzat el codi ASME (American Society of Mechanical Engineers).

11. Manual de càlculs

11.2 DISSENY DE TANCS I CUBETES

11.2.1 CONSIDERACIONS DE DISSENY

Per al disseny dels tancs es segueix en tots els casos el codi ASME per a tancs a pressió. En cada tanc s'especificarà quins tipus de capçal s'han utilitzat, així com la seguretat; per a cada tanc també ha estat dissenyat segons la MIE-APQ i la NTP-342.

Els tancs de mescla es calculen de mateixa manera que els tancs per a l'emmagatzematge de les substàncies químiques presents en la planta. El seu disseny es realitza de manera que tingui un "temps de residència" de 3 hores per el tanc M-201 i 2 hores per al M-401.

Els tancs han estat dissenyats per a que tinguin una capacitat d'emmagatzematge suficient per a una autonomia de 7 dies, tant per els tancs de productes com els tancs de reactius, ja que s'ha cregut necessari per possibles contratemps en l'àrea de càrrega i descàrrega.

El material de disseny es el AISI 316L, el qual és ideal per a les aplicacions que es necessiten, tant de temperatura com resistència. L'AISI 316L és un acer inoxidable que té una composició Fe/Cr/Ni/Si, el seu nom específic és SA-240.

Les propietats del acer per als càlculs s'han tret del propi codi ASME:

Taula 11.2.1 Propietats AISI 316L.

Maximum allowable Stress Values °F not exceeding	
T [°F]	Tensió màxima admissible (S) [ksi]
-20 to 100	15,7
200	15,7
300	15,7
400	15,5
Mòdul d'elasticitat E [psi]	
27992283,38	

Com a mesura de seguretat s'han sobredimensionat els valors de temperatura, volum, i pressió.

11. Manual de càlculs

o Temperatura

Per seguretat la temperatura de disseny serà 20 graus superior a la temperatura de operació

$$T_d = T_t + 20 \quad (\text{eq. 11.2.1.1})$$

o Volum

El volum de disseny serà un 20% el volum necessari per tal de deixar un espai buit al tanc, ja que aquests no poden superar el 80% d'ocupació.

$$V_d = V_n \cdot 1,2 \quad (\text{eq. 11.2.1.2})$$

o Pressió

Al igual que amb el volum, la pressió de disseny és un 20% major que la pressió d'operació

$$P_d = P_t \cdot 1,2 \quad (\text{eq. 11.2.1.3})$$

Per als tanc de HF i de HCl 30% es col·loca una capa de tefló per evitar la corrosió ja que són dos compostos agressius per al AISI 316L. Per a decidir quin és aquest espessor es busca quina és la pèrdua de material per any, la corrosió de HF és de $0,12 \text{ mm/any}$, per tant es decideix una vida de 8 anys per al tanc, d'aquesta manera la pel·lícula de tefló necessària sigui d'1 mm.

Per fer el disseny cal considerar quin tipus de soldadura s'aplica i quin tipus de radiografiat tindrà, per assegurar una eficàcia de soldadura, en el nostre cas s'escull un radiografiat parcial després d'una soldadura doble, és a dir, una soldadura per ambdós costats de la lamina. El factor de soldadura es 0,85 segons es veu a la figura 11.2.1.

11. Manual de càlculs

EFICIENCIA DE SOLDADURAS VALORES DE "E"		NORMAS		
TIPOS DE UNIONES NORMA UW-12		EFICIENCIA DE LA UNION CUANDO LA JUNTA ESTA RADIOGRAFIADA		
		AL 100 %	POR PUNTOS	SIN
	SOLDADURA A TOPE UNIDA CON SOLDADURA POR AMBOS LADOS, O BIEN POR OTRO METODO CON LO CUAL SE OBTENGA LA MISMA CALIDAD DEL METAL DE APOORTE EN AMBOS LADOS DE LA SUPERFICIE SOLDADA. SI SE USA LA SOLERA DE RESPALDO, DEBERA QUITARSE DESPUES DE APLICAR LA SOLDADURA Y ANTES DE RADIOGRAFIAR.	1.00	0.85	0.70
	SOLDADURA SIMPLE A TOPE CON SOLERA DE RESPALDO LA CUAL PERMANECERA EN EL INTERIOR DEL RECIPIENTE.	0.90	0.80	0.65
	UNION SIMPLE POR UN SOLO LADO SIN SOLERA DE RESPALDO	---	---	0.60
	UNION TRASLAPADA CON DOBLE FILETE	---	---	0.55
	UNION TRASLAPADA CON FILETE SENCILLO Y TAPON DE SOLDADURA	---	---	0.50
	UNION TRASLAPADA CON FILETE SENCILLO SIN TAPON DE SOLDADURA	---	---	0.45

Figura 11.2.1 Valors d'eficiència de soldadura

o Venteig

S'ha fet un estudi per determinar quina és la quantitat de líquid, o vapor que caldria alleujar si hi hagués una sobrepressió o fuga, d'aquesta manera s'aconsegueix el valor necessari per al dimensionament de la vàlvula, per tal de trobar el valor de l'àrea s'han usat dos mètodes, el balanç energètic del tanc, o també s'ha fet a partir de les formules i taules de NTP-342, i MIE-APQ-1.

Tal com diu la Nota Técnica de Prevención el primer pas és el càlcul de l'àrea humida, que és l'àrea que es veuria exposada a un foc.

11. Manual de càlculs

Valors d'àrea humida:

- o El 55 % de la superfície total d'una esfera.
- o El 75 % de l'àrea total d'un dipòsit horitzontal.
- o Els 10 primers metres per sobre del sòl d'un tanc vertical, sense contar la part de superfície que es troba en contacte amb el terra.

Segons l'àrea humida es calcularà el calor que rebria la superfície del tanc si hi hagués un foc, en la formula del calor rebut, hi ha un factor adimensional que serà de valor 1 a no ser que es compleixi alguna de les següents condicions:

- o $F=0,5$ S'hi ha drenatge allunyat o un cubeto a distància i la superfície humida és superior a 20 m^2 .
- o $F=0,3$ Si existeix un sistema de polvorització d'aigua fix i automàtic per a la prevenció d'incendis i cubeto a distància.
- o $F = 0,3$ Aïllament que no es veu afectat per el foc ni per un doll d'aigua amb una conductivitat tèrmica màxima a $900 \text{ }^{\circ}\text{C}$ de $83,75 \text{ KJ}/(\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot\text{K}) = 20 \text{ KCal}/(\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot\text{K})$.
- o $F = 0,15$ Aïllament igual al cas anterior i sistema de polvorització d'aigua fix i automàtic.

A partir del calor rebut, es pot determinar el valor de cabal que caldria ventejar a partir de la formula. Un cop determinat el cabal necessari a ventejar es pot procedir al càlcul de l'àrea equivalent que cal que tingui l'element de seguretat.

Per seguretat cal fer l'estudi sismogràfic i l'acció del vent sobre les parets dels tancs verticals, en concrets nomes es realitza l'estudi sobre el tanc més alt, ja que al realitzar-lo es veu que no és necessari considerar l'acció del vent. L'acció sismogràfica és menyspreable ja que en els registres històrics no hi ha cap registre de sisme a la zona propera a la ubicació de la planta.

11. Manual de càlculs

11.2.2 DISSENY DE TANCs D'ÀCID FLUORHÍDRIC

L'àcid fluorhídric que s'usa és anhidre, és a dir, no té cap traça d'aigua, per l'emmagatzemat s'aplica pressió de manera que es pot emmagatzemar en fase líquida, les condicions a les quals s'ha de treballar i per tant dissenyar són de 3 atm de pressió i 20 graus de temperatura.

o Volum

$$V_{teo} = \frac{950 \frac{Kg}{h} \cdot 24 \frac{h}{dia} \cdot 7 dia}{968,50 \frac{Kg}{m^3}} = 164,79 m^3 HF 7 dies \quad (eq. 11.2.2.1)$$

$$V_d = 164,79 m^3 \cdot 1,2 = 197,75 m^3 \approx 200 m^3 \quad (eq. 11.2.2.2)$$

o Dimensions del tanc

Per tal de complir amb els 200 m³ es dissenyaran tres tancs de 75 m³ cada un.

$$h_t \geq 2 \cdot D_i \quad (eq. 11.2.2.3)$$

$$V_t = 75 m^3 = \pi \cdot \left(\frac{D_i}{2}\right)^2 \cdot 3,5 \cdot D_i \Rightarrow D_i = 3 m \quad (eq. 11.2.2.4)$$

$$h_t = 3,5 \cdot 3 = 10,5 m \quad (eq. 11.2.2.5)$$

$$V_r = \pi \cdot 1,5^2 \cdot 10,5 = 74,22 m^3 \quad (eq. 11.2.2.6)$$

$$\% ocupació = \frac{\frac{164,79 m^3}{3 tancs}}{74,22 m^3} \cdot 100 = 74\% ocupat \quad (eq. 11.2.2.7)$$

o Càlcul de pressions:

Per determinar la pressió de disseny, s'ha de conèixer la pressió que farà el líquid sobre les parets del tanc, com és un tanc horitzontal s'usa el mètode de Poddar per tal de conèixer la alçada del líquid dins del tanc. Com no coneixem l'alçada del líquid, però si el volum del tanc, apliquem un mètode iteratiu per tal de conèixer la alçada.

Cal tenir unes consideracions per tal d'aplicar el mètode:

$$A=B=D$$

$$\Phi=h/D$$

11. Manual de càlculs

$$P=D/b$$

$$b=R-R/3$$

$$V_t = h \cdot L \cdot D \cdot K_1 + (2 \cdot h^3) \cdot \frac{K_2}{P} \quad (eq. 11.2.2.8)$$

$$55 = h \cdot 10,5 \cdot 3 \cdot K_1 + (2 \cdot h^3) \cdot \frac{K_2}{1,66} \Rightarrow \quad (eq. 11.2.2.8)$$

$$\Rightarrow h = 1,75m \rightarrow \emptyset = 0,58 \rightarrow \begin{cases} K_1 = 0,814 \\ K_2 = 1,66 \end{cases} \Leftrightarrow V_t = 55,6 m^3 \quad (eq. 11.2.2.9)$$

$$\Delta P_i = 1,75 m \cdot 968,5 \frac{Kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{m^2}{s} \cdot \frac{1 atm}{101325 Pa} = 0,16 atm \quad (eq. 11.2.2.10)$$

$$P_t = \Delta P_i + P_o + P_{atm} = 4,16 atm \quad (eq. 11.2.2.11)$$

$$P_d = 1,2 \cdot 4,16 = 4,996 \approx 5 atm \quad (eq. 11.2.2.12)$$

O Gruixos

$$T_d = 30 + 20 = 50 ^\circ C \quad (eq. 11.2.2.13)$$

$$\begin{aligned} \tau_{cos} &= \frac{P_d \cdot R}{S \cdot F_s - 0,6 \cdot P_d} = \\ &= \frac{5 atm \cdot \frac{14,6 psi}{1 atm} \cdot 1,5m \cdot \frac{39,37 inch}{1 m}}{15600 psi \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 5 atm \cdot \frac{14,6 psi}{1 atm}} \cdot 25,4 \frac{mm}{inch} = 8,33 mm \quad (eq. 11.2.2.14) \end{aligned}$$

Com no hi ha xapes de 8,33 mm, el que es fa, es demana una xapa de grossor major per a la construcció de la carcassa, el gruix següent és de 10 mm, i és l'escollida per a la construcció del cos.

$$\begin{aligned} \tau_{caps} &= \frac{P_d \cdot D}{2 \cdot S \cdot F_s - 0,2 \cdot P_d} = \\ &= \frac{5 atm \cdot \frac{14,6 psi}{1 atm} \cdot 3m \cdot \frac{39,37 inch}{1 m}}{2 \cdot 15600 psi \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 5 atm \cdot \frac{14,6 psi}{1 m}} \cdot 25,4 \frac{mm}{inch} \\ &= 8,3 mm \quad (eq. 11.2.2.15) \end{aligned}$$

Igual que abans el gruix dels caps s'agafa del gruix estàndard immediatament superior al calculat, 10 mm.

11. Manual de càlculs

O Pesos

$$\begin{aligned}
 W_{cos} &= (V_{ext} - V_{int}) \cdot \rho_{mat} = \\
 &= \left[\pi \cdot \left(\frac{3,02m}{2} \right)^2 \cdot 10,5m - \pi \cdot \left(\frac{3m}{2} \right)^2 \cdot 10,5m \right] \cdot 7930 \frac{Kg}{m^3} = \\
 W_{cos} &= 7873,69 Kg \quad (eq. 11.2.2.16)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_{cap} &= (V_{ext} - V_{int}) \cdot \rho_{mat} \\
 &= \left[\frac{4 \cdot \pi}{3} \cdot \left(\frac{3,02m}{2} \right)^2 \cdot 1,8m - \frac{4 \cdot \pi}{3} \cdot \left(\frac{3m}{2} \right)^2 \cdot 1,8m \right] \cdot 7930 \frac{Kg}{m^3} = \\
 W_{caps} &= 1799,70 Kg
 \end{aligned}$$

$$W_{eq} = 2 \cdot 1799,70 Kg + 7873,69 Kg = 9673,39 Kg \quad (eq. 11.2.2.17)$$

O Venteig

El venteig per als tancs a pressió es calcula a partir del balanç d'energia.

$$\begin{aligned}
 A_h &= 0,75 \cdot \left\{ \left[\pi \cdot 10,5 \cdot \left(\frac{3,02}{2} \right)^2 \right] + 2 \cdot \left[2 \cdot \pi \cdot \left(\frac{3,02}{2} \right)^2 \right] \right\} = 77,3 m^2 \\
 Q &= 139,7 \cdot F \cdot A_h^{0,82} \cdot 10^3 = 2481816,57 \frac{KJ}{h} \quad (eq. 11.2.2.18)
 \end{aligned}$$

On F=0,5

$$Q_v = \frac{Q}{L} = 1434,34 \frac{Kg}{h} \text{ de vapor} \quad (eq. 11.2.2.19)$$

$$\begin{aligned}
 A_v &= \frac{\frac{Q_v}{3600}}{\sqrt{2}} \cdot \sqrt{\frac{\rho}{1,25 \cdot P_s - P_b}} = 0,013m^2 \Rightarrow \\
 &\Rightarrow \Phi v = 13,34 cm
 \end{aligned}$$

11. Manual de càlculs

11.2.3 DISSENY DE TANCS DE TETRACLORUR DE CARBONI

El tetraclorur de carboni és un dels reactius dins del procés, es compra pur, i és un component líquid a temperatura i pressió ambient.

o Volum

$$V_{teo} = \frac{2233 \frac{Kg}{h} \cdot 24 \frac{h}{dia} \cdot 7 dia}{1579 \frac{Kg}{m^3}} = 237,58 m^3 HF \text{ per 7 dies} \quad (eq. 11.2.3.1)$$

$$V_d = 237,58 m^3 \cdot 1,2 = 285 m^3 \quad (eq. 11.2.3.2)$$

o Dimensions del tanc

Per tal de complir amb els $300 m^3$ es dissenyaran tres tancs de $100 m^3$ cada un.

$$h_t \geq 2 \cdot D_i \quad (eq. 11.2.3.3)$$

$$V_t = 100 m^3 = \pi \cdot \left(\frac{D_i}{2}\right)^2 \cdot 2 \cdot D_i \Rightarrow D_i = 3,99 m \approx 4 m \quad (eq. 11.2.3.4)$$

$$h_t = 2 \cdot 4 = 8 m \quad (eq. 11.2.3.5)$$

$$V_r = \pi \cdot 2^2 \cdot 8 = 100,5 m^3 \quad (eq. 11.2.3.6)$$

$$\% ocupació = \frac{\frac{237,58 m^3}{3 \text{ tancs}}}{100,5 m^3} \cdot 100 = 79\% ocupat \quad (eq. 11.2.3.7)$$

o Càlcul de pressions

$$h = \frac{\frac{237,58 m^3}{3}}{\pi \cdot \left(\frac{4}{2}\right)^2} = 6,3 m \quad (eq. 11.2.3.8)$$

$$\Delta P_i = 6,3 m \cdot 9,81 \frac{m^2}{s} \cdot 1579 \frac{Kg}{m^3} \cdot \frac{1 atm}{101325 Pa} = 0,96 atm \quad (eq. 11.2.3.9)$$

$$P_t = \Delta P_i + P_o + P_{atm} = 2,96 atm \approx 3 atm \quad (eq. 11.2.3.10)$$

$$P_d = 1,2 \cdot 3 = 3,6 atm \quad (eq. 11.2.3.11)$$

11. Manual de càlculs

O Gruixos

$$T_d = 30 + 20 = 50 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (\text{eq. 11.2.3.12})$$

$$\begin{aligned} \tau_{cos} &= \frac{P_d \cdot R}{S \cdot F_s - 0,6 \cdot P_d} = \\ &= \frac{3,6 \text{ atm} \cdot \frac{14,6 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \cdot 2 \text{ m} \cdot \frac{39,37 \text{ inch}}{1 \text{ m}}}{15600 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 3,6 \text{ atm} \cdot \frac{14,6 \text{ psi}}{1 \text{ atm}}} \cdot 25,4 \frac{\text{mm}}{\text{inch}} = \end{aligned}$$

$$\tau_{cos} = 7,94 \text{ mm} \approx 8 \text{ mm} \quad (\text{eq. 11.2.3.13})$$

$$\begin{aligned} \tau_{caps} &= \frac{P_d \cdot D}{2 \cdot S \cdot F_s - 0,2 \cdot P_d} \quad (\text{eq. 11.2.3.14}) \\ &= \frac{3,6 \text{ atm} \cdot \frac{14,6 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \cdot 4 \text{ m} \cdot \frac{39,37 \text{ inch}}{1 \text{ m}}}{2 \cdot 15600 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 5 \text{ atm} \cdot \frac{14,6 \text{ psi}}{1 \text{ m}}} \cdot 25,4 \frac{\text{mm}}{\text{inch}} = 7,98 \text{ mm} \approx 8 \text{ mm} \end{aligned}$$

Aquest tanc és el més alt per tant s'ha de calcular si el gruix que s'ha calculat per a la pressió interna és suficient per a suportar la força del vent. Per calcular la força del vent es busquen les dades en els registres meteorològics de Catalunya i es fa una mitja per estimar la velocitat màxima típica en la zona, com no hi ha dades concretes de Sabadell s'han agafat dades del observatori més proper, l'observatori de Montmeló.

$$F_v = 0,0025 \cdot (2)^2 = 0,001 \frac{\text{Lb}}{\text{ft}^2} \quad (\text{eq. 11.2.3.15})$$

$$D_e = 4,016 \cdot 3,28 \text{ peu/m} = 13,17 \text{ peu}; \quad h_t = 8 + 1,8 \cdot 3,28 \text{ peu/m} = 32,15 \text{ peu};$$

$$\vartheta_s = 13,17 \cdot 0,001 \cdot 32,15 = 4,23 \quad (\text{eq. 11.2.3.16})$$

$$M = \vartheta_s \cdot h_t = 4,23 \cdot 32,15 = 135,99 \quad (\text{eq. 11.2.3.17})$$

$$\tau_w = \frac{12 \cdot M}{R^2 \cdot \pi \cdot E \cdot F_s} = \frac{1631,88}{1807351,59} \cdot 25,4 \text{ mm} = 0,022 < 8 \text{ mm} \quad (\text{eq. 11.2.3.18})$$

O Pesos

$$\begin{aligned} W_{cos} &= (V_{ext} - V_{int}) \cdot \rho_{mat} = \\ &= \left[\pi \cdot \left(\frac{4,016 \text{ m}}{2} \right)^2 \cdot 8 \text{ m} - \pi \cdot \left(\frac{4 \text{ m}}{2} \right)^2 \cdot 8 \text{ m} \right] \cdot 7930 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = \end{aligned}$$

$$W_{cos} = 6390,44 \text{ Kg} \quad (\text{eq. 11.2.3.19})$$

11. Manual de càlculs

$$W_{cs} = (V_{ext} - V_{int}) \cdot \rho_{mat}$$

$$= \left[\frac{4 \cdot \pi}{3} \cdot \left(\frac{4,016m}{2} \right)^2 \cdot 1,8m - \frac{4 \cdot \pi}{3} \cdot \left(\frac{4m}{2} \right)^2 \cdot 1,8m \right] \cdot 7930 \frac{Kg}{m^3} =$$

$$W_{caps} = 1908,83Kg \quad (eq. 11.2.3.20)$$

$$W_{ci} = \left[\pi \cdot \left(\frac{4,016}{2} \right)^2 \cdot \tau_{cos} \right] \cdot \rho_{mat} = 803,6 Kg \quad (eq. 11.2.3.21)$$

$$W_{eq} = 803,6 Kg + 1908,83Kg + 6390,44 Kg = 9102,87 Kg \quad (eq. 11.2.3.22)$$

o Venteig

$$A_h = \pi \cdot \left(\frac{D}{2} \right)^2 \cdot H + \left[2a^2 + \frac{b^2}{e} \cdot \ln \left(\frac{1+e}{1-e} \right) \right]$$

$$= 154,22 m^2 \quad (eq. 11.2.3.23)$$

On e és la esfericitat del capçal del tanc i es calcula com

$$e = \sqrt{1 - \left(\frac{b^2}{a^2} \right)} \quad (eq. 11.2.3.24)$$

$$Q = 139,7 \cdot F \cdot A_h^{0,82} \cdot 10^3 = 8698872,98 \frac{KJ}{h} \quad (eq. 11.2.3.25)$$

On Q és el calor rebut, A_h és l'àrea humida, i F és el factor adimensional, en aquest cas, F=1

Com el tanc és atmosfèric s'usa la següent equació per a la capacitat de venteig necessària:

$$m^3_{aire}/h = \frac{(4,414 \cdot Q)}{[L \cdot (PM)^{1/2}]} = 16524,09 \quad (eq. 11.2.3.26)$$

On Q és el calor rebut, L el calor latent de vaporització i PM el pes molecular.

11. Manual de càlculs

$$A_s = [Q_a / (0,76 \cdot c \cdot K \cdot K_b \cdot P_1)] \cdot [Z \cdot T / PM]^{1/2} = 3,107 \text{ cm}^2 \Rightarrow$$

$$\Rightarrow D_s = 2 \text{ cm} \quad (eq. 11.2.3.27)$$

On Q_a es el cabal vaporitzat, c és un coeficient en funció de la relació de $n=C_p/C_v$, K és la relació entre el cabal real i el cabal teòric que escaparà per l'element de seguretat, K_b és el coeficient de descarrega que dona el fabricant, com no es coneix valor es suposa valor 1, i P_1 és la pressió a la qual s'obriria la vàlvula, es fixa per una sobrepressió de 0,5 bars, Z es el factor de compressibilitat i PM és el pes molecular del compost.

$$C = \sqrt{n \cdot \left(\frac{2}{1+n} \right)^{\frac{(n+1)}{(n-1)}}} \quad (eq. 11.2.3.28)$$

11. Manual de càlculs

11.2.4 DISSENY DE TANCS DE FREON-13

El Freon-13 és el producte principal de la planta, per tal d'emmagatzemar-lo en condicions que no requereixin la criogenització del tanc s'emmagatzema en fase líquida a 15 atmosferes.

o Volum

$$V_{teo} = \frac{1485 \frac{Kg}{h} \cdot 24 \frac{h}{dia} \cdot 7 dia}{1266 \frac{Kg}{m^3}} = 197,06 m^3 HF 7 dies \quad (eq. 11.2.4.1)$$

$$V_d = 197,06 m^3 \cdot 1,2 = 236,47 m^3 \quad (eq. 11.2.4.2)$$

o Dimensions del tanc

Per tal de complir amb els 240 m³ es dissenyaran quatre tancs de 60 m³ cada un.

$$h_t \geq 2 \cdot D_i \quad (eq. 11.2.4.3)$$

$$V_t = 60 m^3 = \pi \cdot \left(\frac{D_i}{2}\right)^2 \cdot 3 \cdot D_i \Rightarrow D_i = 3 m \quad (eq. 11.2.4.4)$$

$$h_t = 3 \cdot 3 = 9 m \quad (eq. 11.2.4.5)$$

$$V_r = \pi \cdot 1,5^2 \cdot 9 = 63,62 m^3 \quad (eq. 11.2.4.6)$$

$$\% ocupació = \frac{197,06 m^3}{\frac{4 \text{ tancs}}{63,62 m^3}} \cdot 100 = 77,44 \% ocupat \quad (eq. 11.2.4.7)$$

o Càlcul de pressions

Al igual que en el cas del HF l'alçada es calcula mitjançant el mètode de poddar, amb les mateixes consideracions de disseny.

$$V_t = h \cdot L \cdot D \cdot K_1 + (2 \cdot h^3) \cdot \frac{K_2}{P} \quad (eq. 11.2.4.8)$$

$$63,62 = h \cdot 9 \cdot 3 \cdot K_1 + (2 \cdot h^3) \cdot \frac{K_2}{1,66} \Rightarrow \quad (eq. 11.2.4.9)$$

11. Manual de càlculs

$$\Rightarrow h = 2,19 \text{ m} \rightarrow \phi = 0,73 \rightarrow \begin{cases} K_1 = 0,8415 \\ K_2 = 1,1046 \end{cases} \Leftrightarrow V_t = 60,73 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \Delta P_i &= 2,19 \text{ m} \cdot 1266 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,81 \frac{\text{m}^2}{\text{s}} \cdot \frac{1 \text{ atm}}{101325 \text{ Pa}} \\ &= 0,27 \text{ atm} \quad (\text{eq. 11.2.4.10}) \end{aligned}$$

$$P_t = \Delta P_i + P_o + P_{atm} = 16,27 \text{ atm} \quad (\text{eq. 11.2.4.11})$$

$$P_d = 1,2 \cdot 16,27 = 19,52 \text{ atm} \quad (\text{eq. 11.2.4.12})$$

O Gruixos

$$T_d = 30 + 20 = 50 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (\text{eq. 11.2.4.13})$$

$$\begin{aligned} \tau_{cos} &= \frac{P_d \cdot R}{S \cdot F_s - 0,6 \cdot P_d} = \\ &= \frac{19,52 \text{ atm} \cdot \frac{14,6 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \cdot 1,5 \text{ m} \cdot \frac{39,37 \text{ inch}}{1 \text{ m}}}{15600 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 19,52 \text{ atm} \cdot \frac{14,6 \text{ psi}}{1 \text{ atm}}} \cdot 25,4 \frac{\text{mm}}{\text{inch}} = \\ \tau_{cos} &= 32,88 \text{ mm} \quad (\text{eq. 11.2.4.214}) \end{aligned}$$

Com no hi ha xapes de 32,88 mm es demana una xapa de grossor major per a la construcció de la carcassa, el gruix següent es de 35 mm, i és l'escollida per a la construcció del cos.

$$\begin{aligned} \tau_{caps} &= \frac{P_{d,D}}{2 \cdot S \cdot F_s - 0,2 \cdot P_d} \quad (\text{eq. 11.2.4.15}) \\ &= \frac{19,52 \text{ atm} \cdot \frac{14,6 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \cdot 3 \text{ m} \cdot \frac{39,37 \text{ inch}}{1 \text{ m}}}{2 \cdot 15600 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 19,52 \text{ atm} \cdot \frac{14,6 \text{ psi}}{1 \text{ atm}}} \cdot 25,4 \frac{\text{mm}}{\text{inch}} = 32,3 \text{ mm} \end{aligned}$$

11. Manual de càlculs

Igual que en el cas del cos, per als caps, s'ha de agafar la xapa immediatament superior, el gruix per tant és de 35 mm

O Pesos

$$W_{cos} = (V_{ext} - V_{int}) \cdot \rho_{mat} \quad (eq. 11.2.4.16)$$

$$= \left[\pi \cdot \left(\frac{3,07m}{2} \right)^2 \cdot 9m - \pi \cdot \left(\frac{3m}{2} \right)^2 \cdot 9m \right] \cdot 7930 \frac{Kg}{m^3} =$$

$$W_{cos} = 23813,79 Kg$$

$$W_{cap} = (V_{ext} - V_{int}) \cdot \rho_{mat} =$$

$$= \left[\frac{4 \cdot \pi}{3} \cdot \left(\frac{3,07m}{2} \right)^2 \cdot 1,8m - \frac{4 \cdot \pi}{3} \cdot \left(\frac{3m}{2} \right)^2 \cdot 1,8m \right] \cdot 7930 \frac{Kg}{m^3} =$$

$$W_{caps} = 6351,27 Kg$$

$$W_{eq} = 2 \cdot 6351,28 Kg + 23813,79 Kg$$

$$= 36516,34 Kg \quad (eq. 11.2.4.17)$$

O Venteig

El venteig per als tancs a pressió es calcula a partir del balanç d'energia.

$$A_h = 0,75 \cdot \left\{ \left[\pi \cdot 9 \cdot \left(\frac{3,07}{2} \right)^2 \right] + 2 \cdot \left[2 \cdot \pi \cdot \left(\frac{3,07}{2} \right)^2 \right] \right\}$$

$$= 72,17 m^2 \quad (eq. 11.2.4.18)$$

$$Q = 139,7 \cdot F \cdot A_h^{0,82} \cdot 10^3 = 2333559,66 \frac{KJ}{h} \quad (eq. 11.2.4.19)$$

On F=0,5

11. Manual de càlculs

$$Q_v = \frac{Q}{L} = 797,5 \text{ Kg/h de vapor} \quad (\text{eq. 11.2.4.20})$$

$$A_v = \frac{\frac{Q_v}{3600}}{\sqrt{2}} \cdot \sqrt{\frac{\rho}{1,25 \cdot P_s - P_b}} = 0,00049 \text{ m}^2 \Rightarrow$$

$$\Rightarrow \Phi v = 7,92 \text{ cm} \quad (\text{eq. 11.2.4.21})$$

o Aïllant

El tanc dissenyat per al freon-13 és un tanc que treballa a condicions de pressió i criogènica, per tant es realitza un càlcul per determinar el gruix necessari per aïllar el tanc i mantenir temperatures sota zero sense usar un gran cabal de refrigerant.

S'ha realitzat el càlcul a mà, ja que el programa insular calorcol només treballa amb equips calents en el que l'interior està a major temperatura que l'exterior.

Com és un tanc horitzontal, es considerarà que només hi ha conducció, ja que el calor per convecció no es considerarà per que el fluid es troba en repòs.

Es realitza un càlcul iteratiu per tal de suposant un gruix d'aïllant quina seria el calor retirada, un cop determinat el calor, es calcula quin seria el cabal de refrigerant necessari i es realitzarà la comprovació del cabal amb la velocitat típica del fluid per els tubs del serpentí, el diàmetre del serpentí ve donat per els valors típics extrets del "PERRY-GREEN" en el capítol 11 del volum 2.

$$Q_Q = \frac{\Delta T}{\frac{\Delta x_{acer}}{K_{acer} \cdot A_{ml}} + \frac{\Delta x_{aïllant}}{K_{aïllant} \cdot A_{ml}}} = 720,5 \text{ W} \quad (\text{eq. 11.2.4.21})$$

$$Q_Q = \frac{\Delta T}{\frac{\Delta x_{ac}}{k_{ac} \cdot A_{ml}} + \frac{\Delta x_{ai}}{k_{ai} \cdot A_{ml}}} = 720,5 \text{ W} \quad (\text{eq. 11.2.4.22})$$

11. Manual de càlculs

On ΔT és el salt tèrmic entre l'exterior i l'interior del tanc, Δx son els gruixos del acer i del aïllant respectivament, k_x és la conductivitat tèrmica, i A_{ml} és l'àrea mitjana logarítmica.

$$Q_Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T = 720,5 \Leftrightarrow m = 0,28 \frac{m^3 \text{refrigerant}}{h}$$

(eq. 11.2.4.23)

Tal com es pot veure al “PERRY” els tubs típics per al serpentí tenen unes dimensions de 2 in de diàmetre.

11. Manual de càlculs

11.2.5 DISSENY DE TANCS D'ÀCID CLORHÍDRIC

Com ha subproducte de la planta s'obté àcid clorhídric que tractat amb un absorbidor es vendrà com àcid clorhídric comercial al 30%.

o Volum

$$V_{teo} = \frac{4306 \frac{Kg}{h} \cdot 24 \frac{h}{dia} \cdot 7 dia}{1190 \frac{Kg}{m^3}} = 607,9 m^3 HF 7 dies \quad (eq. 11.2.5.1)$$

$$V_d = 607,9 m^3 \cdot 1,2 = 729,48 m^3 \quad (eq. 11.2.5.2)$$

o Dimensions del tanc

Per tal de complir amb els 730 m³ es dissenyaran cinc tancs de 150 m³ cada un.

$$h_t = D_i \quad (eq. 11.2.5.3)$$

$$V_t = 150 m^3 = \pi \cdot \left(\frac{D_i}{2}\right)^2 \cdot D_i \Rightarrow D_i = 5,75 m \approx 6 m \quad (eq. 11.2.5.4)$$

$$h_t = 6 m$$

$$V_r = \pi \cdot 3^2 \cdot 6 = 169,64 m^3 \quad (eq. 11.2.5.5)$$

$$\% ocupació = \frac{\frac{607,9 m^3}{5 tancs}}{169,64 m^3} \cdot 100 = 71,66\% ocupat \quad (eq. 11.2.5.6)$$

o Càlcul de pressions

$$h = \frac{\frac{607,9 m^3}{5}}{\pi \cdot \left(\frac{6}{2}\right)^2} = 4,3 m \quad (eq. 11.2.5.7)$$

$$\Delta P_i = 4,3 m \cdot 9,81 \frac{m^2}{s} \cdot 1190 \frac{Kg}{m^3} \cdot \frac{1 atm}{101325 Pa} = 0,5 atm \quad (eq. 11.2.5.8)$$

$$P_t = \Delta P_i + P_o + P_{atm} = 2,5 atm \quad (eq. 11.2.5.9)$$

$$P_d = 1,2 \cdot 3 = 3 atm \quad (eq. 11.2.5.10)$$

11. Manual de càlculs

O Gruixos

$$T_d = 30 + 20 = 50 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (\text{eq. 11.2.5.11})$$

$$\begin{aligned} \tau_{cos} &= \frac{P_d \cdot R}{S \cdot F_s - 0,6 \cdot P_d} = \\ &= \frac{3 \text{ atm} \cdot \frac{14,6 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \cdot 3 \text{ m} \cdot \frac{39,37 \text{ inch}}{1 \text{ m}}}{15600 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 3 \text{ atm} \cdot \frac{14,6 \text{ psi}}{1 \text{ atm}}} \cdot 25,4 \frac{\text{mm}}{\text{inch}} = \end{aligned}$$

$$\tau_{cos} = 3,33 \text{ mm} \approx 4 \text{ mm} \quad (\text{eq. 11.2.5.12})$$

$$\begin{aligned} \tau_{cap} &= \frac{P_d \cdot D}{2 \cdot S \cdot F_s - 0,2 \cdot P_d} \quad (\text{eq. 11.2.5.13}) \\ &= \frac{3,6 \text{ atm} \cdot \frac{14,6 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \cdot 6 \text{ m} \cdot \frac{39,37 \text{ inch}}{1 \text{ m}}}{2 \cdot 15600 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 3 \text{ atm} \cdot \frac{14,6 \text{ psi}}{1 \text{ m}}} \cdot 25,4 \frac{\text{mm}}{\text{inch}} = 10 \text{ mm} \end{aligned}$$

O Pesos

$$\begin{aligned} W_{cos} &= (V_{ext} - V_{int}) \cdot \rho_{mat} \quad (\text{eq. 11.2.5.13}) \\ &= \left[\pi \cdot \left(\frac{6,01 \text{ m}}{2} \right)^2 \cdot 6 \text{ m} - \pi \cdot \left(\frac{6 \text{ m}}{2} \right)^2 \cdot 6 \text{ m} \right] \cdot 7930 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = \\ W_{cos} &= 4488,04 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_{caps} &= (V_{ext} - V_{int}) \cdot \rho_{mat} \quad (\text{eq. 11.2.5.14}) \\ &= \left[\frac{4 \cdot \pi}{3} \cdot \left(\frac{6,01 \text{ m}}{2} \right)^2 \cdot 3,6 \text{ m} - \frac{4 \cdot \pi}{3} \cdot \left(\frac{6 \text{ m}}{2} \right)^2 \cdot 3,6 \text{ m} \right] \cdot 7930 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = \\ W_{caps} &= 3590,44 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$W_{ci} = \left[\pi \cdot \left(\frac{6,01}{2} \right)^2 \cdot \tau_{cos} \right] \cdot \rho_{mat} = 1124,82 \text{ Kg} \quad (\text{eq. 11.2.5.15})$$

$$W_{eq} = 124,82 \text{ Kg} + 3590,44 \text{ Kg} + 4488,04 \text{ Kg} = 9203,3 \text{ Kg}$$

11. Manual de càlculs

o Venteig

$$A_h = \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2 \cdot H + \left[2a^2 + \frac{b^2}{e} \cdot \ln\left(\frac{1+e}{1-e}\right)\right] = 154,22 \text{ m}^2 \quad (eq. 11.2.5.16)$$

On e és la esfericitat del capçal del tanc i es calcula com

$$e = \sqrt{1 - \left(\frac{b^2}{a^2}\right)} \quad (eq. 11.2.5.17)$$

$$Q = 139,7 \cdot F \cdot A_h^{0,82} \cdot 10^3 = 8699049,04 \text{ KJ/h} \quad (eq. 11.2.5.18)$$

en aquest cas, F=1

$$m^3_{aire}/h = \frac{(4,414 \cdot Q)}{[L \cdot (PM)^{1/2}]} = 14166,91 \quad (eq. 11.2.5.19)$$

$$A_s = [Q_a / (0,76 \cdot c \cdot K \cdot K_b \cdot P_1)] \cdot [Z \cdot T / PM]^{1/2} = 66,35 \text{ cm}^2 \Rightarrow$$

$$\Rightarrow D_s = 9,19 \text{ cm} \quad (eq. 11.2.5.20)$$

11. Manual de càlculs

11.3 DISSENY DE BESCANVIADORS DE CALOR

11.3.1 CONSIDERACIONS DE DISSENY

S'ha decidit treballar amb bescanviadors de carcassa i tubs ja que són els més usats en la indústria pels motius següents:

- Ofereixen una gran àrea de bescanvi en poc volum.
- Degut al seu disseny mecànic es poden operar a pressió.
- Es poden fabricar en diversos materials.
- Els procediments de disseny i fabricació estan totalment establerts.
- Es poden netejar fàcilment.

Dins dels bescanviadors de carcassa i tubs hi ha moltes configuracions diferents, com es pot veure en la figura 11.3.1; en funció de la finalitat i les característiques dels fluids a tractar cal triar-ne una per a cada cas.

El tipus més usat en la indústria, tant per a escalfar com per a refredar, es el BEM, el qual presenta un únic pas per carcassa i el feix de tubs fixat; és el més senzill i econòmic però la seva aplicació està limitada a diferències de temperatura moderades entre el fluid que circula pels tubs i el que ho fa per carcassa. Això és degut a que els tubs estan fixats a la carcassa pels dos extrems i es podria produir una dilatació diferencial dels materials de construcció que faria malbé l'equip. Per a solucionar-ho una opció viable és canviar el feix de tubs per un en forma de U, formant un bescanviador tipus BEU. La principal limitació d'aquests és la necessitat de fer servir fluids nets, ja que la neteja dels tubs és més complicada i és important evitar les incrustacions. Cal dir que cap dels fluids que es fan servir al llarg del procés és brut o pot presentar embrutiment, de manera que és adequat fer servir un feix de tubs en U. Per altre banda si que es tenen materials poden ser especialment corrosius per als equips, especialment si es treballa a temperatures elevades; aquestes substàncies són principalment l'àcid clorhídric i el fluorhídric. Per a solucionar això tots els bescanviadors han estat dissenyats en acer AISI 316L, afegint-hi una capa de tefló sobre totes les superfícies internes que estiguin en contacte amb els materials esmentats.

Quan la finalitat del bescanviador és l'evaporació total o parcial d'un corrent, el més habitual és fer servir el tipus BKU. La característica principal d'aquest és la carcassa de tipus *kettle*, la qual està sobredimensionada per a permetre una bona separació entre el líquid i el vapor generat. Els calderins o *reboilers* situats a cues de les columnes de

11. Manual de càlculs

destil·lació són d'aquest tipus, com també ho són els bescanviadors en els quals és vol vaporitzar la totalitat del corrent d'entrada.

Quan el que es precisa és condensar un líquid els bescanviadors usats són molt semblants als tipus BEM o BEU explicats abans per a escalfar o refredar, tot just amb algunes diferències com un major espaiat entre bafles. Quan s'ha requerit condensar fluids del procés, com és el cas dels caps de les columnes o la preparació del freó 13 abans d'emmagatzemar-lo, s'ha optat per bescanviadors horitzontals amb evaporació en el costat de la carcassa. L'alternativa més habitual a la opció triada és fer servir un condensador vertical, realitzant el canvi de fase a l'interior dels tubs. Aquesta opció és adequada quan es disposa de poc espai a la planta però sovint requereix un cost d'instal·lació i de manteniment major, degut a les dificultats per accedir al feix de tubs. Com no existeix un problema amb l'espai en el projecte s'ha triat la primera opció la qual presenta menys inconvenients. Cal esmentar que tot i que la opció d'un condensador vertical amb canvi de fase dins dels tubs no es fa servir habitualment, si que es freqüent aquesta disposició quan el que es condensa és vapor sobreescalfat, el qual actua com a fluid calent aportant calor latent i sensible al fluid a escalfar.

Per a cada disseny realitzat ha estat necessari decidir per on circula cada un dels fluids. Aquesta tria s'ha fet en funció dels consells que es presenten a continuació:

- **Canvi de fase:** en general, quan hi ha canvi de fase en algun dels corrents aquest es fa passar per carcassa. Tot i això, en casos en que el fluid que s'evapora o condensa sigui vapor d'aigua o un refrigerant, com per exemple el propilè, aquests se solen dur pel costat dels tubs.
- **Corrosió:** el corrent més corrosiu s'acostuma a fer passar per tubs ja que el cost en materials o recobriments protectors és menor.
- **Embrutiment:** els fluids bruts es dues per tubs ja que es pot dissenyar el bescanviador per a que la velocitat a través d'aquests sigui elevada, reduint així les incrustacions. A més cal tenir en compte que és més fàcil netejar els tubs que la carcassa.
- **Cabals:** normalment és més rentable econòmicament que el corrent amb major cabal circuli per tubs.

Com es pot observar hi ha casos en que, si se segueixen els consells anteriors s'arriba a solucions contradictòries. Degut a això la tria del fluid que circula per cada lloc s'ha de fer estudiant en cada cas quin dels factors té una major incidència en la operació que es duu a terme. Un exemple és quan es fa servir propilè per a refrigerar un corrent corrosiu; segons les directrius anteriors el propilè ha de circular per carcassa, ja que canvia de fase i és el menys corrosiu. Tot i això, interessa fer-lo circular pels tubs ja que es minimitzen les opcions de que es produeixin fugues de vapor de propilè, el qual

11. Manual de càlculs

seria perillós ja que és un material inflamable. En aquest cas pesa més el motiu de seguretat que l'econòmic.

Pel que fa als fluids de transferència de calor emprats cal diferenciar entre escalfadors i refrigerants; tot i això, s'ha de tenir en compte que la primera opció sempre ha estat el reaprofitament energètic com s'ha fet en el bescanviador E-201, on s'ha usat com a fluid calent el corrent de sortida del primer reactor.

En cas de que no es disposi o no sigui viable un reaprofitament energètic i es requereixi refredar, el primer que es tria és l'aigua de torre de refrigeració, la qual arriba a uns 10-25°C en funció de l'època de l'any; si la temperatura requerida és inferior, una bona opció és fer servir amoníac, el qual permet refredar fins al voltant de -25°C aproximadament. Si es requereixen temperatures encara més baixes, una bona opció es fer servir hidrocarburs, els quals com l'amoníac pertanyen al grup de refrigerants anomenats naturals, que es caracteritzen per no tenir cap efecte sobre la capa d'ozó. Tot i això, tenen l'inconvenient de ser inflamables però actualment hi ha molts protocols que garanteixen la seguretat en l'ús d'aquests en sistemes de refrigeració. L'opció triada per al projecte, degut a que en punts del procés s'ha requerit temperatures molt properes als -35°C, ha estat el propilè, el qual vaporitza, a una atmosfera, al voltant de -50°C. Aquest es fa evaporar a l'interior dels bescanviadors, retirant així més quantitat de calor del corrent a refredar que si només hi hagués un salt tèrmic.

Per altre banda, si el que es requereix és escalfar es tria el vapor d'aigua, el qual es fa servir al voltant de 7-8 atmosferes condensant al voltant dels 165°C. Aquesta temperatura és suficient per al procés de manera que s'ha triat fer servir vapor com a fluid calent, per la qual cosa s'ha especificat la caldera requerida per a donar servei a tots els bescanviadors.

Al llarg del disseny s'ha tingut en compte altres consideracions, per exemple s'ha triat una configuració de cap del bescanviador tipus D quan s'ha treballat amb pressions elevades en el procés. Aquesta i altres consideracions s'expliquen en el següent punt, el qual mostra un exemple de càlcul.

11. Manual de càlculs

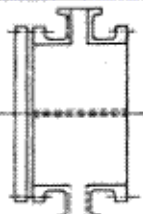
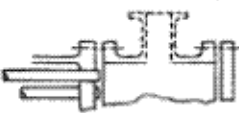
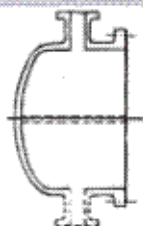
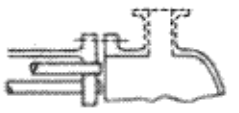
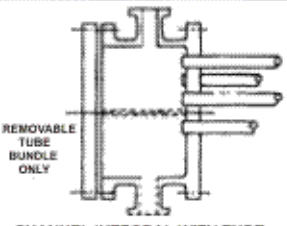
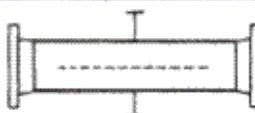
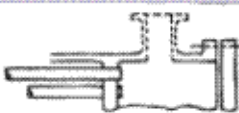
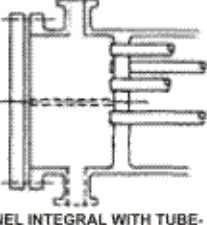
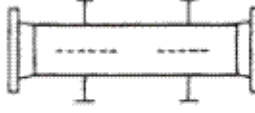
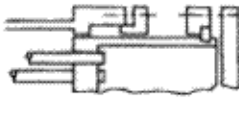
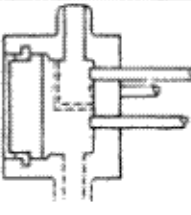
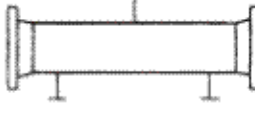
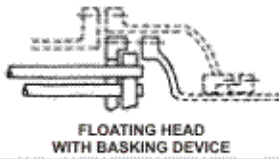
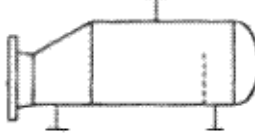
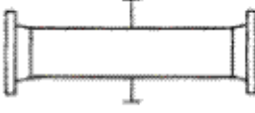
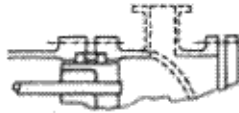
FRONT END STATIONARY HEAD TYPES		SHELL TYPES		READ END HEAD TYPES	
A	 CHANNEL AND REMOVABLE COVER	E	 ONE PASS SHELL	L	 FIXED TUBESHEET LIKE "A" STATIONARY HEAD
B	 BONNET (INTEGRAL COVER)	F	 TWO PASS SHELL WITH LONGITUDINAL BAFFLE	M	 FIXED TUBESHEET LIKE "B" STATIONARY HEAD
C	 REMOVABLE TUBE BUNDLE ONLY CHANNEL INTEGRAL WITH TUBE-SHEET AND REMOVABLE COVER	G	 SPLIT FLOW	N	 FIXED TUBESHEET LIKE "N" STATIONARY HEAD
N	 CHANNEL INTEGRAL WITH TUBE-SHEET AND REMOVABLE COVER	H	 DOUBLE SPLIT FLOW	P	 OUTSIDE PACKED FLOATING HEAD
D	 SPECIAL HIGH PRESSURE CLOSURE	J	 DIVIDED FLOW	S	 FLOATING HEAD WITH BASKING DEVICE
		K	 KETTLE TYPE REBOILER	T	 PULL THROUGH FLOATING HEAD
		X	 CROSS FLOW	U	 U-TUBE BUNDLE
				W	 EXTERNALLY SEALED FLOATING TUBESHEET

Figura 11.3.1 Diferents configuracions per a bescanviadors de carcassa i tubs segons l'estàndard TEMA.

11. Manual de càlculs

11.3.2 EXEMPLE DE DISSENY

Per a realitzar el disseny exhaustiu dels bescanviadors s'ha usat el software Heat Exchanger Design de HYSYS. En aquest punt es mostrarà a mode d'exemple com s'ha realitzat el càlcul del bescanviador E-202, a la vegada que s'explicaran les consideracions de disseny generals que s'ha tingut en compte per a dissenyar tots els bescanviadors de la planta. El bescanviador que es fa servir d'exemple té la funció d'evaporar tot el corrent de tetraclorur de carboni que entra al procés i que, un cop vaporitzat, serà introduït al reactor R-201.

Per a dissenyar un bescanviador, el primer pas amb el software és introduir les composicions dels dos corrents que entraran al bescanviador i comprovar que es disposi de les dades físiques per a tots els components. En aquest cas els components són únicament el tetraclorur i vapor d'aigua, com a fluids fred i calent respectivament. Per a tots els casos realitzats s'ha fet servir el paquet de propietats d'ASPEN. Un cop fixats els rangs de pressió i temperatura dins dels que treballarà el corrent, es poden veure diferents propietats d'aquest; a la imatge següent es poden veure diferents propietats del corrent de tetraclorur en forma de taula, figura 11.3.2, per a diferents temperatures a la pressió d'operació.

Get Properties

Overview properties

Restore Defaults

Pivot Table

Temperature Points

Number

22

Temperatures

Specify range

Range

65

150

C

Pressure Levels

Number

2

Add Set

Delete Set

Pressures

1.52

bar

1.27

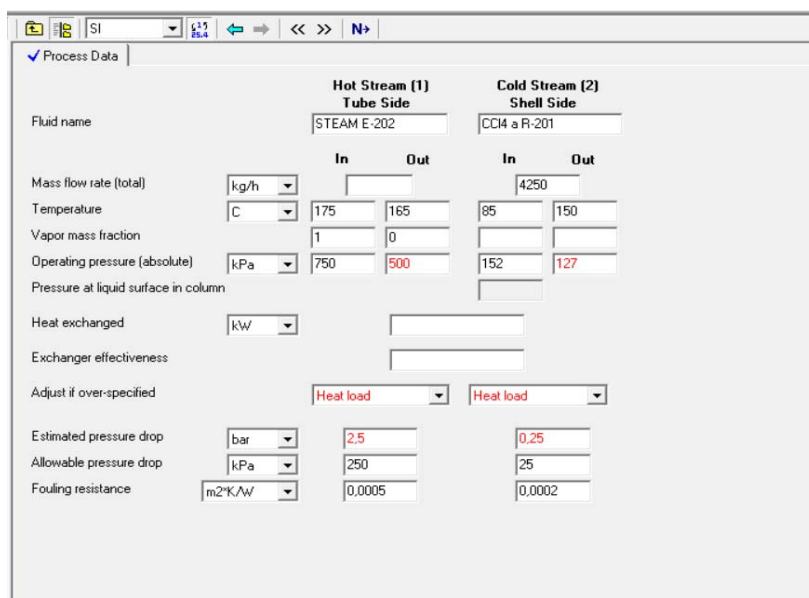
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	
Temperature	C	55	59.52	64.05	68.57	73.1	77.62	82.14	86.67	90.71	90.71	91.19	95.71	100.24	104.76
Liquid density	kg/m3	1528.31	1519.54	1510.69	1501.77	1492.76	1483.67	1474.49	1465.22	1456.05					
Liquid specific heat	kJ/(kg·K)	0.797	0.801	0.805	0.81	0.814	0.819	0.823	0.828	0.832					
Liquid viscosity	mPa·s	0.6141	0.5824	0.5531	0.526	0.5008	0.4774	0.4556	0.4353	0.4182					
Liquid thermal cond.	W/(m·K)	0.0937	0.0928	0.0919	0.091	0.0901	0.0892	0.0883	0.0874	0.0866					
Liquid surface tension	N/m	0.0416	0.0406	0.0396	0.0386	0.0376	0.0366	0.0356	0.0346	0.0338					
Liquid molecular weight		153.8218	153.8218	153.8218	153.8218	153.8218	153.8218	153.8218	153.8218	153.8218					
Specific enthalpy	kJ/kg	-804.2	-800.6	-797	-793.3	-789.7	-786	-782.3	-778.5	-775.2	-588.1	-587.8	-585.2	-582.5	-579.8
Vapor mass fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1	1	1
Vapor density	kg/m3										8.07	8.06	7.96	7.84	7.74
Vapor specific heat	kJ/(kg·K)										0.589	0.589	0.591	0.593	0.595
Vapor viscosity	mPa·s										0.0122	0.0123	0.0124	0.0125	0.0127
Vapor thermal cond.	W/(m·K)										0.0087	0.0087	0.0089	0.0091	0.0093
Vapor molecular weight											153.8218	153.8218	153.8218	153.8218	153.8218
Liquid 2 mass fraction															
Liquid 2 density	kg/m3														
Liquid 2 specific heat	kJ/(kg·K)														
Liquid 2 viscosity	mPa·s														
Liquid 2 thermal cond.	W/(m·K)														
Liquid 2 surface tension	N/m														
Liquid 2 molecular weight															

Figura 11.3.2 Taula de propietats del corrent de tetraclorur de carboni a diferents temperatures i pressions d'operació

Com s'ha comentat, en el bescanviador E-202 es vaporitza i escalfa tot el corrent de tetraclorur de carboni de manera que s'ha triat que tingui una configuració BKU, és a dir un *kettle*. En aquest tipus de bescanviadors no és necessari decidir per on circula cada corrent ja que el fluid fred a evaporar ho fa sempre per carcassa mentre que el calent ho fa per tubs. El següent pas es introduir al software les característiques del corrent a escalfar, que és el corrent de procés; en concret s'introdueix: el cabal màssic, la pressió d'entrada a l'equip i les temperatures

11. Manual de càlculs

d'entrada i de sortida. En aquest cas es desitja evaporar i sobreescalfar el vapor fins a 150°C de manera que es pot fixar la temperatura de sortida. Si el que es requerís fos únicament evaporar el corrent es fixaria un valor de 1 a la fracció de vapor a la sortida del corrent, deixant sense fixar la temperatura de sortida. A continuació es mostra la pantalla en que s'ha especificat les condicions i cabals dels dos corrents:



Parameter	Hot Stream (1) Tube Side		Cold Stream (2) Shell Side	
	In	Out	In	Out
Fluid name	STEAM E-202		CCl4 a R-201	
Mass flow rate (total)	kg/h		4250	
Temperature	C	175	85	150
Vapor mass fraction		1	0	
Operating pressure (absolute)	kPa	750	152	127
Pressure at liquid surface in column				
Heat exchanged	kW			
Exchanger effectiveness				
Adjust if over-specified		Heat load	Heat load	
Estimated pressure drop	bar	2.5	0.25	
Allowable pressure drop	kPa	250	25	
Fouling resistance	m ² ·K/W	0.0005	0.0002	

Figura 11.3.1 Especificacions del bescanviador a dissenyar

Com es pot observar en la figura anterior, per al corrent que circula per tubs, és a dir el fluid tèrmic calent, es fixa només la pressió d'entrada i les temperatures d'entrada i sortida. S'ha triat la temperatura d'entrada en funció de la que subministri la caldera, mentre que la de sortida s'ha triat per a que estigui propera, però per sota, del punt de condensació. Aquest fet permet assegurar que el vapor alliberi tot el calor latent disponible en el corrent però sense subrefredar-se massa ja que això faria treballar de manera més exigent la caldera. Així doncs, s'ha fixat el salt tèrmic per a que el vapor passi de 175 a 160 °C, condensant en aquest interval. Amb aquest procediment s'ha deixat que el software calculi el cabal màssic de vapor requerit, en funció dels requeriments de calor que té el cabal a escalfar, el qual si que s'ha especificat totalment. Aquest procediment es podria realitzar de manera inversa si, per exemple, en lloc de tenir un vapor de caldera es té un corrent provinent d'un reaprofitament tèrmic, el qual ja tindria un cabal fixat.

S'ha triat un salt tèrmic de 15°C ja que està dins dels valors típics per a fluids tèrmics, que estan entre 15-30 °C. S'ha triat el valor inferior ja que això evita problemes a la caldera, com ja s'ha esmentat, i a que el cabal requerit que s'ha obtingut és petit, amb una àrea de bescanvi petita. A més cal tenir en compte que al fer servir vapor la principal forma de calor que es transfereix és latent degut a la condensació d'aquest.

11. Manual de càlculs

Ha estat necessari donar un valor a la pèrdua de pressió màxima permesa per a cada un dels corrents. Per a fer-ho ha estat necessari consultar valors estàndard a la bibliografia, concretament al Sinnott et al.[1] (pp844), els quals es mostren a continuació:

Taula 11.3.1 Pèrdues de càrrega acceptables en bescanviadors de carcassa i tubs per a corrents líquids.

Viscositat	Caiguda de pressió permesa
< 1 cP	35 kPa
1 a 10 cP	50-70 kPa

Taula 11.3.2 Pèrdues de càrrega acceptables en bescanviadors de carcassa i tubs per a vapors i gasos.

Pressió	Caiguda de pressió permesa
Buit moderat	0,1 x pressió absoluta
1 a 2 atm	0,5 x pressió manomètrica
>10 atm	0,5 x pressió manomètrica

Així doncs, la pèrdua de pressió admissible fixada ha estat de 25 Kpa per al corrent fred i de 250 KPa per al calent. Com que el fluid de procés experimenta un canvi de fase, s'ha decidit triar la pèrdua de càrrega més conservadora, és a dir la menor, la qual ha estat la corresponent a l'estat gasos. Cal tenir en compte que el fet de que es doni una caiguda de pressió permesa no vol dir que en el bescanviador dissenyat s'hi acabi donant però el que si que es garanteix es que la pèrdua real no sigui superior a la prevista.

El següent pas és introduir els factors d'embrutiment per als dos corrents, els quals introdueixen a la simulació la resistència a la transferència de calor produïda per les incrustacions. Un factor gran indica una elevada residència i provocarà que sigui necessari sobredimensionar força l'equip, augmentant-ne l'àrea de bescanvi, generant un major cost econòmic. Si aquest fos el cas caldria estudiar la opció de reduir les incrustacions augmentant la velocitat de circulació del fluid, reduint així el factor d'embrutiment. A la taula següent es mostren els valors trobats per als diferents fluids que es fan servir a la planta:

Taula 11.3.3 Coeficients i factors d'embrutament típics per als fluids de procés

Fluid	Coeficient d'embrutiment (W/ m ² ·°C)	Factor d'embrutiment (m ² ·°C/W)
Condensat de vapor d'aigua	1500-5000	0,00067 – 0,0002
Vapor d'aigua (amb traces d'oli)	2000-5000	0,0005 – 0,0002
Vapors i líquids orgànics	5000	0,0002
Transferència de calor	5000	0,0002

D'acord amb la taula s'ha triat un valor de 0,0002 m²·°C/W per al corrent fred, ja que es tracta d'un fluid orgànic (tetraclorur de carboni) i de 0,0005 m²·°C/W per al calent, ja que és vapor

11. Manual de càlculs

d'aigua. Com es pot observar no es tracta de resistències elevades de manera que aparentment no caldrà augmentar molt l'àrea de bescanvi. Això és l'esperat ja que com s'ha comentat a la introducció no es tracta de fluids bruts.

Un cop s'ha definit les condicions d'operació cal clicar sobre la pestanya de *console*, figura 4, a on cal fixar el material amb el que es construirà el bescanviador. S'ha decidit treballar amb acer al carboni AISI 416 L degut a que presenta una bona resistència i un cost adequat; s'introdueix també un sobre-espessor de protecció contra la corrosió, el qual s'ha triat de tefló quan així ha estat requerit perquè hi circulen àcids. Aquest no és el cas de manera que no més s'ha posat un sobre-espessor del propi material a fi d'assegurar-ne la duració al llarg de la vida útil de la planta. Per als material emprat i els anys de vida que s'estimen per a l'equip s'ha aplicat un gruix de 1 mm.

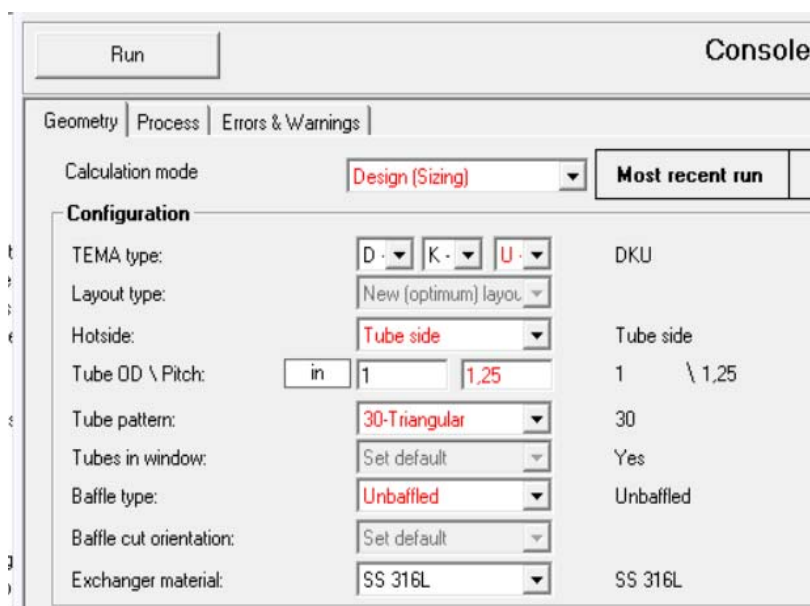


Figura 11.3.4 Pestanya console, en la qual s'especifiquen diferents opcions entre les que hi ha el material del bescanviador.

Un cop ja s'ha especificat totalment el cas es fa córrer el programa, el qual comença a realitzar iteracions fins que indica que ha arribat a un resultat òptim; en aquest punt el programa mostra si, n'hi ha, un o més missatges d'alerta; com no és el cas se segueix endavant amb el disseny.

11. Manual de càlculs

A la figura següent es pot veure un resum dels resultats obtinguts; cal comprovar que s'ha assolit les condicions especificades de canvi de fase i de temperatura, assegurant que no hi ha cap creuament d'aquestes. També és necessari veure que les caigudes de pressió estiguin per sota del màxim especificat anteriorment.

Geometry | Process | Errors & Warnings

	Hotside	Coldside	Most recent run		Previous run		
			Hotside	Coldside	Hotside	Coldside	
Calculation mode	Design (Sizing)						
Process Conditions							
Mass flowrate:	kg/h		4250	439	4250	439	4250
Inlet pressure:	kPa	750	152	750	152	750	152
Outlet pressure:	kPa	500	127	744,774	146,989	744,772	146,993
Inlet temperature:	°C	175	85	175	85	175	85
Outlet temperature:	°C	165	150	155,36	150,33	155,36	150,4
Inlet vapor fraction:		1		1	0	1	0
Outlet vapor fraction:		0		0	1	0	1
Heat load:	kW		NA	268,7		268,8	
Initial Heat load:	kW	NA	NA	268,7		268,8	
Process Input							
Allowable pressure drop:	kPa	250	25	250	25	250	25
Fouling resistance:	m² K/W	0,0005	0,0002	0,0005	0,0002	0,0005	0,0002
Calculated Results							
Pressure drop:	kPa			5,226	5,011	5,228	5,007

Figura 11.3.5 Resultats de temperatures i pressions obtinguts en la simulació.

Per altre banda, cal comprovar que les velocitats de circulació dels fluids estiguin dins dels valors estàndards per a garantir la seguretat de l'operació; a la taula següent es mostren velocitats típiques segons les condicions:

Taula 11.3.4 Velocitats de circulació típiques per a líquids

Localització	Velocitat
Tubs	1 – 2 m/s
Carcassa	0,3 – 1 m/s

Taula 11.3.5 Velocitats de circulació típiques per a gasos.

Pressió	Velocitat
Buit	50 – 70 m/s
Atmosfèrica	10 – 30 m/s
Alta	5 – 10 m/s

Com es pot observar la velocitat es pot variar dins dels marges presentats en la taula anterior; cal tenir en compte que velocitats elevades de circulació comporten coeficients de transferència de calor alts i redueixen les incrustacions però poden generar problemes d'erosió

11. Manual de càlculs

i de vibració dels materials, reduint molt la vida útil del bescanviador. En general, però mantenint les velocitats dins dels marges presentats no es tindran problemes; en qualsevol cas el software ja preveu el problema de les vibracions i en realitza un estudi. Com es pot veure en la figura 7 el bescanviador no presenta aquests problemes. De la mateixa manera, és important que les velocitats no siguin inferiors a les esmentades ja que el bescanvi seria deficient i es requeriria una àrea molt gran. No és el cas d'aquest exemple però la solució més habitual és incloure deflectors del corrent o *baffles*, els quals direccionen i augmenten la velocitat de circulació del fluid per la carcassa; si el problema es presenta als tubs la solució és més senzilla, es redueix el diàmetre dels tubs.

Un altre element a comprovar és que el coeficient global de bescanvi (U), prengui un valor dins del rang habitual per als fluids i l'operació que s'està simulant. Cal esmentar que aquest coeficient és la inversa de la resistència a la transferència de calor en el bescanviador, de manera que un valor inferior a l'esperat indica que el bescanvi en l'equip es deficient i que per tant es requerirà una àrea de bescanvi major, fet que comporta un cost més elevat. Per a resoldre això una bona solució és augmentar la velocitat de circulació del fluid afavorint així una millor transferència. Si la simulació indica un valor molt elevat i es pren com a correcte és probable que el bescanviador dissenyat no sigui realista, de manera que un cop implementat a la planta s'observaria que el bescanvi no es produeix de manera tan eficient com prediu el software. Així doncs, segons Sinnot [1](Diseño Sinnot ,, pp819-821) els coeficients esperats segons els fluids i els processos duts a terme són els que es mostren en la taula següent:

Taula 11.3.6 Valors típics pel coeficient de bescanvi en equips de bescanvi de calor

Fluid calent	Fluid fred	U (W/m ² ·°C)
Aigua	Aigua	800-1500
Dissolvents orgànics	Dissolvents orgànics	100-300
Gasos	Gasos	10-50

Taula 11.3.7 Valors típics pel coeficient de bescanvi en condensadors i/o refredadors.

Fluid calent	Fluid fred	U (W/m ² ·°C)
Dissolvents orgànics	Aigua	250-750
Vapors orgànics	Refrigerants	525-100

11. Manual de càlculs

Taula 11.3.8 Valors típics pel coeficient de bescanvi en equips escalfadors i/o evaporadors.

Fluid calent	Fluid fred	U (W/m ² ·°C)
Vapor d'aigua	Compostos orgànics	600-1500
Vapor d'aigua	Gasos	30-300

Cal tenir en compte que per a algunes operacions del procés no s'han trobat tabulades els coeficients per a les parelles de fluids i la operació realitzada. Degut a això s'han hagut de trobar gràficament en la taula que es mostra a continuació, la qual ha estat extreta del SINNOT[1] (p821)

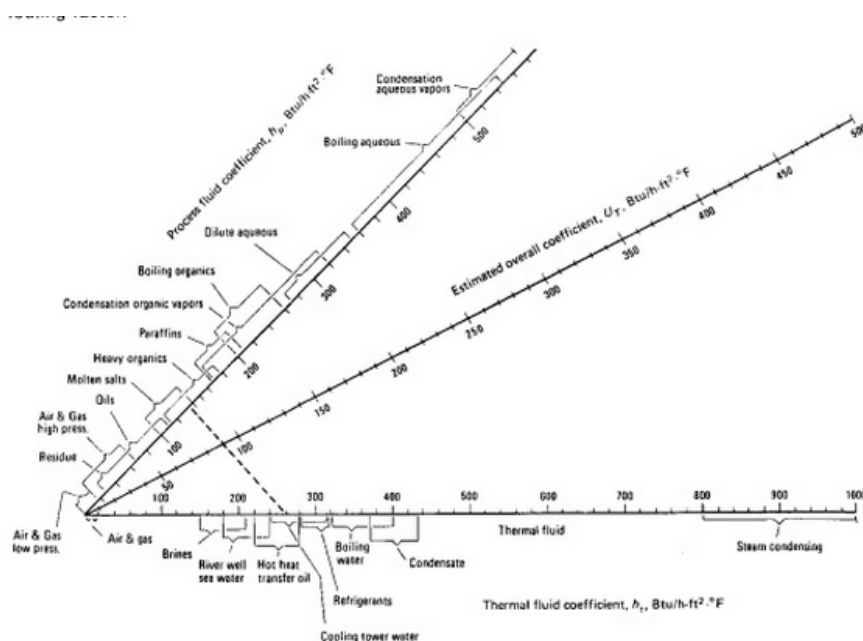


Figura 11.3.6 Coeficient global de transferència de calor en funció dels fluids i l'operació que es duu a terme.

Com que tot el comentat es compleix es pot anar a la fulla d'especificacions que genera automàticament el software, figura 11.3.7, on es troba tota la informació de l'equip dissenyat. Per a obtenir una imatge acotada de l'equip dissenyat cal anar a la pestanya *mechanical summary* i a continuació *setting plan & tubesheet layout*, figura 8, on es poden veure les dimensions i la forma que té l'equip un cop construït. Aquí cal realitzar una última comprovació; cal veure quina relació longitud de tubs/ diàmetre de carcassa (L/D) presenta el bescanviador dissenyat. Tot i no ser una norma d'obligat compliment sovint els bescanviadors industrials presenten una relació L/D d'entre 4 i 8, tot i que aquest rang pot variar en funció de la font consultada. És probable que el primer disseny que s'obtingui del software doni una L/D bastant superior als valors esmentats, ja que aquest presentarà sempre la opció més econòmica. Això es degut a que sovint és més costós augmentar el número de tubs o de

11. Manual de càlculs

passos per carcassa que tenir tubs més llargs. En aquest punt però, cal tenir en compte altres factors com per exemple la operativitat de l'equip dissenyat, ja que tenir tubs molt llargs pot dur a problemes de vibració durant el seu ús, reduint així la vida útil de l'equip. Un altre punt en contra de tenir bescanviadors massa llargs és que es requerirà un major cost i espai en planta a l'hora de retirar el feix per a netejar-los o substituir-los. Per últim, cal pensar també que si es tenen tubs molt llargs caldrà invertir més en els suports interns del bescanviador. Per tot això, en tots els bescanviadors dissenyats s'ha intentat estar en valors de L/D propers al marge esmentat.

5										
6	Size	254 / 431,8	2438,4	mm	Type	DKU	Hor	Connected in	1 parallel	1 series
7	Surf./unit(eff.)		6,8	m²	Shells/unit	1		Surf./shell (eff.)		6,8 m²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT									
9	Fluid allocation				Shell Side			Tube Side		
10	Fluid name				CCl4 a R-201			STEAM E-202		
11	Fluid quantity, Total				4250			439		
12	Vapor (In/Out)				0			439		
13	Liquid				4250			0		
14	Noncondensable				0			0		
15										
16	Temperature (In/Out)				85			150,33		
17	Dew / Bubble point							90,43		
18	Density Vapor/Liquid				/1468,63			7,82 /		
19	Viscosity				/ 0,4427			0,0122 /		
20	Molecular wt, Vap							153,82		
21	Molecular wt, NC							18,02		
22	Specific heat				/ 0,826			0,588 /		
23	Thermal conductivity				/ 0,0877			0,0086 /		
24	Latent heat							187,5		
25	Pressure (abs)				1,52			1,46989		
26	Velocity				1,1			14,84		
27	Pressure drop, allow./calc.				0,25			0,05011		
28	Fouling resistance (min)				0,0002			0,0005		
29	Heat exchanged				268,7 kW			MTD corrected		
30	Transfer rate, Service				589,4 Dirty 633,7			Clean 1244,9		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL									
32					Shell Side			Tube Side		
33	Design/vac/test pressure:g				144,738/			827,371/		
34	Design temperature				187,78			210		
35	Number passes per shell				1			6		
36	Corrosion allowance				0			0		
37	Connections				In			31,75/		
38	Size/rating				Out			12,7/		
39	Nominal				Intermediate			/		
40	Tube No.				17 Us			OD 25,4		
41	Tube type				Plain			#/m		
42	Shell				SS 316L			ID 266,24		
43	Channel or bonnet				SS 316L			OD 273,05		
44	Tubesheet-stationary				SS 316L			mm		

Sketch			

40	Tube No.	17 Us	OD	25,4	TksAvg	1,65	mm	Length	8	ft	Pitch	1,25	in
41	Tube type	Plain	#/m		Material	SS 316L		Tube pattern	30				
42	Shell	SS 316L	ID	266,24	OD	273,05	mm	Shell cover	SS 316L				
43	Channel or bonnet	SS 316L						Channel cover	SS 316L				
44	Tubesheet-stationary	SS 316L			-			Tubesheet-floating	-				

Figura 11.3.7 Fulla d'especificacions generada automàticament pel software.

11. Manual de càlculs

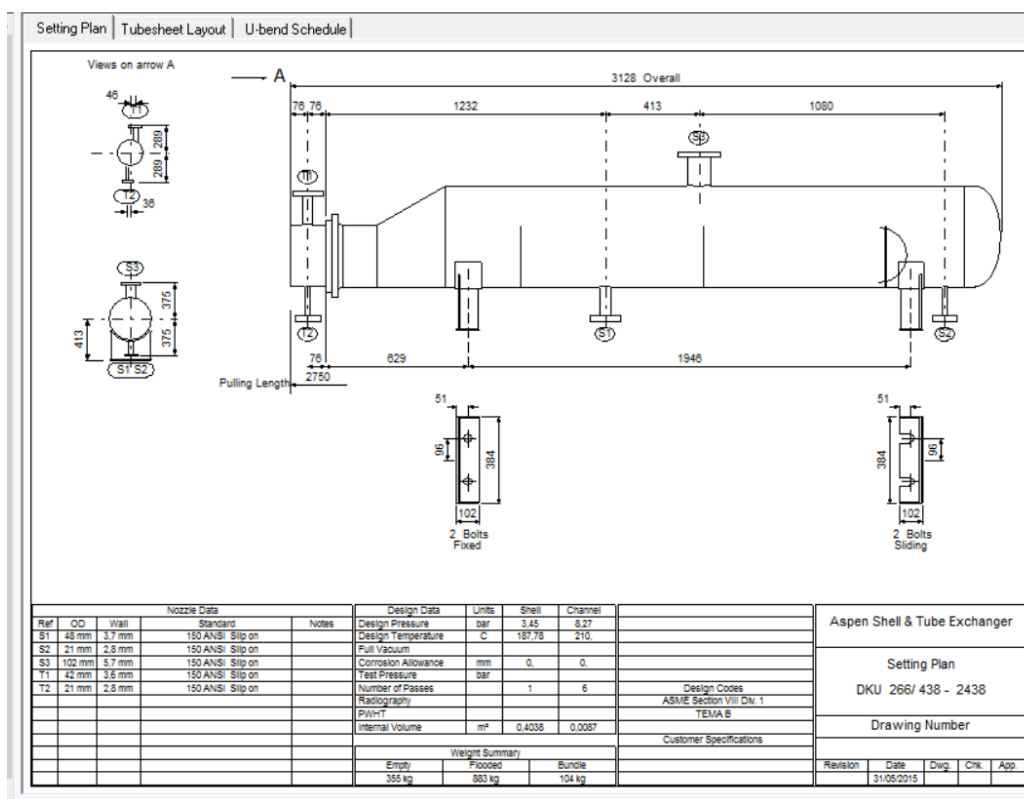


Figura 11.3.8 Esquema acotat del bescanviador dissenyat.

En aquest punt, com que s'ha complert tots els requisits preestablerts, es pot donar el bescanviador per dissenyat. Si no fos el cas i l'equip tingués, per exemple, un valor de U massa baix caldria realitzar canvis; en aquest cas una bona opció seria augmentar la velocitat de circulació dels fluids a fi de millorar el bescanvi. En qualsevol cas, un cop s'ha obtingut un disseny que no presenta cap problema dels esmentats, és interessant passar la check list que es mostra a continuació, per a comprovar que no s'ha comés cap errada ni s'ha passat res per alt en cap de les etapes del disseny.

Taula 11.3.8 Check list confeccionada per a dissenyar les bescanviadors.

Dades	Comprovar que el paquet triat té dades termodinàmiques de tots els components.
Tipus de bescanviador	Triar el tipus de bescanviador (carcassa, capsal, tubs...) en funció de les condicions d'operació.
Fluid per tubs/ carcassa	Decidir quin fluid circularà per tubs i quin per carcassa.
Coefficient d'embrutiment	En funció dels fluids, triar un valor típic per al coeficient d'embrutiment.
Caiguda de pressió	Introduir la caiguda de pressió prevista segons les condicions d'operació.
Velocitat de circulació	Comprovar que les velocitats a les que circulen els fluids són típiques per a les condicions de l'equip.
Coefficient de bescanvi U	Comprovar que el coeficient de bescanvi estigui en el rang

11. Manual de càlculs

Problemes de vibració	típic per als corrents i la operació que es dugui a terme.
Relació L/D	Veure si la relació L/D està dins dels marges habituals
Altres	Segons el tipus d'operació cal comprovar altres aspectes, com per exemple en un evaporador en el que es produeixi un gran salt tèrmic és vital comprovar que no s'assequi la zona de bescanvi.

11. Manual de càlculs

11.4 DISSENY DEL REACTOR R-201

11.4.1 CONSIDERACIONS DE DISSENY

El disseny del reactor s'ha realitzat a partir de l'article científic "The Fluorocarbon-Hydrogen for Fluoride Industry".

Aquest article mostra un exemple realitzat a nivell de laboratori i un escalat teòric on s'indiquen les conversions de les reaccions químiques establertes mitjançant la quantitat de reactiu d'entrada i productes formats a la sortida.

A continuació es presenta el fragment de l'article científic on es mostra les quantitats d'entrada i sortida.

Assuming a production capacity of 10 million kg of product per year, and assuming that approximately equal amounts of CCl_2F_2 and CCl_3F are desired from CCl_4 , the quantities of raw materials required are:

CCl_4 -----	1400 kg/hr
HF -----	300 kg/hr

With this ratio of feed, the following quantities of products would probably be obtained:

CCl_2F_2 -----	640 kg/hr
CCl_3F -----	480 kg/hr
CClF_3 -----	13 kg/hr
HCl -----	525 kg/hr

Cal aclarir que aquests valors no són els utilitzats més endavant, però a l'hora de fer el disseny del reactor s'haurà d'escalar aquests cabals màssics de tal manera que es compleixin els balanços de matèria.

Tant els tubs com la carcassa estan fets d'acer al carboni AISI-316L teflonat. Es tracta d'una aleació no magnètica. A més el seu baix contingut en carboni atorga una bona resistència a la corrosió en estructures soldades. El gruix establert a la carcassa està establert per el codi ASME.

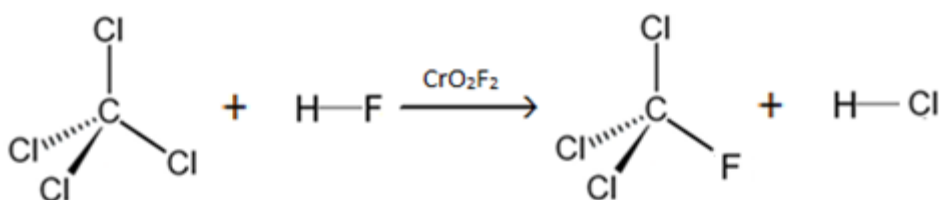
Informació de la reacció

11. Manual de càlculs

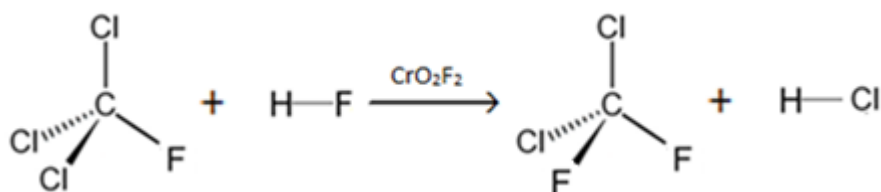
La reacció química principal del reactor, com s'ha mencionat anteriorment, és la formació del triclorofluorometà (FREON-13) a partir de l'àcid fluorhídric i del tetraclorur de carboni.

El catalitzador utilitzat per aquesta reacció és el que s'indica en l'article científic, el fluorur de cromil (CrO_2F_2). A continuació, es mostren les reaccions del procés:

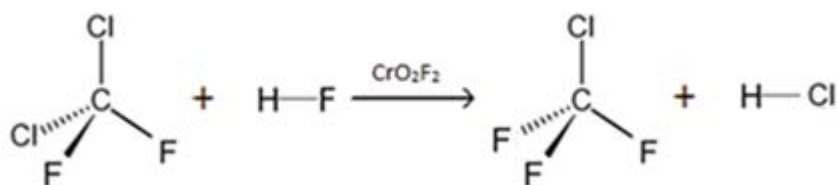
1a fluoració:



2a fluoració:



3a fluoració:



11. Manual de càlculs

El rendiments de cada reacció són els següents:

Taula 11.4.1 Conversions de cada reacció

Conversió (%)	
1a fluoració	97,75
2a fluoració	61
3a fluoració	2,5

Condicions d'operació

Les condicions d'operació per aquest reactor venen fixades per l'article mencionat i després s'escala per tal de fer els balanços de matèria al ASPEN HYSYS:

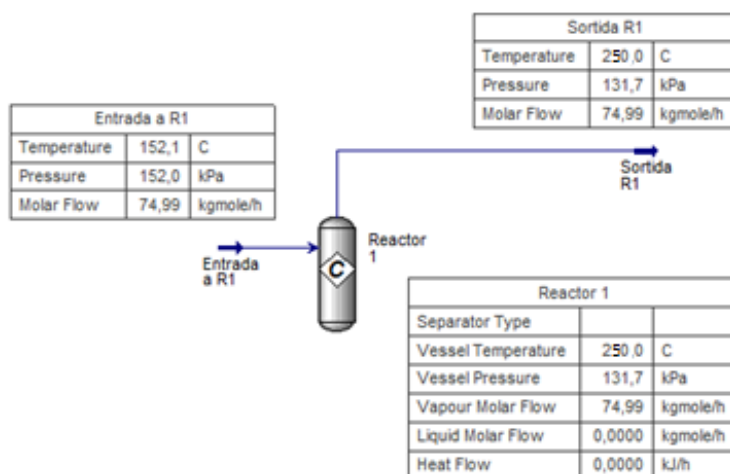


Figura 11.4.1 Condicions generals dels cabals d'entrada i sortida al reactor.

11.4.2 BALANÇ DE MATÈRIA

El disseny del reactor catalític s'ha basat en un escalat de les condicions donades per l'article, el qual fixa el temps de residència en un dels exemples, fet que permet fixar aquest paràmetre com a paràmetre d'escalat. Tot seguit es presenta una taula amb els valors d'entrada i sortida que es desitgen per al reactor de planta:

11. Manual de càlculs

Taula 11.4.2 Valors dels cabals d'entrada i sortida al reactor

ENTRADA			
COMPONENT	Mass flow (kg/h)	Mole flow (kgmole/h)	Mole fraction
CCl ₄	4231,09	27,50	0,36
HF	950	47,48	0,63
HCl	0	0	0
freon-11	0,17	0,0012	0
freon-12	0	0	0
freon-13	0	0	0
TOTAL	5181,26	74,99	1
SORTIDA			
COMPONENT	Mass flow (kg/h)	Mole flow (kgmole/h)	Mole fraction
CCl ₄	95,20	0,62	0,008
HF	75,75	3,79	0,050
HCl	1593,33	43,70	0,58
freon-11	1440,52	10,48	0,13
freon-12	1933,65	15,99	0,21
freon-13	42,83	0,41	0,0055
TOTAL	5181,26	74,99	1

Els pesos moleculars dels components que participen en la formació del FREON-13, es veu en la següent taula:

Taula 11.4.3 Pesos moleculars dels components del reactor.

COMPONENT	PM (g/L)
CCl ₄	153,82
HF	20,01
HCl	36,46
freon-11	137,36
freon-12	120,91
freon-13	104,46

11. Manual de càlculs

11.4.3 BALANÇ D'ENERGIA

El balanç d'energia del reactor R-201 parteix del valor obtingut de la calor de reacció generada al produir el FREON-13. Els calor de reacció establerts dels components de la reacció són obtinguts del programa Aspen HYSYS v. 8.2.

Per economitzar el cost d'energia elèctrica requerida, i tenint en compte l'exotèrmia de la reacció, no s'implementarà un bescanviador de calor amb la fi de refrigerar ja que aquesta calor generada s'aprofita per escalfar el cabal d'entrada de l'àcid fluorhídric. Per això, es considera que el reactor R-201 és un reactor adiabàtic i implica l'ús d'un aïllant tèrmic. No obstant, al tractar-se del punt més calent de la planta, per a motius de seguretat el reactor inclourà una camisa amb control de temperatura, la qual operarà únicament en cas que es descontrolés la reacció i es produís una calor massa elevada.

L'aïllant tèrmic utilitzat és la llana de roca. L'ús d'aquest material és molt típic en la indústria i té un bon rendiment com a aïllant. El gruix del propi material s'escull a partir del programa de càlcul *Insulan CALORCOL* en el que s'obtenen els següents resultats:



CALORCOL LANA MINERAL DE ROCA			
CALORCOL S.A.			
TRANSMISIÓN DE CALOR PARA SUPERFICIES PLANAS (CALOR)			
MANTAS AISLANTES DE 100 kg/m³			
SUPERFICIE PLANA BISIERTAL PARA HACIA ARRIBA			
CÁLCULO PARA ESPESOR TOTAL			
Temperatura Interior (TI)	°C		210.0
Temperatura Superficie Aislamiento (TS)	°C		23.0
Temperatura Ambiente (TA)	°C		0.0
Velocidad del Aire (V)	m/s		0.0
Material Superficie Aislamiento			0
Señaladura Superficie Aislamiento (Ra)			0.0
Señaladura Superficie Decada (Ed)			0.0
Temperatura Media (TM)	°F		300.0
Coefficiente de Conductividad Térmica (K)	BTU/ft² h °F		0.07
Conductancia de la película de aire (F)	BTU/ft² h °F		1.10
Espesor del Aislamiento recomendado (E)	ft		0.07
Pérdida de Calor por Radiación (QR)	BTU/ft² h		12.70
Pérdida de Calor por Convección (QC)	BTU/ft² h		37.66
Pérdida de Calor Total (QT)	BTU/ft² h		50.36
Pérdida de Calor Superficie Decada (QDR)	BTU/ft² h		110.02
Eficiencia del aislamiento (EF)	%		90.77

Figura 11.4.2 Resultats d'aïllament del programa *Insulan CALORCOL*.

Com es pot veure en l'anterior figura, el gruix de l'aïllant correspon a uns 70 mil·límetres, causant una pèrdua de calor de 64.18 BTU/ft²·h que es reflectirà en la temperatura de sortida, que serà de 250°C, 4 graus menys que la temperatura del reactor.

Per obtenir el calor generat en la reacció s'haurà de tenir en compte les entalpies i les calors específiques de cada compost (pur):

$$\Delta H_r(T) = \Delta H_r(T_r) + \Delta C_p \quad (\text{eq. 11.4.1})$$

11. Manual de càlculs

$$\Delta C_p = \sum v_i \cdot C_p \quad (eq. 11.4.2)$$

$$\Delta H_f(Tr) = \sum v_i \cdot \Delta H_f^o \quad (eq. 11.4.3)$$

$$Q_g = V \cdot r_a \cdot \Delta H_r(T) \quad (eq. 11.4.4)$$

On:

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

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

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

v_i = Coeficient estequiomètric del compost "i"

C_{pi} =Calor específic del compost "i" [KJ/Kmol·K]

r_a =Velocitat de reacció [Kmol/m³·h]

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

V = Volum dels reactius [m³]

Així doncs, és possible confeccionar les següents taules:

Taula 11.4.4 Càlcul dels calors específics.

COMPONENT	Cp (KJ/Kmol·°C)	n1	ACp 1fluor	n2	Acp 2fluor	n3	Acp 3fluor	
CCl4	99,43	-1	-99,43		0		0	
HF	29,24	-1	-29,24	-1	-29,24	-1	-29,24	
HCl	29,83	1	29,83	1	29,83	1	29,83	
freon-11	94,55	1	94,55	-1	-94,55		0	
freon-12	91,06			1	91,06	-1	-91,06	
freon-13	87,79				0	1	87,79	Acp (KJ/Kmol·°C)
			-4,29		-2,9		-2,68	-9,87

Taula 11.4.5 Càlcul de les entalpies.

COMPONENT	AH mass	PM (g/mol)	AH molar	n1	ACp 1fluor	n2	Acp 2fluor	n3	Acp 3fluor	
CCl4	-502,9	153,82	-77356,078	-1	77356,078		0		0	
HF	-13200	20,01	-264132	-1	264132	-1	264132	-1	264132	
HCl	-2331	36,46	-84988,26	1	-84988,26	1	-84988,26	1	-84988,26	
freon-11	-1914	137,36	-262907,04	1	-262907,04	-1	262907,04		0	
freon-12	-3812	120,91	-460908,92		0	1	-460908,92	-1	460908,92	
freon-13	-6290	104,46	-657053,4		0		0	1	-657053,4	AHt (KJ/Kmol·°C)
					-6407,222		-18858,14		-17000,74	-4,23E+04

11. Manual de càlculs

Així doncs, d'acord amb les equacions anteriorment exposades:

$$\Delta H_r(T) = (-4.23 \cdot 10^4) + (-9.87) = -4.23 \cdot 10^4 \frac{KJ}{Kmol \cdot ^\circ C}$$

Pel que fa al terme de la calor generada, al no disposar d'una equació cinètica –motiu pel qual el reactor s'escala a partir de dades experimentals- es prendrà com a correcte el proporcionat pel programa Aspen HYSYS:

$$Q_g = -4.226 \cdot 10^5 KJ/h$$

11.4.4 PROCÉS D'ESCALAT

Pel disseny del reactor es parteix del reactor de l'article científic el qual es mostra en forma tubular. A partir d'aquí, i fixant el temps de residència (6.6 segons, fixat en l'exemple bibliogràfic anteriorment esmentat) per tal de conservar les conversions desitjades, es calcula el volum de reacció.

$$V_{REACCIO} = \tau \cdot Q \quad (eq. 11.4.5)$$

on:

T=Temps de residència [s]

Q=Cabal d'entrada al reactor [m³/s]

Per tant, s'obté:

$$V_{REACCIO} = 6.6 \cdot 1744.53 = 3.19 m^3$$

Tot seguit, i considerant que els pellets ocupen un 55% del volum total del reactor – dada bibliogràfica extreta de Pierre Trambouze and Jean-Paul Euzen, Chemical Reactors– es pot calcular el volum total del reactor com:

$$V_{REACTOR} = \frac{V_{REACCIO}}{0.45} \quad (eq. 11.4.6)$$

$$V_{REACTOR} = \frac{V_{REACCIO} 3.19}{0.45} = 7.107 m^3$$

Per tant, la resta del reactor estarà format dels pellets.

$$V_{pellets} = 0.55 \cdot V_{REACTOR} \quad (eq. 11.4.7)$$

$$V_{pellets} = 0.55 \cdot 7.107 = 3.9 m^3$$

11. Manual de càlculs

Tot seguit, sabent la densitat del catalitzador es pot saber quina és la quantitat que es necessita:

$$W_{cat} = V_{pellets} \cdot \rho_{pellet} \quad (eq. 11.4.8)$$

On:

$V_{pellets}$ =volum de pellets [m^3]

ρ_{pellet} =densitat de pellet [Kg/m^3]

$$W_{cat} = 3.9 \cdot 1.9 = 7.43 \text{ Kg}$$

La relació longitud-diàmetre serà de 6 cops, per tant:

$$L_R = 6 \cdot D_R = 12 \cdot r_R \quad (eq. 11.4.9)$$

$$V_{REACTOR} = \pi \cdot r^2 \cdot L_R \quad (eq. 11.4.10)$$

$$r_R = \sqrt[3]{\frac{V_{REACTOR}}{\pi \cdot 12}} \quad (eq. 11.4.11)$$

$$r_R = \sqrt[3]{\frac{7.107}{\pi \cdot 12}} = 0.57 \text{ m}$$

$$D_R = 2 \cdot 0.57 = 1.14 \text{ m}$$

$$L_R = 6 \cdot 1.14 = 6.88 \text{ m}$$

11. Manual de càlculs

11.4.5 PÈRDUA DE CÀRREGA

Per seguir amb el disseny de la carcassa del reactor es calculen les pèrdues de càrrega amb l'equació d'Ergun:

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \cdot \frac{\mu_{mescla} \cdot (1 - \varepsilon)^2 \cdot v_{sup}}{\varepsilon^3 \cdot D_p^2} + 1.75 \cdot \frac{(1 - \varepsilon) \cdot V_s^2 \cdot \rho_{mescla}}{\varepsilon^3 \cdot D_p} \quad (eq. 11.4.12)$$

Abans de fer els càlculs s'ha de tenir en compte el tipus de règim, laminar o turbulent. Per això, es calcula el número adimensional Reynolds:

$$Re = \frac{\rho \cdot v_s \cdot D}{\mu} \quad (eq. 11.4.13)$$

El valor de Reynolds és 150, és a dir, règim laminar.

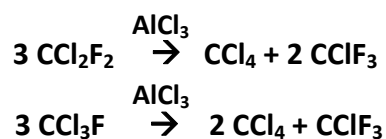
Així doncs, resolent l'equació 11.4.12 s'obté un valor de 1300 Pa/m. És a dir, una ΔP de 8903.03 Pa (0.09 atm).

11. Manual de càlculs

11.5 DISSENY DEL REACTOR MULTITUBULAR CATALÍTIC R-401

11.5.1 CONSIDERACIONS DE DISSENY

En aquest reactor multi tubular es duen a terme dues reaccions catalítiques alhora a través d'un llit fix empaquet de les partícules catalítiques. El catalitzador és el AlCl_3 anhidre. Les dues reaccions en fase gas que tenen lloc són:



En aquest punt és on s'obté la síntesi del CClF_3 , bàsicament, i s'acaba de separar i purificar per emmagatzemar-lo. Aquestes reaccions es duen a temperatura d'operació de 126°C de forma isoterma i amb bescanvi de calor ja que són exotèrmiques i s'ha d'eliminar la generació de calor. Al voltant d'aquestes temperatures, d'entre $125\text{-}135^\circ\text{C}$ el catalitzador es manté en estat sòlid, manté la seva activitat durant més temps, i s'obtenen majors rendiments. La pressió d'operació en aquest cas és al voltant de l'atmosfèrica. Per tant, són condicions òptimes de treball segons els experiments de la patent 2,426,637.

A més, els gasos de procés no contenen res d'aigua ja que acidificarien el medi (major problema de corrosió) i el catalitzador com s'ha dit ha de ser anhidre, ja que amb presència d'aigua es deteriora per hidròlisi.

En aquest segon reactor del procés, com no s'han trobat dades cinètiques de les reaccions s'ha fet un escalat a partir de l'exemple "V" de la patent 2,426,637 amb títol "Process of preparing CClF_3 ", amb les dades de la qual s'han pogut desenvolupar els balanços de matèria i energia per aquest reactor.

Llavors, a partir de la relació de l'exemple $0,32 \text{ lb CCl}_3\text{F}/\text{lb AlCl}_3 \cdot \text{h}$ i el cabal màssic del procés de CCl_3F de $1602,68 \text{ Kg/h}$ d'entrada al reactor, és possible realitzar un escalat de les dades. A continuació es mostren els cabals d'entrada al reactor:

	Mass Flows	Vapour Phase
CCl_4	5.9855	
HF	0.0000	
HCl	0.0000	
Refrig-11	1602.6794	160
Refrig-12	4268.8983	426
Refrig-13	0.2439	
H_2O	0.0000	
NaOH	0.0000	
Total 5877.80709 kg/h		

Figura 11.5.1. Cabals màssics d'entrada al reactor R-401

11. Manual de càlculs

On:

$$0,32 \text{ lb CCl}_3\text{F/lb AlCl}_3 \cdot h = 0,32 \text{ Kg CCl}_3\text{F/Kg AlCl}_3 \cdot h$$

$$\rightarrow \frac{1602,68 \frac{\text{Kg CCl}_3\text{F}}{h}}{0,32 \frac{\text{Kg CCl}_3\text{F}}{\text{Kg AlCl}_3 \cdot h}} = 5008,37 \text{ Kg AlCl}_3 \text{ (Catalitzador) (eq.11.5.1)}$$

Si la seva densitat és de 2440 Kg/m^3 (sòlid anhidre compacte):

$5008,37 \text{ Kg AlCl}_3 \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{2440 \text{ Kg}} = 2,053 \text{ m}^3$ que tenint i suposant una porositat típica de $\epsilon=0,45$ segons dades bibliogràfiques es té un volum total de catalitzador de:

$$V_{\text{total catalitzador (lilit fix)}} = \frac{2,053 \text{ m}^3}{0,55} = \mathbf{3,732 \text{ m}^3} \text{ (eq.11.5.2)}$$

Abans de seguir, però, s'ha de dir que per fer els càlculs per al disseny del reactor s'ha emprat mètode de Kern i consideracions i condicions de disseny de reactors del material bibliogràfic, així com s'han fet algunes aproximacions i suposicions. El reactor multi tubular amb partícules catalítiques als tubs, per dins dels quals es dona la reacció i s'ha de refrigerar per eliminar calor, no deixa de ser com un bescanviador de calor de carcassa i tubs.

11.5.2 DADES INICIALS DE DISSENY I BALANÇ DE MATÈRIA

En aquest apartat es mostra una taula amb les condicions bàsiques d'operació del reactor i els corrents d'entrada i sortida al reactor a partir dels balanços de matèria fets amb el Aspen HYSYS per poder assumir la producció anual, a partir de les dades de l'exemple de la patent. A continuació es mostra la taula amb les dades:

Taula 11.5.1. Condicions d'operació i balanç de matèria del R-401

Component (Fase gas)	Cabals entrada (Kg/h)	Cabals sortida (Kg/h)	T _{operació} (°C)	126
CCl ₄	5,99	1907,38	P _{entrada} (KPa)	152
CCl ₂ F ₂	1602,68	160,27	P _{sortida} (KPa)	114
CCl ₃ F	4268,90	2324,36	Cabal molar entrada i sortida (Kmol/h)	47,01
CClF ₃	0,24	1485,81	Cabal volumètric entrada (m ³ /h)	999,46

11. Manual de càlculs

Cabal total (Kg/h)	5877,81	5877,81	Cabal volumètric sortida (m³/h)	1349,97
---------------------------	---------	---------	---	---------

Tant a entrada com sortida del reactor hi pot haver petites traces de HF que no s'han pogut separar completament en l'adsorció anterior al reactor.

Els productes com el CCl_4 i els freons CCl_2F_2 i CCl_3F recuperats i separats són re circulats al procés.

11.5.3 CATALITZADOR

El catalitzador que s'utilitza en aquest cas és el AlCl_3 sòlid anhidre en partícules de tamany 7-12 mesh (escala de U.S.). El tamany de partícules a la patent diu de 4 a 30 mesh és bo i l'òptim entre 4 i 10 ja que així es té més àrea de contacte i es poden obtenir majors rendiments, però més pèrdua de càrrega.

Sieve size (mm)	Opening		Standard Mesh	
	(in)	(μm)	US	Tyler
5.6	0.22	5600	3.5	-
4.75	0.187	4750	4	-
4.00	.157	4000	5	-
3.35	.132	3350	6	-
2.80	.110	2800	7	-
2.36	.093	2360	8	-
2.00	.079	2000	10	-
1.7	.0661	1700	12	10
1.4	.0555	-	14	12
1.18	.0469	-	16	14
1.0	.0394	-	18	16
.850	.0331	850	20	20
.71	.0278	710	25	24
.600	.0232	600	30	28

Figura 11.5.2. Equivalència del tamany de partícula catalítica

Com es pot observar els tamany de 7 a 12 mesh (U.S.) van equivalents a uns 1,7 a 2,8 mm de tamany de partícula, que es considera com a diàmetre equivalent. Per fer els càlculs, però, s'agafa un valor mitja, en aquest cas, 2,3 mm.

Com no s'han trobat dades de la desactivació per aquesta reacció, es dobla l'equip (**2 reactors**) per canviar el catalitzador que té una vida i activitat que es manté durant 30 dies d'operació, que s'aproxima segons les dades de la patent i per condicions d'operació (T,P, anhidre, etc).

11. Manual de càlculs

Llavors, amb aquest fet, el llit empaquet de catalitzador dura fins 30 dies fins que es canvia al segon reactor R-401 doblat amb el catalitzador i tot per seguir amb el procés, que es quan s'envia el catalitzador del altre R-401, que es para, a regenerar.

A continuació hi ha una taula amb les característiques del catalitzador més rellevants.

Taula 11.5.2. Resum de les propietats del catalitzador.

Densitat (Kg/m ³)	2440
Pes molecular (g/mol)	133,34
Punt de fusió (°C)	192,4

11.5.4 PROCÉS D'ESCALAT

En aquest cas s'està davant un reactor catalític multi tubular. D'aquesta manera es tracta un model de reactor de llit fix on es duu a terme una reacció heterogènia d'una mescla gas a través d'un sòlid.

Llavors, amb porositat se sap que es té un total de 3,732 m³ calculat abans. Sabent, també el cabal que passa en el reactor es té el temps de residència o de contacte com:

$$\tau = \frac{V}{Q_e} = \frac{3,732 \text{ m}^3}{999,46 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}} = \mathbf{13,44 \text{ s}} \quad (\text{eq.11.5.3})$$

Un temps coherent i lògic tenint en compte els valors de la patent per escalar.

Es farà un reactor vertical així a exemple com el de la figura:

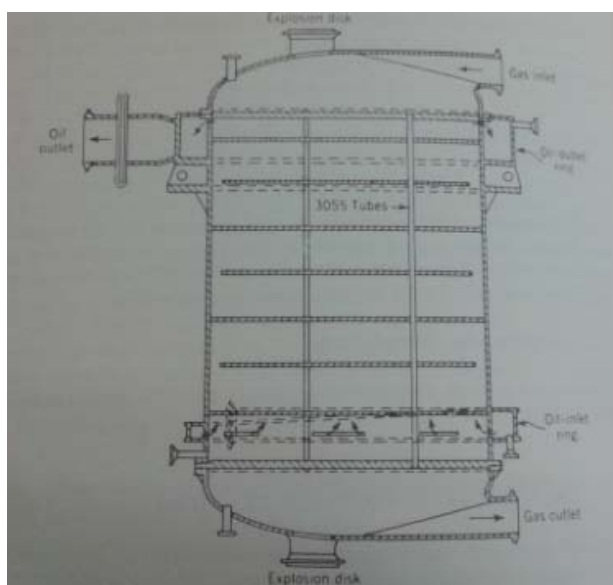


Figura 11.5.3. Exemple de reactor de llit fix tipus bescanviador de calor

11. Manual de càlculs

Llavors, es seleccionen les dimensions de tub on estaran marcades pel disseny que se sol seleccionar a partir de valors típics del llibre R.K. Sinnott “Chemical Engineering design”, Coulson & Richardson’s, 4 ed., vol. 6, any 2005, al capítol “Heat transfer equipment”, pàg. 645:

Taula 11.5.3. Valors de diàmetre i gruix típics segons TEMA estàndards

Table 12.3. Standard dimensions for steel tubes

Outside diameter (mm)	Wall thickness (mm)				
16	1.2	1.6	2.0	—	—
20	—	1.6	2.0	2.6	—
25	—	1.6	2.0	2.6	3.2
30	—	1.6	2.0	2.6	3.2
38	—	—	2.0	2.6	3.2
50	—	—	2.0	2.6	3.2

Els tubs seccionats han estat de **50 mm** de diàmetre extern (D_e) i gruix mínim segons la taula de **2 mm**, que en l’apartat de “Disseny mecànic de tubs” es comprova que es suficient per temes de pressió amb el sobre-espessor de corrosió. A més d’aquest diàmetre, per dintre els tubs es posarà recobriment **d’1 mm** de tefló per corrosió de traces HF i pels altres components. Amb, això el diàmetre intern serà de $D_i = 44 \text{ mm}$.

La longitud pot variar, però a continuació de la taula anterior del llibre es donen les més utilitzades, i la longitud que s’utilitzarà serà de $L = 6,1 \text{ m}$. Això genera un cost menor del reactor ja que s’estalvia en material.

Amb això el volum intern de tub serà:

$$V_{\text{intern tub}} = \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \cdot L = \frac{\pi}{4} \cdot (44 \cdot 10^{-3} \text{ m})^2 \cdot 6,1 \text{ m} = \mathbf{0,00927 \text{ m}^3} \quad (\text{eq.11.5.4})$$

Per posar tot el catalitzador es tindrà:

$$N_{\text{tubs}} = \frac{V_{\text{total catalitzador}}}{V_{\text{intern tub}}} = \frac{3,732 \text{ m}^3}{0,00927 \text{ m}^3} \approx \mathbf{403 \text{ tubs}} \quad (\text{eq.11.5.5})$$

El diàmetre del feix de tubs serà:

$$D_b = D_e \cdot \left(\frac{N_{\text{tubs}}}{K_1} \right)^{1/n_1} = 50 \cdot 10^{-3} \text{ m} \cdot \left(\frac{403}{0,319} \right)^{1/2,142} = 1,403 \text{ m} \quad (\text{eq.11.5.6})$$

On:

- K_1 i n_1 són coeficients determinats pel tipus de pitch, en aquest cas triangular ja que millora la transferència de calor que s’haurà de fer per eliminar el calor de reacció. I s’empra un pas per tubs.

I el pitch $P_t = 1,25 \cdot D_e = 1,25 \cdot 50 \text{ mm} = 62,5 \text{ mm}$

11. Manual de càlculs

Table 12.4. Constants for use in equation 12.3

Triangular pitch, $p_t = 1.25d_o$					
No. passes	1	2	4	6	8
K_1	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
n_1	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675
Square pitch, $p_t = 1.25d_o$					
No. passes	1	2	4	6	8
K_1	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.0331
n_1	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643

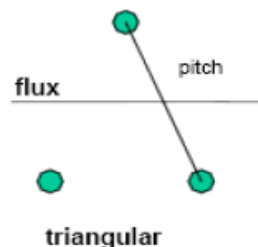


Figura 11.5.4. Valors dels coeficients calculats a dalt i disposició de tubs

També, es determina el diàmetre intern de carcassa D_s amb la següent figura:

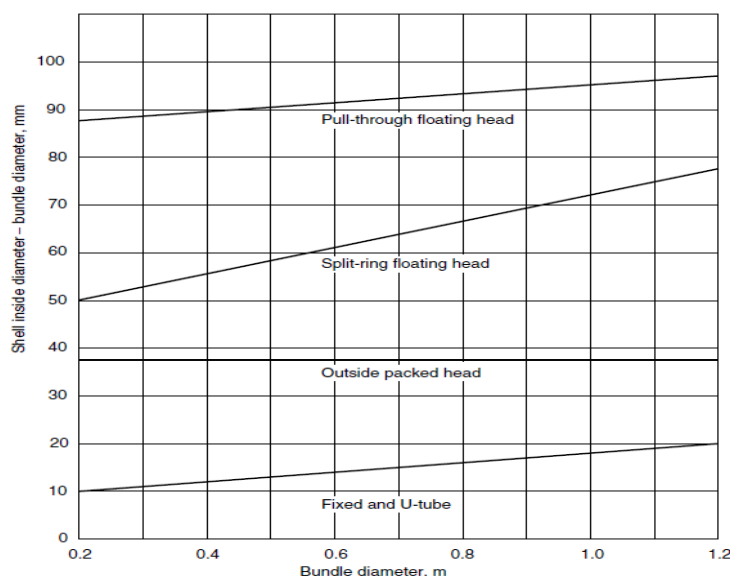


Figure 12.10. Shell-bundle clearance

Figura 11.5.5. Diàmetre de carcassa a partir del diàmetre del feix de tubs

Llavors, s'escull el tipus de carcassa "Pull-through floating head" segons els standards TEMA, que és el capçal tipus "T" que cal desmuntar totalment per fer canvis o per netejar, i es redueixen les possibilitats de fuites.

Com estem a "Bundle diameter" $D_b = 1,403$ m, s'extrapola i s'obté:

$$D_s - D_b = 99 \text{ mm} \rightarrow D_s = 1,403 \text{ m} + 99 \cdot 10^{-3} \text{ m} = 1,502 \text{ m}$$

Aquest valor es troba dins dels rangs típics de diàmetre de carcassa D_s .

Llavors, es comprova que L/D_s es troba entre 4 i 6. Efectivament: $\frac{6,1 \text{ m}}{1,502 \text{ m}} = 4,06$.

11. Manual de càlculs

La velocitat superficial de la mescla gas al reactor és:

$$V_s = \frac{Q}{A_{pas\ total}} = \frac{999,46 \frac{m^3}{h} \cdot \frac{1h}{3600s}}{\frac{\pi}{4} (44 \cdot 10^{-3} m)^2 \cdot 403} = 0,453 \text{ m/s} \quad (\text{eq.11.5.7})$$

Comprovant que la velocitat és l'adequada, dins dels rangs bibliogràfics, el Reynolds de partícula ha de ser major de 100 i ve donat per:

$$Re_p = \frac{D_p \cdot V_s \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{eq.11.5.8}) \quad [\text{Càlcul de } Re \text{ de partícula}]$$

On:

- μ (Kg/m·s) és la viscositat de la mescla gas
- D_p (m) és el diàmetre de partícula equivalent
- ρ (Kg/m³) és la densitat de la mescla gas

$$S'obté un Re_p = \frac{0,0023 m \cdot 0,45 \frac{m}{s} \cdot 5,881 \frac{Kg}{m^3}}{1,598 \cdot 10^{-5} \left(\frac{Kg}{m \cdot s} \right)} = \mathbf{383,5} \quad (\text{eq.11.5.9})$$

Per tant, és una velocitat típica de gas a través d'un llit fix de partícules. A més, pot variar tot en funció de les condicions d'operació.

I el règim de circulació pel número de Reynolds del gas:

$$Re = \frac{D_i \cdot V \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{eq.11.5.10}) \quad [\text{Càlcul del } Re \text{ del fluid}]$$

On:

- V (m/s) velocitat del gas a través del llit com V_s/ϵ

$$S'obté un Re = \frac{44 \cdot 10^{-3} m \cdot \frac{0,45 \frac{m}{s}}{0,45} \cdot 5,881 \frac{Kg}{m^3}}{1,598 \cdot 10^{-5} \frac{Kg}{m \cdot s}} = \mathbf{16303,32} \quad (\text{eq.11.5.12})$$

Per tant el règim de circulació és turbulent ($Re > 10^4$).

I la densitat de flux màssic:

$$G = \frac{Cabal\ màssic}{A_{pas\ total}} = \frac{5877,81 \frac{Kg}{h}}{\frac{\pi}{4} (44 \cdot 10^{-3} m)^2 \cdot 403} = \frac{5877,81 \frac{Kg}{h}}{0,613 m^2} = \mathbf{9592,13 \text{ Kg/m}^2 \cdot h} \quad (\text{eq.11.5.13})$$

11. Manual de càlculs

11.5.5 BALANÇ D'ENERGIA I SISTEMA DE REFRIGERACIÓ

Primer de tot, es fa el balanç d'energia per saber el que succeeix al reactor des del punt de vista energètic. Per fer-ho s'usa l'equació del llibre H. Scott Fogler, "Elements of Chemical Reaction Engineering", 3 ed., any 1999, al capítol "Steady State nonisothermal reactor design", pàg. 435:

$$Q - W - F_{ae} \cdot \sum_{i=1}^n \frac{F_{ie}}{F_{ae}} \cdot c_{pi} \cdot (T_s - T_e) - \Delta H_r \cdot F_{ae} \cdot X = 0 \quad (\text{eq. 11.5.14}) \quad [\text{Balanç d'energia al reactor}]$$

On:

- Q (J/s o W) és el calor generat o absorbit
- W (J/s o W) és el calor generat per treball, com l'agitador
- F_{ae} (mol/s) és el cabal molar del reactiu clau limitant
- F_{ie} (mol/s) és el cabal molar de cada component d'entrada al reactor
- C_{pi} (J/mol·K) és el calor específic de cada component d'entrada al reactor
- T_s (K) és la temperatura de sortida del reactor
- T_e(K) és la temperatura d'entrada al reactor
- ΔH_r (J/mol) és l'entalpia de reacció a la temperatura d'operació
- X és la conversió de reacció respecte al reactiu clau

Llavors, al reactor no hi ha treball d'agitació ni treball, per tant, el terme W s'elimina. Pel que respecta al reactor en el disseny es fa isoterm i, per tant, T_s=T_e, amb el que el terme $F_{ae} \cdot \sum_{i=1}^n \frac{F_{ie}}{F_{ae}} \cdot c_{pi} \cdot (T_s - T_e)$ queda eliminat. Llavors, només queda la generació calor per la reacció.

El calor vindrà donat per:

$$Q = \Delta H_r \cdot F_{ae} \cdot X \quad (\text{eq.11.5.15})$$

On la entalpia de reacció no varia ja que es manté la temperatura. S'ha calculat a partir de les entalpies de formació dels components (fase gas) a 126 °C i la pressió de 152 KPa d'entrada al reactor fixant un corrent al Aspen HYSYS per a cada component. El catalitzador es conserva i no afecta a les entalpies de reactius i productes, només redueix l'energia d'activació de la reacció.

11. Manual de càlculs

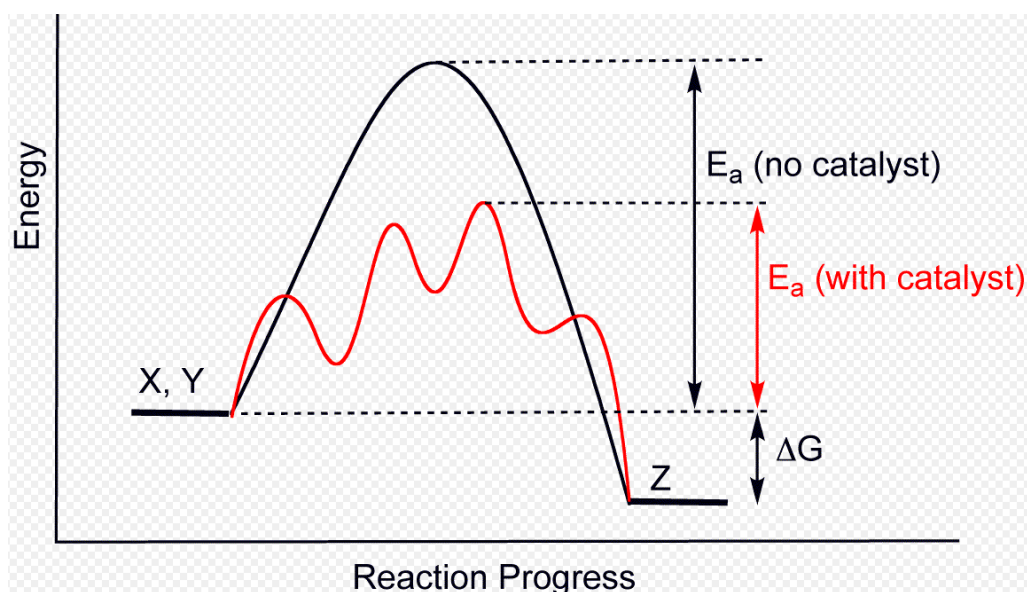


Figura 11.5.6. Entalpia de reacció amb i sense catalitzador

Per tant, les entalpies de les 2 reaccions en fase gas i de formació de component són:

 Taula 11.5.4. Dades de la 1^a reacció

	<chem>CCl2F2</chem>	<chem>CCl4</chem>	<chem>CClF3</chem>
$H_{f, 126\text{ }^{\circ}\text{C}} \text{ (J/mol)}$	-473700	-91570	-669400
Coeficients estequiomètrics ν_j	-3	1	2
$AH_{r, 126\text{ }^{\circ}\text{C}} \text{ (J/mol)}$	-9270		

 Taula 11.5.5. Dades de la 2^a reacció

	<chem>CCl3F</chem>	<chem>CCl4</chem>	<chem>CClF3</chem>
$H_{f, 126\text{ }^{\circ}\text{C}} \text{ (J/mol)}$	-276400	-91570	-669400
Coeficients estequiomètrics ν_j	-3	2	1
$AH_{r, 126\text{ }^{\circ}\text{C}} \text{ (J/mol)}$	-23340		

On les entalpies de reacció s'han calculat com:

$$AH_r(T) = \sum_{j=1}^n \nu_j \cdot H_{j,T} \quad (\text{Eq. 11.5.16}) \quad [\text{Càlcul d'entalpia de reacció}]$$

On:

- ν_j són els coeficients estequiomètrics de cada component a la reacció

11. Manual de càlculs

- $H_{j,T}$ (J/mol) és l'entalpia de formació del component a temperatura de reacció

Per tant, es genera un calor a cada reacció de:

$$Q = \Delta H_r \cdot F_{ae} \cdot X \quad (\text{eq. 11.5.17})$$

Taula 11.5.6. Dades i calor de la 1ª reacció

$\Delta H_{r, 126 \text{ } ^\circ\text{C}}$ (J/mol)	-9270
Cabal molar entrada CCl_2F_2 (mol/s)	9,8
Cabal molar sortida CCl_2F_2 (mol/s)	5,34
X, conversió	0,455
Q (J/s)	-41364,81

Taula 11.5.7. Dades i calor de la 2ª reacció

$\Delta H_{r, 126 \text{ } ^\circ\text{C}}$ (J/mol)	-23340
Cabal molar entrada CCl_3F (mol/s)	3,24
Cabal molar sortida CCl_3F (mol/s)	0,324
X, conversió	0,9
Q (J/s)	-68077,53

En total el calor de les 2 reaccions exotèrmiques generat és de $Q=109442,33 \text{ W}$ o J/s que s'han d'eliminar amb el sistema d'aigua de refrigeració per fora dels tubs (costat de carcassa). Tot i que es diu que no pot haver aigua en el fluid de procés, aquest és un servei que s'utilitza com a refrigerant i, per tant, no afecta, sempre i quan no hi hagi fugues que puguin acidificar el medi o deteriorar el catalitzador.

Amb aquest calor es fa el disseny del sistema d'eliminació de calor amb la següent equació:

$$Q = M \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (\text{eq. 11.5.18})$$

On:

- M (Kg/s) és el cabal màssic de del servei aigua refrigerant en carcassa
- C_p (J/Kg·K) és el calor específic màssic del refrigerant líquid
- ΔT ($^\circ\text{C}$ o K) és el salt tèrmic del refrigerant aigua a carcassa

Es fixa el salt tèrmic a 10°C de 25°C a 35°C . I es calcula el cabal d'aigua:

$$M = \frac{109442,33 \text{ W}}{(4180 \frac{\text{J}}{\text{Kg} \cdot \text{K}} \cdot 10 \text{ K})} = 2,62 \text{ Kg/s} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 9425,65 \text{ Kg/h} \quad (\text{eq.11.5.19})$$

11. Manual de càlculs

Se sap també:

$$Q = U \cdot A_{\text{ext}} \cdot \text{DTML} \quad (\text{eq. 11.5.20})$$

On:

- $U (\text{W/m}^2 \cdot \text{K})$ és el coeficient global de transmissió de calor, en aquest cas referit a àrea externa.
- $A_{\text{ext}} (\text{m}^2)$ és l'àrea de bescanvi de calor externa dels tubs
- $\text{DTML} (^\circ\text{C} \text{ o } \text{K})$ es la diferència de temperatures mitjana logarítmica calculada com:

$$\text{DTML}_{\text{contracorrent}} = \frac{(T_{\text{e reactor}} - T_{\text{s carcassa}}) - (T_{\text{s reactor}} - T_{\text{e carcassa}})}{\ln \left(\frac{T_{\text{e reactor}} - T_{\text{s carcassa}}}{T_{\text{s reactor}} - T_{\text{e carcassa}}} \right)} =$$

$$\frac{(126^\circ\text{C} - 35^\circ\text{C}) - (126^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C})}{\ln \left(\frac{(126-35)^\circ\text{C}}{(126-25)^\circ\text{C}} \right)} = \mathbf{95,91^\circ\text{C o K}}$$

Per al DTML al tenir un corrent que es manté a temperatura constant, en aquest cas la reacció a 126°C , el factor de correcció $F=1$ i DTML no es corregeix. A més, s'usa un pas per tubs en aquest cas com s'ha dit abans.

Es fixa la $U=90 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ i es troba l'àrea de bescanvi:

$$A_{\text{ext}} = \frac{109442,33 \text{ W}}{90 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \cdot 95,91 \text{ K}} = 12,68 \text{ m}^2$$

Com l'àrea que es posarà serà en funció del volum total de catalitzador, perquè a l'escalar es donin les conversions de l'exemple de la patent, l'àrea és molt major. En aquest cas, l'àrea marcada pels tubs que s'han posat en l'apartat anterior per tenir tot el catalitzador, serà de:

$$A_{\text{externa real}} = \pi \cdot D_e \cdot L \cdot N_{\text{tubs}} = \pi \cdot 50 \cdot 10^{-3} \text{ m} \cdot 6,1 \text{ m} \cdot 403 = \mathbf{386,15 \text{ m}^2}$$

Per tant, al posar tota aquesta àrea, mantenint el salt tèrmic (DTML i ΔT) i la U fixada, la Q bescanviada serà $386,15 \text{ m}^2 / 12,68 \text{ m}^2 = 30,46$ vegades major. Per evitar que passi això, com es vol bescanviar els $109442,33 \text{ W}$ igualment, el que es fa per mantenir aquesta Q i el salt tèrmic de l'aigua, amb l'equació $Q = M \cdot C_p \cdot \Delta T$ com Q augmentarà 30,46 vegades, es disminueix aquestes vegades el cabal d'aigua de refrigeració, de manera que es mantindran les condicions d'operació, però amb:

$$M_{\text{aigua}} = \frac{9425,65 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}}{30,46} = \mathbf{309,47 \text{ Kg/h}}$$

11. Manual de càlculs

En resum:

Taula 11.5.8. Resum de les dades de bescanvi de calor per costat de carcassa

Q bescanviat (W)	109442,33
M_{aigua} (Kg/h)	309,47
ΔT (°C o K)	10
DTML (°C o K)	95,91
U (W/m²·K)	90
A_{externa} (m²)	386,15
C_p (J/Kg·K)	4180

Per saber que el coeficient U fixat està bé, com al mètode Kern es compara amb el U real. Per calcular el coeficient global de transmissió de calor U referit a àrea externa real s'empra l'equació del llibre P. Trambouze, H. Van Landeghem, J.P. Wauquier, "Chemical Reactors", any 1988, al capítol "Reactors employing a fluid phase and a catalytic solid phase", pàg. 402:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_L} + \frac{e}{\lambda} \cdot \frac{A_L}{A_m} + \frac{1}{h_e} \cdot \frac{A_L}{A_e} \quad (\text{eq. 11.5.21}) \quad [\text{Càlcul de U}]$$

On:

- h_L (W/m²·K) és el coeficient individual de transmissió de calor pel costat del llit fix
- e (m) és el gruix de paret del tub
- λ (W/m·K) és la conductivitat del material del tub
- A_L (m²) és l'àrea de bescanvi de calor pel costat del llit fix
- A_e (m²) és l'àrea de bescanvi de calor pel costat de carcassa
- A_m (m²) és l'àrea mitjana logarítmica entre A_L i A_e .
- h_e (W/m²·K) és el coeficient individual de transmissió de calor pel costat de carcassa

On els termes d'embrutiment són menyspreables i no apareixen.

El valor de h_e s'agafa un valor típic dintre del rang bibliogràfic de 300-10000 W/m²·K en funció de ser aigua de torre i de les condicions que es troba.

I de valor de h_L es calcula a partir de les equacions del llibre "Chemical Reactors" mencionat pel càlcul de U real, al capítol "Reactors employing a fluid phase and a catalytic solid phase", pàg. 397. El procediment és:

- $Re_p = 383,5$

11. Manual de càlculs

Que s'ha calculat abans. Llavors, per gasos amb $3 < Re_p < 2000$:

$$j_D = \frac{0,357}{(1-\varepsilon_p) \cdot Re_p^{0,36}} = \frac{0,357}{(1-0,55) \cdot 383,5^{0,36}} = 0,0932 \quad (\text{eq.11.5.22})$$

On:

- ε_p és la fracció de volum ocupada pel sòlid

$$I_{j_H} = 1,2 \cdot j_D = 1,2 \cdot 0,0932 = 0,112$$

$$I_{Pr} = \frac{C_{PM} \cdot \mu}{\lambda_F} = \frac{654,3 \frac{J}{Kg \cdot K} \cdot 1,598 \cdot 10^{-5} \frac{Kg}{m \cdot s}}{1,315 \cdot 10^{-2} \frac{W}{m \cdot K}} = 0,795 \quad (\text{eq.11.5.23})$$

On:

- C_{PM} (J/Kg·K) és el calor específic màssic de la mescla gas
- λ_F (W/m·K) és la conductivitat tèrmica de la mescla gas

I finalment:

$$h_L = \frac{j_H \cdot C_{PM} \cdot \rho \cdot V_S}{Pr^{2/3}} = \frac{0,112 \cdot 654,3 \frac{J}{Kg \cdot K} \cdot 5,881 \frac{Kg}{m^3} \cdot 0,45 \frac{m}{s}}{0,795^{2/3}} = 225,58 \text{ W/m}^2 \cdot K \quad (\text{eq.11.5.24})$$

I A_m es calcula com:

$$A_m = \frac{A_e - A_L}{\ln \left(\frac{A_e}{A_L} \right)} \quad (\text{eq. 11.5.25})$$

A continuació es mostra una taula resum dels valors i el coeficient U real calculat:

Taula 11.5.9. Resum de valors per al càlcul de U

h_e (W/m²·K)	1000
e acer (m)	$2 \cdot 10^{-3}$
λ acer (W/m·K)	16,2
A_L acer (m²)	0,882
A_e acer (m²)	0,958
A_m acer (m²)	0,919
h_L (W/m²·K)	225,58
e tefló (m)	$1 \cdot 10^{-3}$
λ tefló (W/m·K)	0,25
A_L tefló (m²)	0,843
A_e tefló (m²)	0,882
A_m tefló (m²)	0,862
U (W/m²·K)	105,67

11. Manual de càlculs

On el coeficient U es troba dintre del rang típic per un sistema d'aigua-gas (lilit fix) en bescanviadors de 20 a 300 W/m²·°C. I l'error del coeficient de 90 fixat respecte aquest de 105,67 real és del 14,83 %, per tant, està dins del 15 % permès. Per tant, el coeficient de **$U=90 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$** és el de disseny referit a àrea externa.

Amb això comprovat, també es calculen i es donen altres paràmetres de disseny pel costat de carcassa.

El número de pantalles deflectores, l'espaiat entre elles i el seu "baffle cut" són:

$$\text{- Número de pantalles deflectores} = \frac{L}{l_B} - 1 = \frac{6,1 \text{ m}}{0,5 \cdot 1,502 \text{ m}} - 1 = 7,12 \approx \mathbf{7 \text{ pantalles}}$$

On l_B , que és l'espaiat entre les pantalles, es troba entre 0,3 i 0,5 vegades el diàmetre de carcassa D_s com a valor òptim, com s'ha calculat. Per tant, l'espaiat és $l_B = \mathbf{0,75 \text{ m}}$. I el "baffle cut" que és la separació del extrem de la pantalla fins a la carcassa per on passarà el fluid es selecciona amb un valor del 45 % de D_s , donant un valor de $0,45 \cdot 1,502 \text{ m} = \mathbf{0,68 \text{ m}}$. A continuació es mostra una representació de la carcassa.

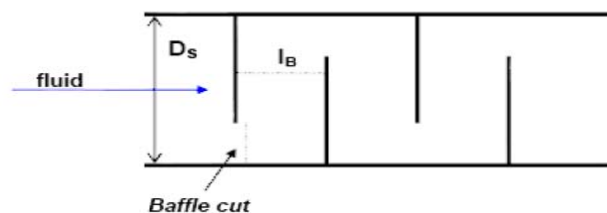


Figura 11.5.7. Representació de la carcassa del reactor

El número de passos per carcassa serà de **1**. I el de tubs donat a dalt també de 1, així que es tindrà un reactor assimilable al de la figura del reactor de dalt amb les pantalles deflectores.

Finalment, es calculen les pèrdues de pressió a carcassa com:

$$\Delta P_s = n_s \cdot 8 \cdot j_f \cdot \frac{\rho_s \cdot v_s^2}{2} \cdot \left(\frac{D_s}{D_{eq}} \right) \cdot \left(\frac{L}{l_B} \right) \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14} \quad (\text{eq.11.5.26}) \quad [\text{Càlcul pèrdua càrrega a carcassa}]$$

On:

- n_s és el número de passos per carcassa
- j_f es troba en una figura a partir del número de Reynolds i del "baffle cut"
- ρ_s (Kg/m³) és la densitat del fluid de carcassa
- v_s (m/s) és la velocitat del fluid de carcassa

11. Manual de càlculs

- D_{eq} (m) és el diàmetre equivalent de carcassa

- $l \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)$ és la relació de viscositats de l'aigua en la pel·lícula de transmissió de calor al fluid i paret, que s'aproxima i es suposa un valor de 1.

El diàmetre equivalent es calcula amb el pitch triangular mitjançant l'equació del mètode de Kern:

$$D_{eq} = \frac{1,1}{D_e} \cdot (P_t^2 - 0,917 \cdot D_e^2) \quad [Eq. 11.5.9 \text{ Càlcul de diàmetre equivalent de carcassa per pitch triangular}]$$

$$\text{Calculant } D_{eq} = \frac{1,1}{50 \cdot 10^{-3} \text{ m}} \cdot ((62,5 \cdot 10^{-3} \text{ m})^2 - 0,917 \cdot (50 \cdot 10^{-3} \text{ m})^2) = 0,0355 \text{ m} \quad (eq.11.5.27)$$

El Reynolds a carcassa:

$$Re = \frac{D_{eq} \cdot G_s}{\mu_s} \quad (Eq. 11.5.28) \quad [\text{Càlcul del Re del fluid de carcassa}]$$

On:

- G_s (Kg/m²·s) és la densitat de flux màssic a carcassa
- μ_s (Kg/m·s) és la viscositat de l'aigua a carcassa

Amb el que:

$$G_s = \frac{Maigua}{A_{st}} \quad (eq.11.5.28) \quad [\text{Càlcul de densitat de flux màssic a carcassa}]$$

On:

A_{st} (m²) és l'àrea transversal de carcassa

$$A_{st} = \frac{l_B \cdot D_s \cdot (P_t - D_e)}{P_t \cdot n_s} = \frac{0,75 \text{ m} \cdot 1,502 \text{ m} \cdot (0,0625 \text{ m} - 0,05 \text{ m})}{0,0625 \text{ m} \cdot 1} = 0,225 \text{ m}^2 \quad (eq.11.5.29)$$

Llavors,

$$G_s = \frac{Maigua}{A_{st}} = \frac{309,47 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot 1 \frac{\text{h}}{3600 \text{ s}}}{0,225 \text{ m}^2} = 0,381 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s} \quad (eq.11.5.30)$$

Es calcula Re de carcassa:

$$Re = \frac{D_{eq} \cdot G_s}{\mu_s} = \frac{0,0355 \text{ m} \cdot 0,381 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}}{9,81 \cdot 10^{-4} \frac{\text{Kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}} = 13,8 \quad (eq.11.5.31)$$

11. Manual de càlculs

I amb el $Re = 13,8$ i “baffle cut” 45 % es mira la figura del llibre R.K. Sinnott “Chemical Engineering design” anomenat a dalt, al capítol “Heat transfer equipment”, pàg. 674:

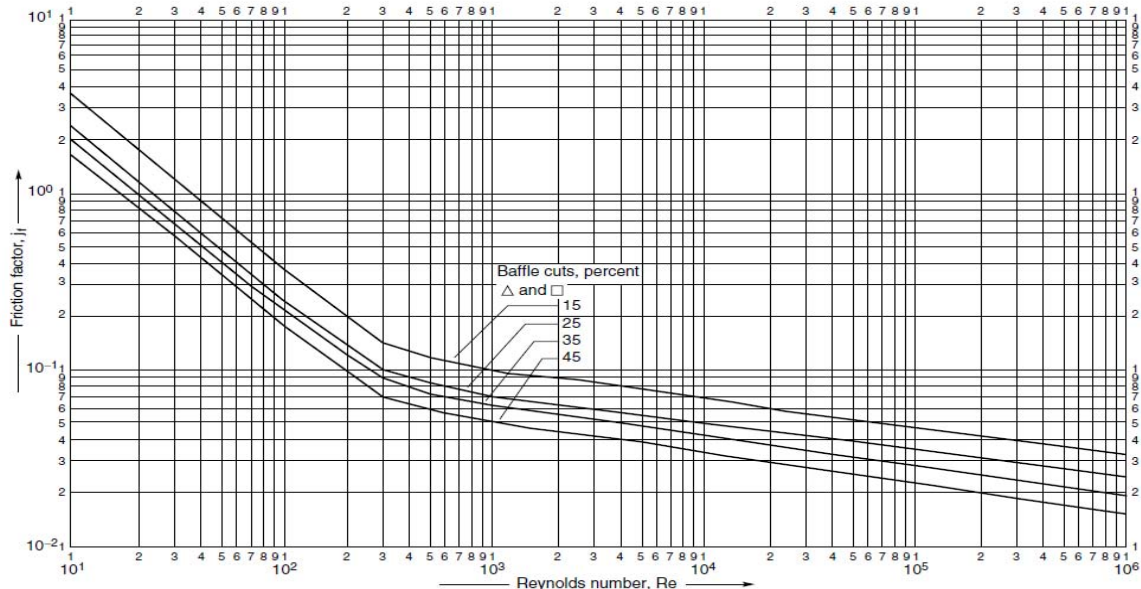


Figura 11.5.8. Figura per trobar el factor j_f pel càlcul de pèrdues de càrrega a carcassa

S’obté un j_f de 1,4 aproximadament.

I la velocitat de l’aigua en carcassa:

$$V_s = \frac{M_{aigua}}{A_{st} \cdot \rho_s} = \frac{309,47 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{1h}{3600s}}{0,225 m^2 \cdot 997,13 \frac{Kg}{m^3}} = 0,0004 m/s \quad (eq.11.5.32)$$

Es calcula, doncs, la pèrdua de pressió a carcassa :

$$\Delta P_s = 1 \cdot 8 \cdot 1,4 \cdot \frac{997,13 \frac{Kg}{m^3} \cdot \left(0,0004 \frac{m}{s}\right)^2}{2} \cdot \left(\frac{1,502 m}{0,0355 m}\right) \cdot \left(\frac{6,1 m}{0,75 m}\right) \cdot 1 = 0,28 Pa \quad (eq.11.5.33)$$

Donen unes pèrdues menyspreables, amb el que hi haurà un estalvi energètic en aquest tram. El problema és la velocitat que és molt baixa, fora dels rangs típics, per tant, per aquest costat el coeficient de transmissió de calor serà baix degut a una transferència de calor baixa. Per això, el coeficient h_e és baix i U també. Al ser la velocitat baixa la corrosió serà petita.

11. Manual de càlculs

11.5.6 PÈRDUA DE PRESSIÓ AL REACTOR

Per calcular les pèrdues al capçal tant baix com de dalt del reactor, d'entrada i sortida del fluid de procés respectivament, es menyspreen, ja que són de l'ordre de pocs pascals. Llavors, la pressió a entrada de reactor es considera la d'entrada, 152 KPa. Per calcular la pèrdua de càrrega al reactor s'usa l'equació del llibre P. Trambouze, H. Van Landeghem, J.P. Wauquier, "Chemical Reactors", any 1988, al capítol "Reactors employing a fluid phase and a catalytic solid phase", pàg. 393:

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \cdot \frac{\varepsilon_p^2}{(1-\varepsilon_p)^3} \cdot \frac{\mu \cdot V_{superficial}}{Dp^2} + 1,75 \cdot \frac{\varepsilon_p}{(1-\varepsilon_p)^3} \cdot \frac{\rho \cdot V_s^2}{Dp}$$

(eq. 11.5.34) [Càlcul de la pèrdua de pressió en llit fix]

On:

- ΔP (Pa) és la pèrdua de pressió en el llit fix
- L (m) és la longitud del llit de partícules

Es consideren condicions de l'entrada ja que no varien molt, l'error és molt petit.

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \cdot \frac{0,55^2}{(1-0,55)^3} \cdot \frac{1,598 \cdot 10^{-5} \left(\frac{Kg}{m \cdot s}\right) \cdot 0,45 \frac{m}{s}}{(0,0023 \text{ m})^2} + 1,75 \cdot \frac{0,55}{(1-0,55)^3} \cdot \frac{5,881 \frac{Kg}{m^3} \left(\frac{0,45 m}{s}\right)^2}{0,0023 \text{ m}} = \mathbf{6225,315}$$

Pa/m

Si els tubs són de 6,1 m on es té el llit, es perden 37974 Pa, 37,97 KPa de pèrdua de càrrega en aquest llit fix catalític. Per tant, respecte l'entrada, 152 KPa, a la sortida que el gas té una pressió de 114 KPa, hi ha un total de 25 % de pèrdues, que està dins dels rangs bibliogràfics. Igualment es torna a comprimir per poder-lo tenir a pressió alta, i per tant, requereix una mica més de consum energètic per aquesta pèrdua.

11.5.7 DISSENY MECÀNIC

11.5.7.1 Disseny mecànic de tubs

En aquest apartat es calcula la part mecànica de tubs del reactor. S'ha de tenir en compte que es tenen dues parts pels tubs de fluids que circulen, la part interna, per on es dona la reacció per a la síntesi del freon-13 que està recoberta amb 1 mm de tefló per temes de corrosió interiors, i la part externa, per on circula el refrigerant, l'aigua en aquest cas.

11. Manual de càlculs

Es fa el càlcul amb el codi ASME. Llavors, el material que es posarà per tubs és l'acer AISI 316L que té una bona resistència a esforços de tensió i a la corrosió per l'aigua, ja que per dintre està recobert de tefló amb 1 mm d'espessor que evita la corrosió de l'acer per un temps que s'ha calculat per la vida útil de la planta, 8 anys.

Les temperatures d'operació són relativament baixes i, per tant, la resistència mecànica serà bona davant la pressió i també a corrosió.

Les temperatures i pressions de disseny per al càlcul de gruixos al interior són:

$$T_{\text{disseny}} = T_{\text{op}} + 15 \text{ }^{\circ}\text{C} = 126 + 15 = 141 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P_{\text{disseny}} = P_{\text{op}} + 175 \text{ KPa} = 152 + 175 = 327 \text{ KPa}$$

I el càlcul del gruix intern a partir del llibre Eugene F. Megyesy, "Manual de recipientes a presión", 1ª ed., any 1992, pàg. 18:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \quad (\text{eq. 11.5.36})$$

On:

P (psi) és la pressió de disseny

R (polzades) és el radi intern del cilindre

S (psi) és el valor de l'esforç del material en funció de temperatura

E és el factor de soldadura, en aquest cas de radiografiat parcial

En resum el càlcul:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} = \frac{47,43 \text{ psi} \cdot 0,9 \text{ polz}}{15700 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 47,43 \text{ psi}} = 0,0032 \text{ polzades} \cdot \frac{25,4 \text{ mm}}{1 \text{ polzada}} = \mathbf{0,081 \text{ mm}}$$

I per sobreespressor de corrosió, com l'interior dels tubs estan a recoberts de tefló per evitar els gasos i el catalitzador, no fa falta posar-hi. En el costat de carcassa l'acer AISI 316 L estarà en contacte amb l'aigua de refrigeració a temperatures baixes (25-35°C) i poca pressió (1,5 atm), essent a més un bon material que resisteix a l'aigua de torre, la corrosió serà petita i es posa un marge de corrosió (1-6 mm es sol posar en funció dels materials i components que causen corrosió) de més fins als $t = 2 \text{ mm}$ com s'havia dit abans, i serà suficient per al temps de vida dels equips.

I la pressió exterior de l'aigua amb l'equació del llibre anterior no pot superar la pressió màxima permesa:

11. Manual de càlculs

$$P_a = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot \left(\frac{D_e}{t}\right)} \quad [Eq \ 11.5.13 \text{ Càlcul de pressió màxima permesa externa en cilindres}]$$

On es llegeix A en un gràfic en funció de $L/D_e = 6,1 \text{ m}/0,05 \text{ m} = 122$ i $D_e/t = 50 \text{ mm}/2 \text{ mm} = 25$, on $A = 0,0015$ a la pàg. 40 del llibre.

I llavors, es busca B en un gràfic en funció de la temperatura i de A per l'acer 316L, pàg. 45 del llibre. On $B = 8500$ aproximadament.

La pressió màxima permesa per fora dels tubs serà:

$$P_a = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot \left(\frac{D_e}{t}\right)} = \frac{4 \cdot 8500}{3 \cdot 25} = 453,33 \text{ psi. Si } P = 1,5 \text{ atm} = 22,04 \text{ psi, en el disseny es podrà treballar amb aquest gruix per temes de resistència a la pressió.}$$

Ara es calcula el pes de tubs buits:

$$\text{Pes dels tubs d'acer} = \frac{\pi}{4} \cdot L \cdot (D_{e \text{ acer}}^2 - D_{i \text{ acer}}^2) \cdot N_{\text{tubs}} \cdot \rho_{\text{acer}} = \frac{\pi}{4} \cdot 6,1 \text{ m} \cdot ((50 \cdot 10^{-3} \text{ m})^2 - (46 \cdot 10^{-3} \text{ m})^2) \cdot 403 \cdot 7960 \text{ Kg/m}^3 = \mathbf{5901,6 \text{ Kg}}$$

$$\text{Pes recobriment tefló tubs} = \frac{\pi}{4} \cdot L \cdot (D_{e \text{ tefló}}^2 - D_{i \text{ tefló}}^2) \cdot N_{\text{tubs}} \cdot \rho_{\text{tefló}} = \frac{\pi}{4} \cdot 6,1 \text{ m} \cdot ((46 \cdot 10^{-3} \text{ m})^2 - (44 \cdot 10^{-3} \text{ m})^2) \cdot 403 \cdot 2200 \text{ Kg/m}^3 = \mathbf{764,6 \text{ Kg}}$$

Per tant, el pes total de tots els tubs buits = **5901,6 Kg + 764,6 Kg = 6666,2 Kg**

Llavors, es calcula el pes de tubs plens amb catalitzador, aigua i mescla gas del procés:

Taula 11.5.10 Resum de pesos de tubs

Pes amb aigua (Kg)	10398,2
Pes amb mescla gas (Kg)	6688,15
Pes amb catalitzador (kg)	11674,57
Pes amb aigua i catalitzador (Kg)	13353,97
Pes amb catalitzador i mescla gas (Kg)	11684,45

11.5.7.2 Disseny mecànic de carcassa

En aquest apartat es mostra el disseny de la part externa del reactor, la carcassa, on està el feix de tubs. Com ja se sap el diàmetre intern de carcassa, $D_s = 1,502 \text{ m}$, amb el mètode de Kern, es pot estimar el gruix de paret necessari.

Les temperatures i pressions de disseny per al càlcul de gruixos al interior són:

11. Manual de càlculs

$$T_{\text{disseny}} = T_{\text{op}} + 15 \text{ }^{\circ}\text{C} = 35 + 15 = 50 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P_{\text{disseny}} = P_{\text{op}} + 175 \text{ KPa} = 151,98 + 175 = 326,98 \text{ KPa}$$

El material en aquest cas serà l'acer AISI 316L també. En aquest cas, sense recobriment de tefló ja que només hi ha aigua de torre. Amb l'equació anterior 11.5.12 es calcula el gruix de carcassa:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} = \frac{47,42 \text{ psi} \cdot 29,57 \text{ polzades}}{15700 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 47,42 \text{ psi}} = 0,105 \text{ polzada} \cdot \frac{25,4 \text{ mm}}{1 \text{ polzada}} = \mathbf{2,66 \text{ mm}}$$

Per temes de pressió, s'haurà de posar aquest gruix. Per evitar la corrosió, com és un material bo i s'ha dit que aguanta bé, el sobrespessor de corrosió pot ser petit i com ja es tenen 2,66 mm, es ficarà un gruix de paret estàndard de **4 mm**. Per tant, el diàmetre extern de carcassa serà de 1,51 m, 1510 mm.

Per poder realitzar la connexió dels tubs al capçal i al fons es sumen 3 cm per cada costat. Per tant, la carcassa serà de longitud de tubs $6,1 \text{ m} + 2 \cdot 0,03 \text{ m} = 6,16 \text{ m}$.

En resum, es calcula l'alçada, l'àrea de carcassa, volum i pesos:

Taula 11.5.11. Alçades, àrea, volums sense fons i capçal i pesos de carcassa

Alçada tubs (m)	6,1
Alçada carcassa (m)	6,16
Àrea de carcassa (m²)	29,2
Volum amb carcassa (m³)	11,03
Pes carcassa (Kg)	927,96
Pes carcassa amb aigua (Kg)	6906,31

11.5.7.3 Disseny mecànic del fons i capçal del reactor

En aquest apartat es fa el disseny mecànic del capçal i del fons del reactor. Pel tipus de capçal escollit abans es pot fer un fons i un cap de reactor hemisfèric. El material emprat també és el AISI 316L un altre cop recobrint de tefló 1 mm per la mescla de reacció gas i la vida d'equips.

Llavors, es fa primer el disseny del fons del reactor sabent que:

$$T_{\text{disseny}} = T_{\text{op}} + 15 \text{ }^{\circ}\text{C} = 126 + 15 = 141 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P_{\text{disseny}} = P_{\text{op}} + 175 \text{ KPa} = 152 + 175 = 327 \text{ KPa}$$

11. Manual de càlculs

Com s'utilitza la mateixa forma a dalt i baix del reactor l'equació de disseny de gruix és igual:

$$t = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} \quad (\text{eq.11.5.36})$$

Llavors, el fons serà:

$$t = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} = \frac{47,43 \text{ psi} \cdot 29,6 \text{ polzades}}{2 \cdot 15700 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 47,43 \text{ psi}} = 0,053 \text{ polzades} \cdot \frac{25,4 \text{ mm}}{1 \text{ polzada}} = \mathbf{1,34 \text{ mm}}$$

Per corrosió, l'acer està protegit per dintre amb el tefló, per tant, no s'ha de posar sobressessor, si a l'exterior per l'aire de l'ambient que la oxidació serà molt petita. Per tant, es posa per termes de disseny de pressió i corrosió **t= 3 mm** de gruix del fons estàndard, que donarà suficient temps per la vida d'equips.

I pel capçal s'usa la mateixa equació amb:

$$T_{\text{disseny}} = T_{\text{op}} + 15 \text{ }^{\circ}\text{C} = 126 + 15 = 141 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P_{\text{disseny}} = P_{\text{op}} + 175 \text{ KPa} = 114 + 175 = 289 \text{ KPa}$$

$$t = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} = \frac{41,92 \text{ psi} \cdot 29,6 \text{ polzades}}{2 \cdot 15700 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 41,92 \text{ psi}} = 0,0465 \text{ polzades} \cdot \frac{25,4 \text{ mm}}{1 \text{ polzada}} = \mathbf{1,18 \text{ mm}}$$

Per corrosió, l'acer està protegit per dintre amb el tefló, per tant, no s'ha de posar sobressessor, si a l'exterior per l'aire de l'ambient que la oxidació serà molt petita. Per tant, es posa per termes de pressió de disseny i corrosió **t= 3 mm** de gruix del capçal estàndard, que donarà suficient temps per la vida d'equips.

En resum,

Taula 11.5.12. Diàmetres, gruixos i pesos de fons i capçal

Diàmetre intern fons (hemisfèric) (m)	1,502
Diàmetre intern capçal (hemisfèric) (m)	1,502
Diàmetre extern fons (m)	1,51
Diàmetre extern capçal (m)	1,51
Gruix tefló a fons i capçal (mm)	1
Gruix acer fons (mm)	3
Gruix acer capçal (mm)	3
Pes fons total (tefló+acer) (Kg)	7,8+85,18= 92,98
Pes fons total amb aigua(Kg)	1033,25
Pes fons total amb gas de procés (Kg)	98,51
Pes capçal total (tefló+acer) (Kg)	7,8+85,18= 92,98
Pes capçal total amb aigua (Kg)	1033,25
Pes capçal total amb gas de procés (Kg)	98,51

11. Manual de càlculs

Per al càlcul de pesos s'ha calculat el volum i amb la densitat del material o fluid s'ha trobat el pes. El volum s'han pogut calcular amb l'equació d'una semiesfera com $V = \frac{4}{6} \cdot \pi \cdot R^3$.

El recobriment de tefló començant amb el radi intern de carcassa, i posteriorment el gruix d'acer.

11.5.8 ALÇADA, ÀREA, VOLUM, PES BUIT I PLE

En aquest apartat es calculen les últimes característiques del disseny mecànic del reactor. La majoria de dades estan a les taules de dalt.

Aleshores, es calcula l'alçada del reactor com:

$$H_{\text{reactor}} = H_{\text{carcassa}} + H_{\text{fons}} + H_{\text{capçal}} = 6,16 \text{ m} + \frac{1,51 \text{ m}}{2} + \frac{1,51 \text{ m}}{2} = \mathbf{7,67 \text{ m}}$$

I l'àrea total exterior:

$$\text{Àrea total externa} = \text{Àrea carcassa} + \text{Àrea fons} + \text{Àrea capçal} = 29,2 \text{ m}^2 + 4 \cdot \pi \cdot \left(\frac{1,51 \text{ m}}{2}\right)^2 + 4 \cdot \pi \cdot \left(\frac{1,51 \text{ m}}{2}\right)^2 = \mathbf{43,53 \text{ m}^2}$$

El volum total:

$$V_{\text{total}} = V_{\text{amb carcassa}} + V_{\text{fons}} + V_{\text{capçal}} = 11,03 \text{ m}^3 + \frac{4}{6} \cdot \pi \cdot \left(\frac{1,51 \text{ m}}{2}\right)^3 + \frac{4}{6} \cdot \pi \cdot \left(\frac{1,51 \text{ m}}{2}\right)^3 = \mathbf{12,83 \text{ m}^3}$$

El pes buit es calcula amb les dades calculades ja:

$$\text{Pes buit} = \text{Pes tubs buits} + \text{Pes carcassa} + \text{Pes fons} + \text{Pes capçal} = 6666,2 \text{ Kg} + 927,96 \text{ Kg} + 92,98 \text{ Kg} + 92,98 \text{ Kg} = \mathbf{7780,12 \text{ Kg}}$$

El pes ple amb aigua:

$$\text{Pes ple amb aigua} = \text{Pes tubs amb aigua} + \text{Pes carcassa amb aigua} + \text{Pes fons amb aigua} + \text{Pes capçal amb aigua} = 10398,2 + 6906,31 + 1033,25 + 1033,25 = \mathbf{19371 \text{ Kg}}$$

I el pes ple amb el catalitzador i el gas de procés, és a dir, el pes en operació és:

$$\text{Pes operació} = \text{Pes tubs amb catalitzador i gas procés} + \text{Pes carcassa amb aigua} + \text{Pes fons amb gas procés} + \text{Pes capçal amb gas procés} = 11684,45 + 6906,31 + 98,51 + 98,51 = \mathbf{18787,78 \text{ Kg}}$$

11. Manual de càlculs

11.5.9 AÏLLAMENT DEL REACTOR

Finalment, en l'exterior de carcassa no es posa aïllament ja que no hi ha riscos al passar per la zona, perquè són temperatures baixes (T° ambient), i llavors, les pèrdues en forma de calor cap a l'exterior per fricció, per conducció de l'acer AISI 316L, etc, són petites. A més, el calor ja se l'emporta el fluid refrigerant, en aquest cas l'aigua.

Pel que respecta al fons i capçal de reactor hemisfèrics i iguals si que han de portar aïllant ja que es troben a temperatures a l'interior del gas de procés de 126°C . Llavors, emprat la temperatura de disseny en cas més extrem, 141°C , es calcula amb el programa "Insulan" de l'empresa "Calorcol S.A." el gruix d'aïllant donant:

CALORCOL S.A.			
TRANSFERENCIA DE CALOR PARA SUPERFICIES PLANAS (CALOR)			
MANTAS AISLANTES DE 140 kg/m^3			
SUPERFICIE PLANA HORIZONTAL CARA HACIA ARRIBA			
CALCULOS PARA ESPESOR IDEAL			
Temperatura Interior (TI)	$^{\circ}\text{C}$		141.0
Temperatura Superficie Aislamiento (TS)	$^{\circ}\text{C}$		16.43
Temperatura Ambiente (TA)	$^{\circ}\text{C}$		5.0
Velocidad del Aire (V)	mi/h		4.47
Material Superficie Aislamiento			13
Emisividad Superficie Aislamiento (Es)			0.5
Emisividad Superficie Desnuda (Ed)			0.3
Temperatura Media (TM)	$^{\circ}\text{F}$		173.69
Coefficiente de Conductividad Térmica (k)	BTU plg/pie 2 h $^{\circ}\text{F}$		0.3
Conductancia de la película de aire (f)	BTU/pie 2 h $^{\circ}\text{F}$		2.23
Espesor del Aislamiento recomendado (E)	plg		1.49
Pérdida de Calor por Radiación (Qr)	BTU/pie 2 h		9.55
Pérdida de Calor por Convección (Qc)	BTU/pie 2 h		36.28
Pérdida de Calor Total (Qt)	BTU/pie 2 h		45.84
Pérdida de Calor Superficie Desnuda (Qdt)	BTU/pie 2 h		932.85
Eficiencia del aislamiento (Ef)	%		95.09

Figura 11.5.9. Resultats del càlcul del programa Insulan per a l'aïllant

En aquest cas, la velocitat del vent no afecta quasi al gruix del aïllant. El gruix de l'aïllant serà de 1,5 polzades, 3,8 cms amb una eficiència del 95 %, cosa que genera poques pèrdues de calor per fricció, conducció, etc. L'aïllant serà la llana de roca mineral amb una densitat de 140 Kg/m^3 que anirà recoberta amb un alumini pintat per l'exterior.

11. Manual de càlculs

11.5.10 ASPECTES ADDICIONALS DE DISSENY DE REACTOR

En aquest apartat es fa menció a altres aspectes no contemplats del disseny del reactor R-401.

Per a subjectar el catalitzador es posaran unes reixes a entrada i sortida de tubs de l'acer teflonades del tamany més petit possible, 12 "mesh", 1,7 mm o una mica més petit de porus, ja que és el tamany més petit de catalitzador que es tindrà.

El fons i cap estaran oberts per la canonada d'entrada i sortida de procés, al igual que pel fluid de carcassa. A l'entrada del procés el gas ja entrarà preescalfat a 126 °C gràcies a un bescanviador i a la pressió de 152 KPa del compressor. El mateix amb el fluid de carcassa que entrarà a un 1,5 atm bombat des de la torre de refrigeració.

També, hi hauran una vàlvula de seguretat (PSV) i controls de T, P, cabals, que siguin necessaris.

El reactor anirà, al ser vertical, amb els suports i estructura necessaris de bigues, soldadures i de més per aguantar tot el pes i, i de tal manera que aguantin els esforços tensors.

Pels tubs que es netegen, es canvien, l'interior de carcassa, etc, es pot fer la preparació de superfície, polits i donar pintura a base d'olis o amb compostos fenòlics en aquest cas per les temperatures a les que s'opera.

Al doblar l'equip per canvi de catalitzador cada 30 dies, es poden canviar les reixes de subjecció que duraran menys temps, netejar o canviar qualsevol cosa que estigui en mal estat a l'equip aprofitant els 30 dies que està parat un dels reactors. Per això es disposa de capçals desmuntables.

11. Manual de càlculs

11.6 DISSENY DE LES COLUMNES DE DESTIL·LACIÓ

11.6.1 CONSIDERACIONS DE DISSENY

El present projecte té un total de 4 torres de destil·lació, mitjançant les quals es dur a terme la purificació dels diferents productes, subproductes i reactius no reaccionats al llarg del procés.

El primer pas és decidir si aquestes seran de plats o empacades. A continuació es presenten les característiques d'ambdós tipus de columnes:

- o Columna de plats:
 - Major facilitat de neteja
 - Major resistència a les fluctuacions de temperatura
 - Menor cost de compra inicial
 - Major facilitat de control de la temperatura de treball
 - Les corrents laterals són més fàcilment eliminades en les torres de plats
 - Menor eficiència degut a una menor àrea superficial
 - El pes sol ser menor, reduint així certs costos com els suports.
- o Columna empacada:
 - Menor caiguda de pressió del gas
 - Menor temps de retenció del líquid
 - Valors alts de treball de la relació líquid-gas
 - Operen amb menor bombolleig de gas en el líquid
 - Òptima per substàncies corrosives
 - El rebliment augmenta la relació àrea-volum, millorant així la transferència

En el cas de treball, tal com ja s'ha esmentat en el diagrama de blocs i el diagrama de procés, es requereix una elevada eficàcia. L'eficàcia de separació en una columna, on ascendeix gas i descendeix líquid, depèn directament de quant bona és la transferència de matèria i d'energia entre ambdues fases. A part, també cal tenir en compte que es treballa amb productes altament corrosius, HF en la primera part del procés i HCl en la segona part. Així doncs, d'acord amb aquests paràmetres i amb les propietats anteriorment exposades, es decideix que les 4 columnes de destil·lació seran tipus empacades.

11. Manual de càlculs

Finalment, abans de passar al càlcul i disseny de les columnes, a continuació es presenta un breu resum de la utilitat i funcionalitat de cadascuna d'elles:

o Columna DC-301:

Columna empacada situada just a continuació del primer reactor, R-201. Hi entra un cabal gasós a 150°C i 1,5 atm. L'objectiu d'aquesta columna és separar el CCl_4 de la resta de components per tal de poder recircular-lo com a reactiu a l'inici del procés. Per caps s'obté un cabal gasós que serà l'aliment de la següent torre de destil·lació, DC-302.

o Columna DC-302:

Columna empacada que té com a entrada el destil·lat de la columna DC-302. El cabal d'entrada es troba totalment en fase gas, a 10 atm i 139°C. L'objectiu d'aquesta columna es separar del corrent de procés l'HCl i el Freon-13 formats en el reactor R-201. Tals components es recuperen en fase gas per caps de columnes, mentre que per cues s'obté un corrent líquid amb HF, Freon-11 i Freon-12, principalment.

o Columna DC-501:

Columna empacada situada just a la sortida del segon reactor, R-401. Aquesta té com a entrada un corrent gasós a 100°C i pressió lleugerament superior a l'atmosfèrica. L'objectiu d'aquesta columna és separar el CCl_4 format com a subproducte en la reacció, el qual es recircula a l'inici del procés. Aquest corrent s'obté en fase líquida per cues de columnes, mentres que per caps s'obté un corrent gasós amb els 3 freons (11, 12 i 13).

o Columna DC-502:

Columna empacada que té com a objectiu la purificació final del producte d'interès, Freon-13. Té un cabal d'entrada en fase gas de Freons 11, 12 i 13 a 10 atm i uns 65°C. S'obté un corrent destil·lat amb Freon-13 pràcticament pur, puresa superior al 99,5% i un corrent per cues de Freons 11 i 12, els quals es recirculen al segon reactor.

11. Manual de càlculs

11.6.2 MÈTODE DE DISSENY

El disseny de les columnes de destil·lació s'ha realitzat mitjançant el simulador ASPEN Hysys, el qual proporciona un mètode rigorós de disseny. A continuació s'exemplifica el disseny d'una de les columnes, concretament la DC-301.

Primerament és necessari realitzar un mètode Short Cut, mitjançant el qual s'obtenen un resultats aproximats, els quals serviran posteriorment com a valors inicials d'iteració per al mètode rigorós. A continuació es presenten els resultats obtinguts amb Hysys:

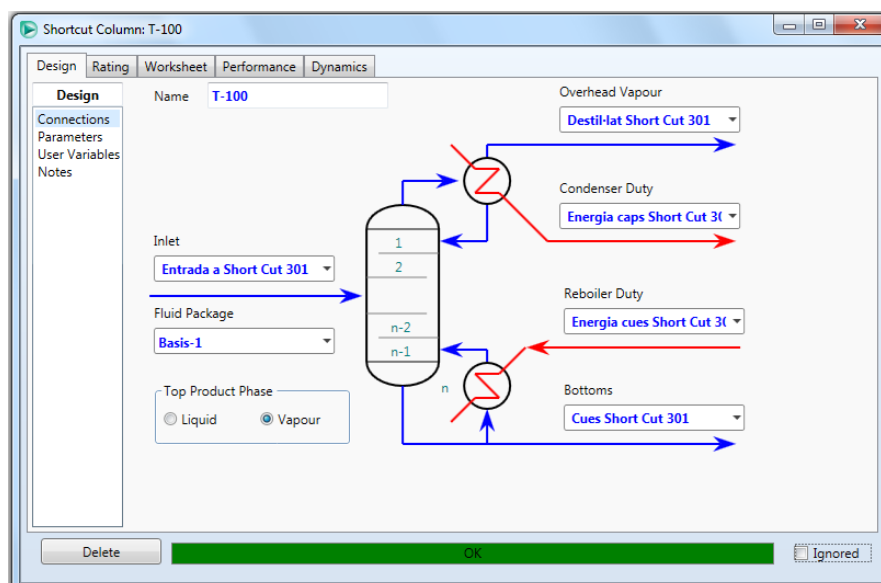
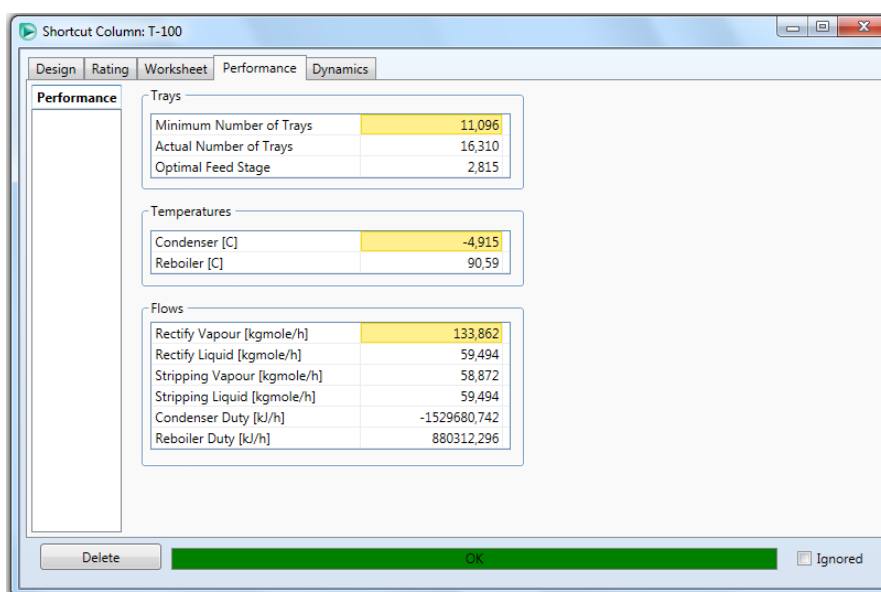


Figura 11.6.1 Mètode Short Cut, Aspen Hysys.



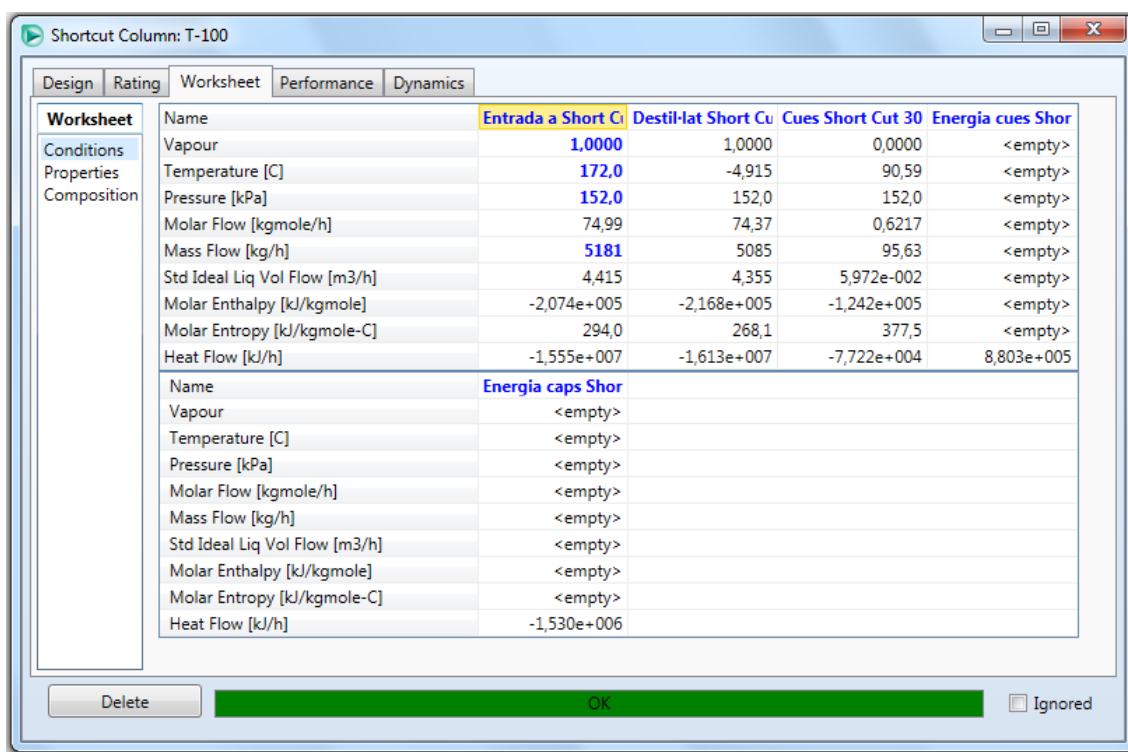
Trays	
Minimum Number of Trays	11,096
Actual Number of Trays	16,310
Optimal Feed Stage	2,815

Temperatures	
Condenser [C]	-4,915
Reboiler [C]	90,59

Flows	
Rectify Vapour [kgmole/h]	133,862
Rectify Liquid [kgmole/h]	59,494
Stripping Vapour [kgmole/h]	58,872
Stripping Liquid [kgmole/h]	59,494
Condenser Duty [kJ/h]	-1529680,742
Reboiler Duty [kJ/h]	880312,296

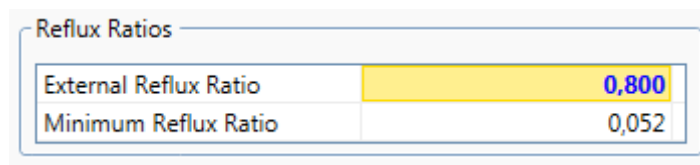
Figura 11.6.2 Resultats mètode Short Cut, Aspen Hysys.

11. Manual de càlculs



Shortcut Column: T-100					
Worksheet					
	Entrada a Short Cu	Destil-lat Short Cu	Cues Short Cut 30	Energia cues Shor	
Name	1,0000	1,0000	0,0000	<empty>	
Vapour	172,0	-4,915	90,59	<empty>	
Temperature [C]	152,0	152,0	152,0	<empty>	
Pressure [kPa]	74,99	74,37	0,6217	<empty>	
Molar Flow [kgmole/h]	5181	5085	95,63	<empty>	
Mass Flow [kg/h]	4,415	4,355	5,972e-002	<empty>	
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	-2,074e+005	-2,168e+005	-1,242e+005	<empty>	
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	294,0	268,1	377,5	<empty>	
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-1,555e+007	-1,613e+007	-7,722e+004	8,803e+005	
Heat Flow [kJ/h]					
Name	Energia caps Shor				
Vapour	<empty>				
Temperature [C]	<empty>				
Pressure [kPa]	<empty>				
Molar Flow [kgmole/h]	<empty>				
Mass Flow [kg/h]	<empty>				
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	<empty>				
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	<empty>				
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	<empty>				
Heat Flow [kJ/h]	-1,530e+006				

Figura 11.6.3 Cabals i propietats mètode Short Cut, Aspen Hysys.



Reflux Ratios	
External Reflux Ratio	0,800
Minimum Reflux Ratio	0,052

Figura 11.6.4 Relació de reflux amb mètode Short Cut, Aspen Hysys.

Finalment, a partir de les dades presentades en les figures 11.2.1 a 11.2.4 s'ha procedit al disseny rigorós de la columna. Aquest s'ha realitzat mitjançant l'opció 'tray sizing' integrada en Aspen Hysys. Els resultats obtinguts es presenten a continuació:

11. Manual de càlculs

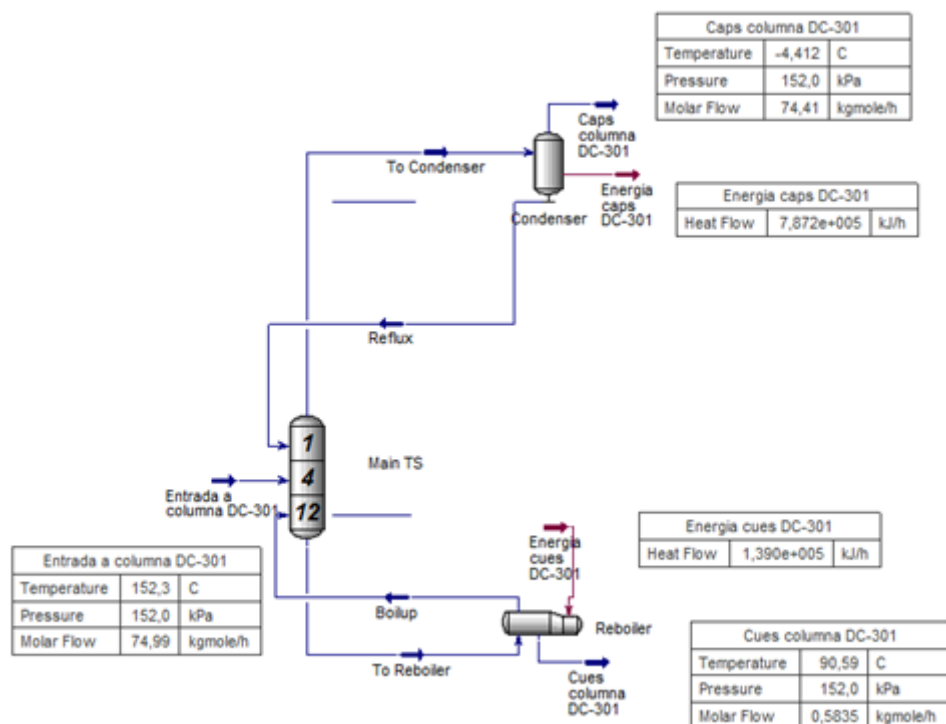


Figura 11.6.5 Balanç de matèria i energia de la columna DC-301.

Design	Performance	Dynamics	Export
Design			
Setup	Section_1		
Specs	1_Main TS		
Tray Internals	12_Main TS		
Notes	Packed		
Common Specifications			
Mode	Design		
Section Diameter [m]	<empty>		
Foaming Factor	1,000		
Max Delta P (ht of liq) [kPa/m]	0,4086		
Max Flooding [%]	80,00		
Tray Specifications			
Sieve/Valve Tray Flood Method			
Number of Flow Paths	<empty>		
Tray Spacing [m]			
Tray Thickness [mm]			
High capacity Nye modification	☒		
Riser Hole Area [%]			
Liq. res. time on chimney/sump trays [s]			
Chimney Riser Height [mm]			
Packing Specifications			
Packing Correlation	SLEv73		
HETP [m]	0,4310		
Packing Type	Flexipac (Metal Struct)		

Delete OK Ignored

Figura 11.6.6 Disseny detallat de la columna empacada DC-301.

11. Manual de càlculs

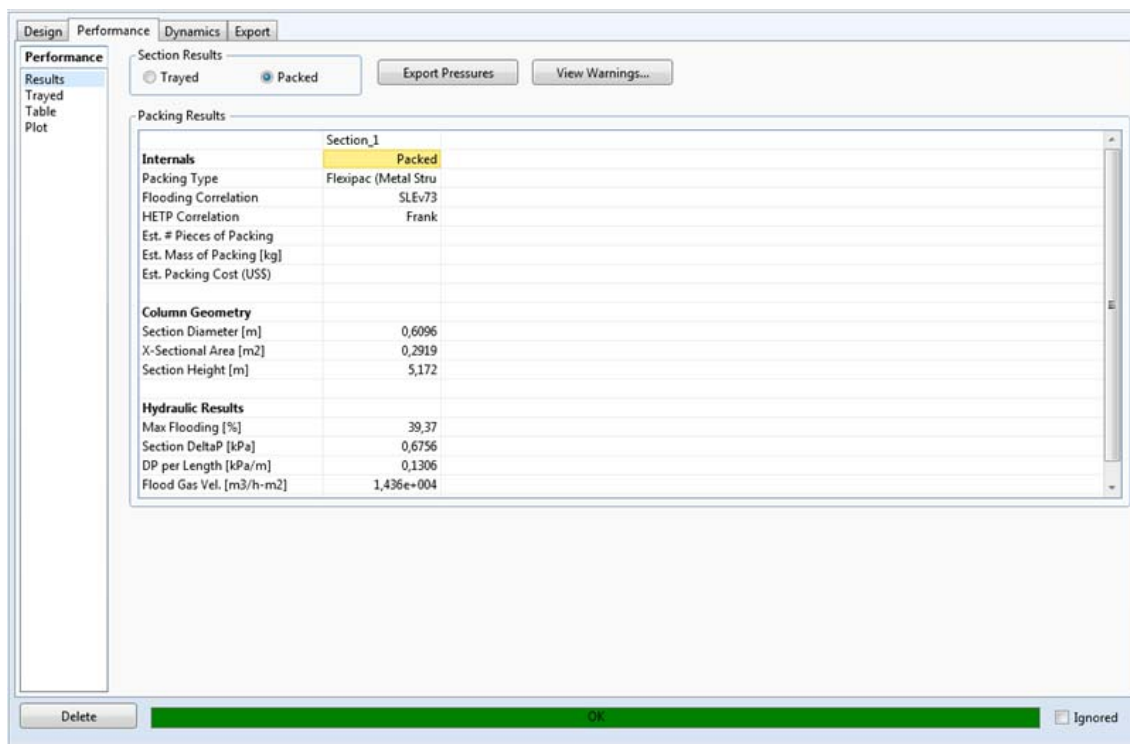


Figura 11.6.7 Disseny detallat de la columna empacada DC-301.

Pel que fa al tipus de rebliment, s'ha decidit que fos de tipus estructurat, concretament Mellapak 125 de l'empresa Sulzer. El motiu d'aquesta elecció es deu a que es treballa amb diàmetres de columna grans, superiors als 400 mm, fet que fa adequada l'elecció d'un tipus de rebliment estructurat. A part, tot i el major cost respecte al 'random packed', presenten una menor pèrdua de càrrega, fet que els fa adients per a les condicions d'operació. Pel que fa al material, es tracta d'AlSi 304 recobert amb tefló, amb la finalitat d'evitar la corrosió deguda a l'ambient àcid de treball.

A continuació, taula 11.6.1, es presenten les principals propietats d'aquest tipus de rebliment:

11. Manual de càlculs

Taula 11.6.1 Propietats de diferents materials d'empacat.

Name	Size or number	Area, m ² /m ³	% voids*	Packing factor, m ⁻¹		Vendor
				Normal $F_p^{\dagger}$	Dry $F_{pd}^{\dagger}$	
Metals, corrugated sheets						
Mellapak	125Y	125	99	33		Sulzer
	170Y	170	99	39		
	2Y	223	99	46		
	250Y	250	98	66		
	350Y	350	98	75		
	500Y	500	98	112		
	750Y	750	97			
	125X	125	99	16		
	170X	170	99	20		
	2X	223	99	23		
	250X	250	98	26		
	500X	500	98	82		
Mellapak Plus	202Y		99			Sulzer
	252Y	250	98	39		
	352Y		98			
	452Y	350	98	69		
	752Y	500	98	131		

Els rebliments escollits per a les 4 columnes de destil·lació són els següents: Mellapak 125Y en les columnes DC-301, DC-502 i DC-502. Mellapak 250Y en la columna DC-302, ja que es requereix una elevada eficiència de separació, fet que s'aconsegueix amb una alta relació àrea-volum.

Finalment, ja per concloure el disseny de la columna, s'utilitza el Codi ASME per determinar paràmetres, com el gruix de paret, de fons i cap i alçada total de la columna:

- o Gruix de la paret

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + C_1 \quad (eq. 11.6.1)$$

On:

P= Pressió de disseny o pressió màxima de treball permesa

R= Radi interior

S= Valor d'esforç màxim permès del material a la temperatura de disseny

E= Coeficient de soldadura

11. Manual de càlculs

C_1 = Tolerància a la corrosió

t = Espessor mínim requerit

El valor de la Pressió de disseny es calcula com:

$$P = P_{treball} + 0,2 P_{treball} + P_{hidroestàtica} \quad (eq. 11.6.2)$$

$$T = T_{treball} + 20 \quad (eq. 11.6.3)$$

El càlcul de la pressió hidroestàtica es farà a partir del tant per cent màxim d'inundació (max. Flooding) que pot experimentar la columna, 79% en aquest cas.

Així doncs, d'acord amb les equacions 11.6.1 i 11.6.2, s'obté:

$$P = 1,2 * \left(1,5 + 1482 \cdot 9,81 \frac{m}{s^2} \cdot 5,17m \cdot \frac{1 atm}{1,013 \cdot 10^5 Pa} \right) atm = 2,7 atm$$

$$T = (150 + 20)^{\circ}C = 170^{\circ}C$$

$$t = \frac{2,7 atm \cdot 0,305 m}{1129,6 atm \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 2,7 atm} \cdot 1 \cdot 10^3 + 1 mm = 1,9 mm \approx 2 mm$$

o Gruix fons i cap toriesfèric:

De la mateixa forma, també és necessari calcular els paràmetres del fons i cap de la columna, els quals són tipus toriesfèric i segueixen també el codi ASME:

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot L}{S \cdot E - 0,1 \cdot P} + C_1 \quad (eq. 11.6.4)$$

$$t = \frac{0,885 \cdot 1,67 \cdot P \cdot L}{S - 0,1 \cdot 1,67 \cdot P} \quad (eq. 11.6.5)$$

El valor de sobre espessor serà el major que s'obtingui a partir de les dues equacions anteriors. Així doncs, substituint s'obté:

$$t = \frac{0,885 \cdot 2,7 atm \cdot 0,61 m}{1129,6 atm \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 2,7 atm} \cdot 1 \cdot 10^3 + 1 \cdot mm = 2,52 mm \approx 3 mm$$

$$t = \frac{0,885 \cdot 1,67 \cdot 2,7 atm \cdot 0,61 m}{1129,6 atm - 0,1 \cdot 1,67 \cdot 2,7 atm} = 2,17 mm \approx 3 mm$$

o Altura de la columna:

11. Manual de càlculs

Per al càlcul total de l'alçada de la columna és necessari conèixer l'altura del capçal. Tal càlcul es realitza també seguint el codi ASME, d'acord amb les següents equacions:

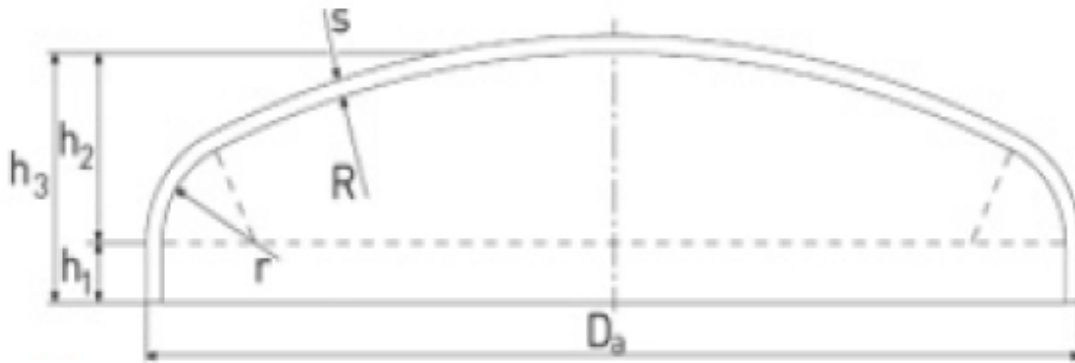


Figura 11.6.7 Il·lustració i nomenclatura d'un capçal torièsferic.

$$D_i = D_a \quad (eq. 11.6.6)$$

$$r = 0,1 \cdot D_a \quad (eq. 11.6.7)$$

$$h_1 \geq 3,5 \cdot t \quad (eq. 11.6.8)$$

$$h_2 = 0,1935 \cdot D_a - 0,455 \cdot t \quad (eq. 11.6.9)$$

$$h_3 = h_1 + h_2 \quad (eq. 11.6.10)$$

Substituint s'obté:

$$h_1 = 3,5 \cdot 3 \text{ mm} = 10,5 \text{ mm}$$

$$h_2 = 0,1935 \cdot 0,61 \cdot 10^3 \text{ mm} - 0,455 \cdot 3 \text{ mm} = 116,7 \text{ mm}$$

$$h_3 = h_1 + h_2 = (10,5 + 116,7) \text{ mm} = 127,2 \text{ mm}$$

Finalment és possible conèixer l'altura de la columna com la suma de tots els elements d'aquesta. No obstant, cal tenir en compte que també cal afegir l'espai que cal deixar entre els equips interns (distribuïdors, suports etc.), espai pels conductes per on s'introdueixen els corrents, i també per a la neteja i manteniment de la columna. Així doncs, suposant un valor de 2,5 m per a aquests punts, s'obté la següent alçada de columna:

$$h_{total} = (5,17 + 0,13 \cdot 2 + 2,5) \text{ m} = 7,92 \text{ m} \quad (eq. 11.6.11)$$

11. Manual de càlculs

o Pes de la columna:

El pes total de la columna correspon a la suma del pes del cilindre, del cap, del fons i del material d'empacat d'aquesta, juntament amb el pes del líquid en operació. A continuació es presenten aquests càlculs:

$$Pes = Àrea \cdot Gruix \cdot Densitat \quad (eq. 11.6.12)$$

$$A_{cilindre} = \pi \cdot D_c \cdot L \quad (eq. 11.6.13)$$

$$A_{torisfèric} = 0,842 \cdot D_c^2 \quad (eq. 11.6.14)$$

Així doncs, solucionant la suma de les equacions anteriors, s'obté el pes de la columna buida com:

$$Pes_{colbuida} = \pi \cdot D_c \cdot L \cdot t_{cilindre} \cdot \rho_{AlSi_{304}} + 2 \cdot (0,842 \cdot t_{fons} \cdot \rho_{AlSi_{304}}) + V_{empacat} \cdot \rho_{empacat} \quad (eq. 11.6.15)$$

$$Pes_{colbuida} = 157,2 + 40 + 120 = 317,7 \text{ Kg}$$

Finalment, el pes del líquid en operació es calcula com:

$$Pes_{líquid} = \frac{V_{columna}}{2} \cdot \rho_{líquid} \quad (eq. 11.6.16)$$

$$V_{columna} = 2 \cdot (0,513 \cdot h_3 \cdot D_i^2) + \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \cdot h \quad (eq. 11.6.17)$$

Substituint i resolent s'obté:

$$Pes_{líquid} = 2 \cdot (0,513 \cdot 0,13 \text{ m} \cdot 0,61^2 \text{ m}^2) + \frac{\pi}{4} \cdot 0,61^2 \text{ m}^2 \cdot 5,17 \text{ m} \cdot 1482 \text{ Kg/m}^3 = 2311,1 \text{ Kg/m}^3$$

$$Pes_{total} = (317,7 + 2311,1) \text{ Kg} = 2628,1 \text{ Kg}$$

Paral·lelament es calcula també el pes amb aigua. El càlcul és idèntic al anterior però substituint la densitat del líquid per la densitat de l'aigua.

$$Pes_{aigua} = 1876,5 \text{ Kg}$$

Pel que fa l'aïllant tèrmic, s'efectua un càlcul mitjançant l'eina *Insulan CALORCOL*, amb el qual s'obtenen els següents resultats:

11. Manual de càlculs

 CALORCOL LANA MINERAL DE ROCA			
CALORCOL S.A.			
TRANSFERENCIA DE CALOR PARA SUPERFICIES PLANAS (CALOR)			
MANTAS AISLANTES DE 140 kg/m ³			
SUPERFICIE PLANA HORIZONTAL CARA HACIA ARRIBA			
CÁLCULOS PARA ESPESOR IDEAL			
Temperatura Interior (TI)	°C		273.0
Temperatura Superficie Aislamiento (TS)	°C		25.0
Temperatura Ambiente (TA)	°C		0.0
Velocidad del Aire (V)	m/s		0.0
Material Superficie Aislamiento			8
Emissividad Superficie Aislamiento (Es)			0.3
Emissividad Superficie Desnuda (Ed)			0.3
Temperatura Media (TM)	°F		300.2
Coefficiente de Conductividad Térmica (k)	BTU pig/pie ² h °F		0.37
Conductancia de la película de aire (f)	BTU/pie ² h °F		1.12
Espesor del Aislamiento recomendado (E)	pie		3.25
Pérdida de Calor por Radiación (QR)	BTU/pie ² h		12.79
Pérdida de Calor por Convección (QC)	BTU/pie ² h		37.66
Pérdida de Calor Total (QT)	BTU/pie ² h		50.46
Pérdida de Calor Superficie Desnuda (Qdt)	BTU/pie ² h		1184.53
Eficiencia del aislamiento (EF)	%		95.74

Figura 11.6.7 Càlcul de l'aïllament tèrmic.

Tal com es pot observar, es requereix un aïllant de 3,25 polzades, equivalent a uns 9 cm.

11.6.3 ESTRUCTURA INTERNA DE LA COLUMNA

Tal com s'ha esmentat anteriorment, la columna de destil·lació consta d'una sèrie d'equips interns que són necessaris per al seu correcte funcionament. Aquests equips es decideix comprar-los per catàleg a l'empresa Sulzer i són els que es mencionen a continuació:

- o Distribuïdor de gas

D'acord amb els requeriments del sistema i les especificacions de producte proporcionades per l'empresa Sulzer, es decideix treballar amb un distribuïdor de gas tipus GDP, Splash Plate Inlet 0600 2505-2. Tal equip es presenta en la següent figura:



11. Manual de càlculs

Figura 11.6.8 Il·lustració i nomenclatura d'un capçal toriesfèric.

Es considera adient perquè permet una molt bona distribució del gas al llarg de tota la columna, facilitant així la transferència de matèria i energia entre les fases líquida i gasosa i, augmentant en conseqüència l'eficàcia de separació. Un estudi de tal efecte es pot veure en la següent simulació de CFD, feta per l'empresa Sulzer:

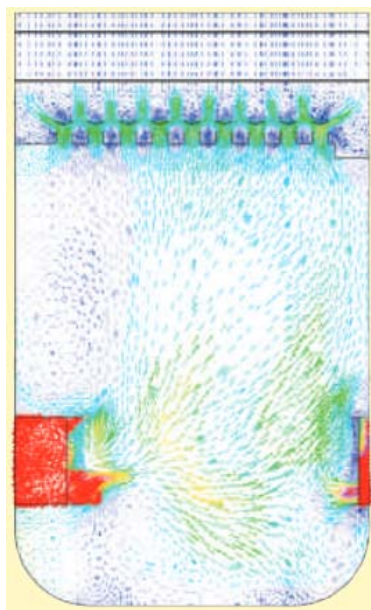


Figura 11.6.9 Simulació CFD de la distribució de flux al llarg de la columna.

o Distribuidor de líquid

Pel que fa a la distribució de líquid, d'igual forma que en el cas anterior, s'escull un producte per catàleg de l'empresa Sulzer, el qual és adequat per ambients corrosius, presenta una baixa pèrdua de càrrega i una alta eficiència de distribució. Es tracta del VSTG 0600 2512-1. A la següent figura es pot observar una imatge del mateix juntament amb les seves característiques:

11. Manual de càlculs

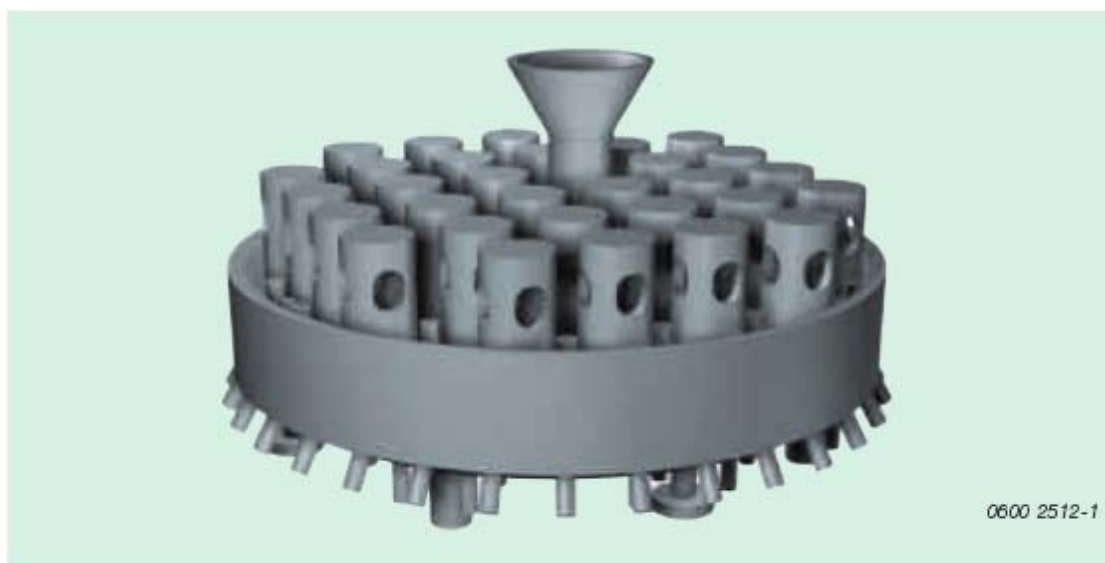


Figura 11.6.10 Distribuidor de líquid VSTG 0600 2512-1.

Specifications	
Diameter	0.25 - 1.6 m
Liquid load	1 to 20 m ³ /m ² h
Drip-point density	40 to 160 drip points per m ²
Turndown ratio	3:1 max., multiple-stage, 10:1
Gas load	F-factor up to 3 Pa ^{1/2}
Sensitivity to contamination	Slight
Construction details	Supported on the packing

Figura 11.6.11 Característiques del Distribuidor de líquid VSTG 0600 2512-1.

o Col·lector de líquids:

S'escull un col·lector a catàleg de l'empresa Sulzer, el qual permet recollir l'acumulació de líquids en columnes empacades amb una pèrdua de pressió que pot considerar-se negligible. EL tipus, tal com es pot veure en la següent figura, és el SL 0600 2509-2:

11. Manual de càlculs

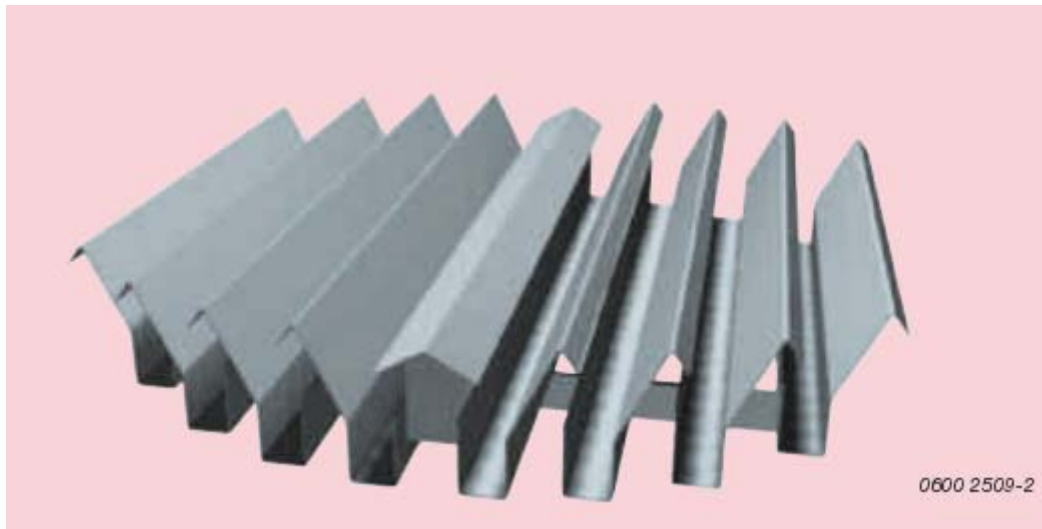


Figura 11.6.12 Col·lector de líquids SL 0600 2509-2.

o Suports:

S'escull un suport tipus grids TEB/TSB 0600 2513-4, ja que és ideal per a empacats estructurats –tal com es té en les 4 columnes del procés-. En la figura següent se'n pot veure una imatge:

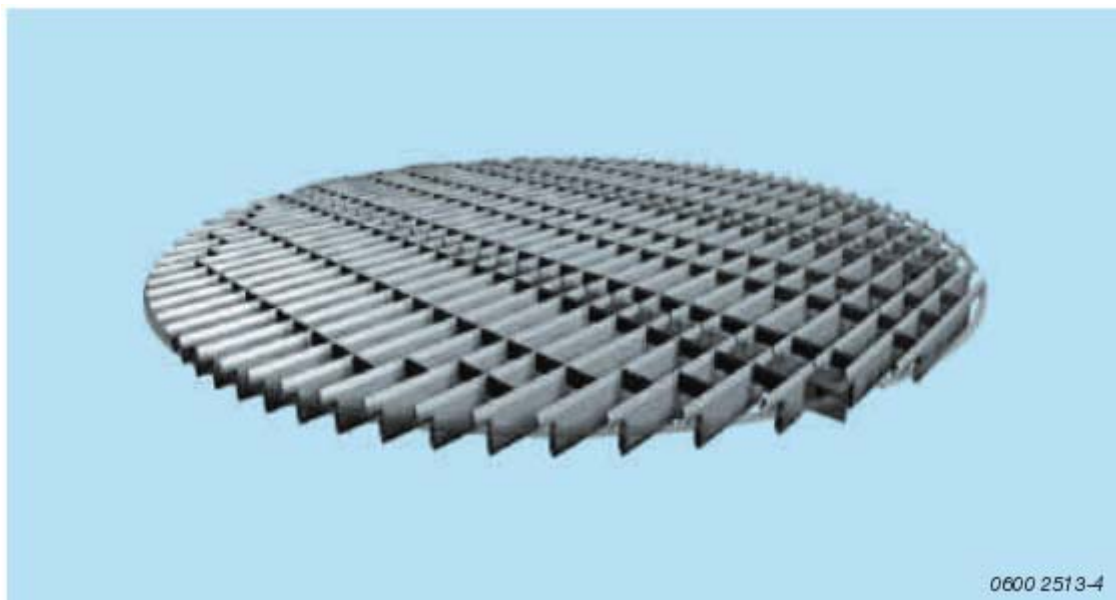


Figura 11.6.13 Suport tipus TEB/TSB 0600 2513-4.

11. Manual de càlculs

11.7 DISSENY DE LA COLUMNA D'ABSORCIÓ D'ÀCID CLORHÍDRIC A-301

11.7.1 CONSIDERACIONS DE DISSENY

El present equip, A-301, té com a objectiu absorbir el corrent de HCL en fase gas - provinent del destil·lat de la torre DC-302- en aigua per a l'obtenció d'àcid clorhídric comercial. A part, també permetrà la separació del Freon-13 present en el corrent de HCL gasós, ja que al ser aquest primer un component orgànic amb molt baixa solubilitat (inferior a 1/1000 a les condicions de treball, fet que permet considerar-la negligible), no es dissoldrà en aigua.

Un dels aspectes claus a l'hora de dissenyar l'equip és que l'absorció de HCl en aigua és un procés fortament exotèrmic (aproximadament 2100KJ/Kg HCl), ja que tal producte té un calor de dissolució molt elevat. Així doncs, això permet obtenir un cabal calent, el qual es pot reaprofitar energèticament com a fluid calent en d'altres punts del procés.

També és important mencionar que el procés –igual que tota operació d'absorció- es troba regit per l'equilibri, tal com es pot observar en la figura 11.7.1:

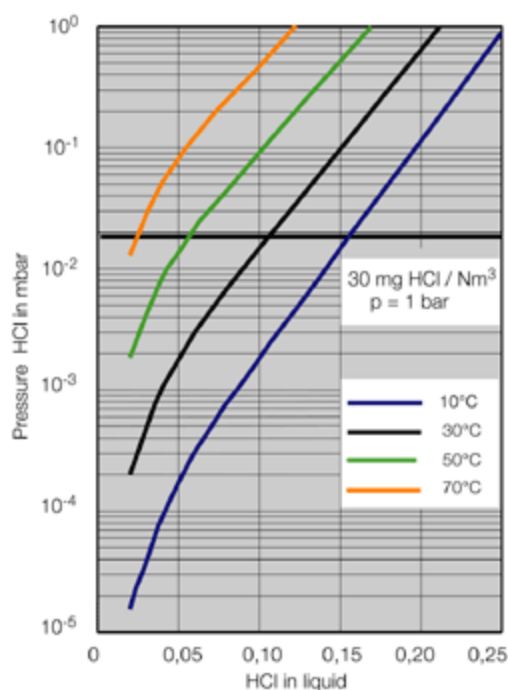


Figura 11.7.1 Equilibri d'absorció HCL/H₂O.

Finalment, abans de passar al disseny detallat del equip, cal esmentar que el procés d'absorció de HCl es pot dur a terme de dues formes. La primera d'elles, operació

11. Manual de càlculs

isoterma, es basa en operar a temperatura constant, sent necessari la retirada de calor mitjançant un fluid refrigerant. Per altra banda, la segon opció, operació adiabàtica, es basa en permetre que el fluid s'escalfi absorbint tota la calor de dissolució. Cal esmentar que aquest última opció és més cara que la operació isoterma, ja que requereix unes mesures de control més estrictes. No obstant, permet obtenir un corrent de producte amb una elevada energia calorífica. En el cas del present projecte, es decideix treballar de forma isoterma a 61,6°C. El motiu de treballar a aquesta temperatura és perquè el cabal obtingut d'àcid clorhídric comercial s'utilitzarà com a fluid calent al bescanviador de calor previ al scrubber de la zona 400, en el qual s'evapora el corrent líquid obtingut per cues de la columna DC-302. Així doncs, és també necessària una camisa per a refrigerar l'absorbidor, enretirant-se així l'excés d'energia deguda al calor de dissolució.

A continuació, doncs, es presenten els càlculs i balanços realitzats per al disseny de la columna.

11.7.2 MÈTODE DE DISSENY

El mètode de disseny de la columna d'absorció A-301 es basa en el procés patentat per l'empresa De Dietrich – Process Systems. Aquest procés consta d'una sèrie de dades teòriques i experimentals, correlacions i gràfiques, les quals es presenten a continuació.

El tipus de torre a utilitzar pot ser empacada o de plats, en funció de varis paràmetres operacionals com: cabal a tractar, concentració requerida d'àcid clorhídric, màxima pèrdua de pressió admissible, etc. Ambdós tipus es presenten a la figura 11.7.2:

11. Manual de càlculs

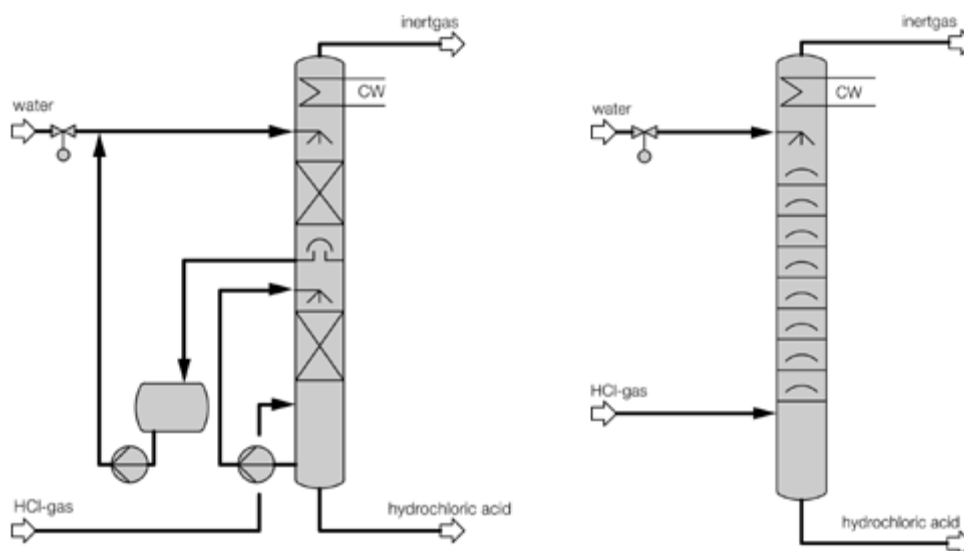


Figura 11.7.2 Esquema d'una torre d'absorció empacada (esquerra) i una de plats (dreta)

En aquest cas, es decideix treballar amb una torre empacada per tal d'evitar una pèrdua de càrrega molt elevada i millorar la relació àrea/volum –i en conseqüència la transferència de matèria i energia entre fases-.

Finalment, un altre aspecte molt important és la quantitat de HCl pur que hi ha en el corrent gasós d'entrada a la columna, ja que és el que determinarà quant concentrat serà el cabal de HCl líquid que es podrà obtenir. Aquesta relació es presenta a la figura 11.7.3:

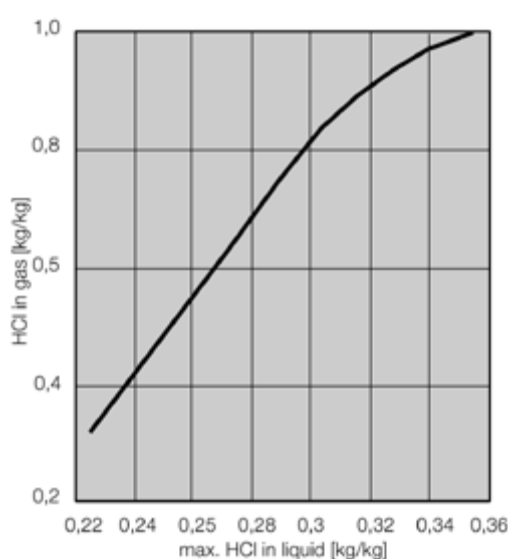


Figura 11.7.3 Relació % en pes corrent gasós amb % en pes corrent HCl/H₂O.

11. Manual de càlculs

En el cas de treball, les condicions del cabal d'entrada a la torre d'absorció són les següents:

Taula 11.7.1 Composició i propietats cabal d'entrada a A-301.

Component	Cabal màssic (Kg/h)
HCl	1593,3
Freon-13	42,8
Temperatura (°C)	40
Pressió (atm)	2,8

Un cop caracteritzats els requeriments i el tipus d'equip per a l'absorció, es passa ja al disseny d'aquest, tot utilitzant la "data base" proporcionada per l'empresa De Dietrich per al disseny de tal equip.

L'àcid clorhídric que es vol obtenir és de composició al 30% en massa, ja que té una molt bona sortida comercial. Per a tal objectiu, les De Dietrich proporciona les següents corbes, figura 11.7.4, les quals relacionen la quantitat de HCl gas a tractar amb el diàmetre de columna necessari:

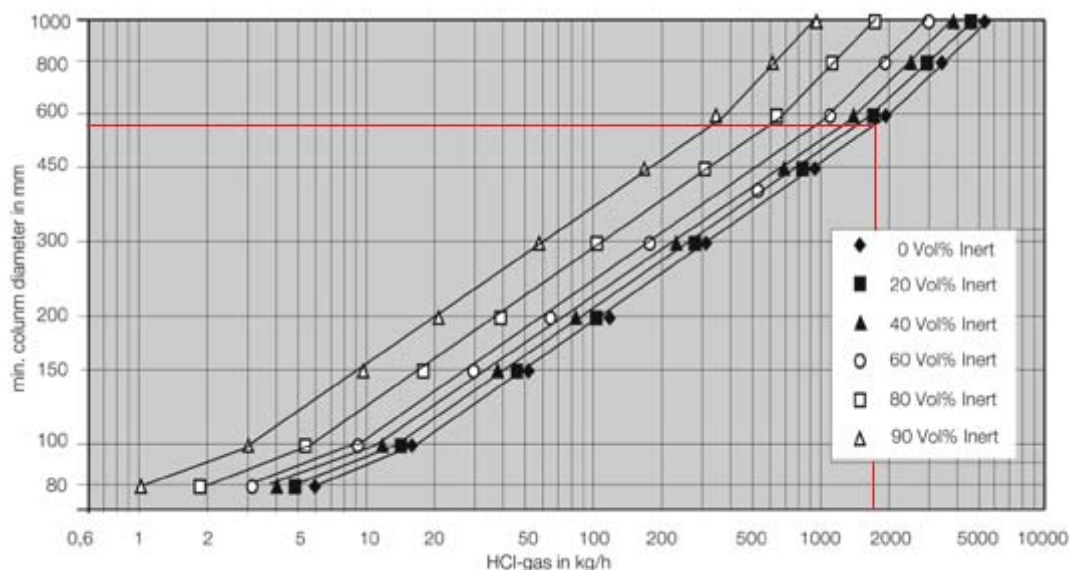


Figura 11.7.4 Relació cabal de gas a tractar – diàmetre de columna per a diferents composicions de gas d'entrada.

Tal com es pot observar en la figura 11.7.4, la columna necessària per al cabal de gas d'entrada a l'absorbidor A-301 tindria un diàmetre intern d'uns 560 mm, el qual s'arrodoneix a 600 mm, ja que és un dels valors estàndard de venda de l'empresa.

11. Manual de càlculs

A partir d'aquest valor i , seguint el mètode de disseny proposat per De Dietrich, és possible determinar la resta de paràmetres, els quals venen tabulats:



Absorber DN	Packing height [m]	Raschig Glass Rings [mm]	max. 30% Acid Concentration [kg/h]
80	3,4	8	19
100	3,4	10	52
150	3,4	15	173
200	3,4	20	395
300	3,8	25	1054
450	4,4	40	3201
600	5,0	50	6591
800	5,7	50	11676
1000	6,2	50	18080

Figura 11.7.5 "Data base" per al disseny d'absorbidors HCl/H_2O segons l'empresa De Dietrich.

Per tant, s'obté que l'equip necessari és una columna empacada de 60 cm de diàmetre intern i 5 m d'alçada d'empacat. Aquest es tracta de "Rashing Glass Rings", material el qual és resistent a l'ambient àcid de treball. Cal esmentar, però, que en el cas que en un futur es decidís fer una ampliació de la capacitat de producció de la planta, aquest empacat hauria de ser reemplaçat per un de tipus estructurat, com per exemple DURAPACK, ja que 600 mm de diàmetre es considera el màxim admissible per a empacats aleatoris¹.

¹ El grup d'aquest treball va contactar amb l'empresa De Dietrich a través d'e-mail per sol·licitar informació sobre el procés d'absorció patentat per la seva empresa. En aquest sentit, tot i no proporcionar dades exactes al tractar-se d'un grup d'estudiants i no de clients directes, l'empresa sí que va proporcionar una sèrie d'informacions que s'han emprat per al disseny d'aquesta columna:

"Dentro del rango de condiciones a las que operan, obtendrán una alta eficacia de absorción de clorhídrico en agua, por encima del 80%. Respecto a vuestra duda sobre el diseño de los elementos internos de la columna, Dietrich proporciona estudios rigurosos, incluidos modelos de CFD para optimizar el proceso. Un valor estándar es que supongáis que vuestra altura total de columna aumentará no más de unos 2,5 metros una vez incluidos todos estos equipos (tales como distribuidores de flujo o espacios de limpieza y reposición).

D'acord amb això, doncs, l'alçada total de la columna es sobredimensionarà 2,5 metres i se suposarà que l'absorció de clorhídric en aigua és total, és a dir, que no s'obindrà un corrent gasós de HCl per caps de columna.

11. Manual de càlculs

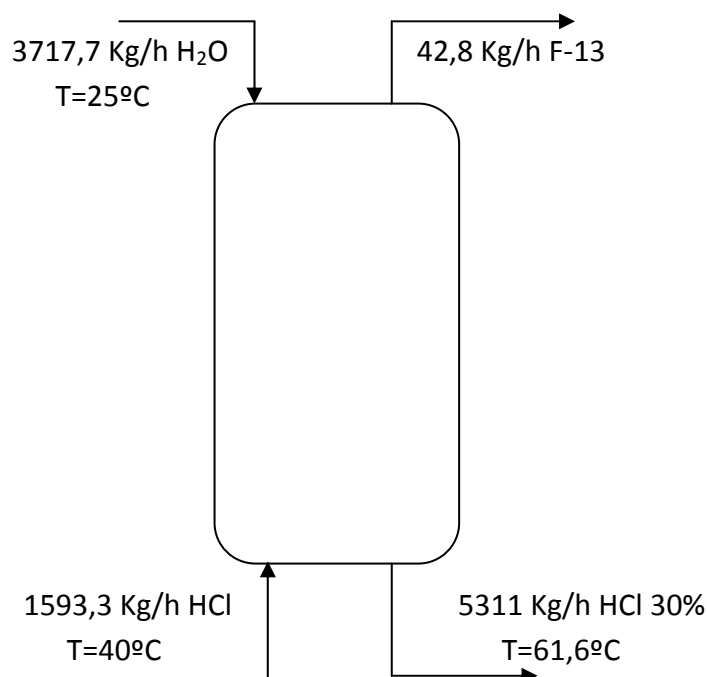
Finalment, pel que fa a l'aigua necessària per absorció, aquesta es calcula directament com l'aigua necessària per a una solució de HCl al 30% en pes, d'acord amb el cabal d'entrada d'aquest:

$$m_{H_2O} = \frac{m_{HCl}}{0,3} = \frac{1593,3 \text{ Kg/h}}{0,3} \cdot 0,7 = 3717,7 \text{ Kg/h } H_2O$$

Els altres paràmetres de la torre, com gruix d'aquesta, alçada total, pes, etc. es poden veure a la fulla d'especificacions d'aquesta. Els càlculs s'han realitzat seguit el procediment del codi ASME ja exemplificat en el disseny de tancs, reactors i columnes anteriorment.

11.7.3 BALANÇ D'ENERGIA

Un cop fet el disseny físic de la columna, és necessari realitzar un balanç energètic per tal de veure quina quantitat d'energia serà necessària enretirar per a obtenir un cabal d'HCl comercial a 61,6°C. A continuació, es presenta un esquema de la columna per tal de veure gràficament els balanços a resoldre:



La resolució del balanç energètic es presenta a continuació:

- o Balanç a resoldre:

11. Manual de càlculs

Taula 11.7.2 Valors d'entrada i sortida a l'absorbidor.

Substància	F in (mol/h)	H in	F out (mol/h)	H out
HCl (g)	43652,2	H ₁ (KJ/mol HCl)	-	-
H ₂ O (l)	206538,9	0	-	-
HCl (aq.)	-	-	43652,2 mol HCl	H ₂ (KJ/mol HCl)

o Càlcul H₁:

$$H_1 = \Delta H = \int_{25}^{40} C_p dT \quad (eq. 11.7.1)$$

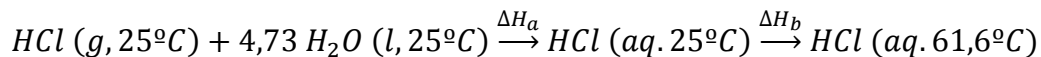
Prenent un valor de Cp= 0,0291 KJ/mol·K s'obté:

$$H_1 = 0,44 KJ/mol$$

o Càlcul H₂:

$$Relació molar = r = \frac{206538,9 \text{ mol } H_2O}{43652,1 \text{ mol } HCl} = 4,73 \quad (eq. 11.7.2)$$

Així doncs, el càlcul a realitzar és:



El valor de H_a es troba tabulat, d'acord amb la taula 11.7.3 (*Perry's Chemical Engineers' Handbook, Annex 2*):

11. Manual de càlculs

Taula 11.7.3 Valors de calors de dissolució de HCl en aigua.

$r(\text{mol H}_2\text{O/mol solute})$	$(\Delta\hat{H}_s)_{\text{HCl}(g)}$ kJ/mol HCl	$(\Delta\hat{H}_s)_{\text{NaOH}(s)}$ kJ/mol NaOH	$(\Delta\hat{H}_m)_{\text{H}_2\text{SO}_4}$ kJ/mol H_2SO_4
0.5	—	—	-15.73
1	-26.22	—	-28.07
1.5	—	—	-36.90
2	-48.82	—	-41.92
3	-56.85	-28.87	-48.99
4	-61.20	-34.43	-54.06
5	-64.05	-37.74	-58.03
10	-69.49	-42.51	-67.03
20	-71.78	-42.84	—
25	—	—	-72.30
30	-72.59	-42.72	—
40	-73.00	-42.59	—
50	-73.26	-42.51	-73.34
100	-73.85	-42.34	-73.97
200	-74.20	-42.26	—
500	-74.52	-42.38	-76.73
1 000	-74.68	-42.47	-78.57
2 000	-74.82	-42.55	—
5 000	-74.93	-42.68	-84.43
10 000	-74.99	-42.72	-87.07
50 000	-75.08	-42.80	—
100 000	-75.10	—	-93.64
500 000	—	—	-95.31
∞	-75.14	-42.89	-96.19

Així doncs, s'obté -63,6 KJ/mol HCl.

Pel que fa a la calor específica de la solució aquosa de clorhídric, el valor s'obté de "Perry's Chemical Engineers' Handbook, p.2-184".

Taula 11.7.4 Calor específics de solucions HCl en aigua.

Mole % HCl	Specific heat, cal/(g.°C)				
	0 °C	10 °C	20 °C	40 °C	60 °C
0.0	1.00				
9.09	0.72	0.72	0.74	0.75	0.78
16.7	0.61	0.605	0.631	0.645	0.67
20.0	0.58	0.575	0.591	0.615	0.638
25.9	0.55				0.61

Així doncs, calculant la fracció molar s'obté:

11. Manual de càlculs

$$\frac{43652,1 \frac{\text{mol}}{\text{h}} \text{HCl}}{43652,1 \frac{\text{mol}}{\text{h}} \text{HCl} + 206538,9 \frac{\text{mol}}{\text{h}} \text{H}_2\text{O}} = 0,17 \quad (\text{eq. 11.7.3})$$

$$C_p = 0,627 \frac{\text{cal}}{\text{g} \cdot ^\circ\text{C}}$$

Passant aquest valor a les unitats adequades i integrant s'obté:

$$C_p = 0,627 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot \frac{5311 \text{ Kg solució}}{43652,1 \text{ mol HCl}} \cdot \frac{4,184 \text{ KJ}}{1 \text{ Kcal}} = 0,32 \frac{\text{KJ}}{\text{mol HCl} \cdot ^\circ\text{C}} \quad (\text{eq. 11.7.4})$$

$$\Delta H_b = \int_{25}^{61,6} C_p dT \quad (\text{eq. 11.7.5})$$

$$\Delta H_b = 11,71 \text{ KJ/mol HCl}$$

$$H_2 = \Delta H_a + \Delta H_b = (-63,6 + 11,71) \text{ KJ/mol HCl} = -51,89 \text{ KJ/mol HCl}$$

o Balanç global:

$$\begin{aligned} Q = \Delta H &= \sum_{out} n_i H_i - \sum_{in} n_j H_j \\ &= \left(43652,1 \frac{\text{mol}}{\text{h}} \text{HCl} \right) \cdot \left(-51,89 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}} \text{HCl} \right) - \left(43652,1 \text{ mol} \frac{\text{HCl}}{\text{h}} \right) \\ &\quad \cdot \left(0,44 \frac{\text{KJ}}{\text{Kmol}} \right) = -2,28 \cdot 10^6 \text{ KJ/h} \quad (\text{eq. 11.7.5}) \end{aligned}$$

11.7.4 CAMISA DE REFRIGERACIÓ

Tal com s'ha esmentat al llarg del càlcul, l'objectiu és obtenir un cabal a 61,4°C, ja que és la temperatura requerida per a utilitzar el corrent de HCl comercial com a fluid tèrmic en el bescanviador de calor previ al Scrubber S-301. Així doncs, per tal de que el fluid no sobrepassi aquesta temperatura, és necessari enretirar tot el calor anteriorment calculat. Aquest s'enretira mitjançant una camisa de refrigeració, per la qual circularà aigua de torre de refrigeració. Tot seguit, es presenta el càlcul dels requeriments d'aquesta:

Es coneix el calor total a bescanviar, el qual és de $2,28 \cdot 10^6 \text{ KJ/h}$. Aquest es vol eliminar mitjançant aigua de torre, a la qual se l'hi estableix un salt tèrmic de 60°C, per tal de poder reaprofitar aquest corrent com a fluid tèrmic al bescanviador de l'inici del procés.

11. Manual de càlculs

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (eq. 11.7.6)$$

Aïllant s'obté:

$$m = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta T} = \frac{2,28 \cdot 10^6 \frac{KJ}{h}}{4,184 \frac{KJ}{Kg \cdot K} \cdot 20K} = 27272,7 \frac{Kg}{h}$$

No obstant, abans de donar per bo aquest valor, és necessari comprovar que efectivament la camisa tingui la suficient capacitat tèrmica com per bescanviar aquest calor. EL procés a seguir serà realitzar el càlcul del coeficient global de transferència de calor i veure si aquest es troba dins del rang de valors típics per a camises de refrigeració amb aigua. Així doncs:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T \quad (eq. 11.7.7)$$

$$U = \frac{Q}{A \cdot \Delta T_{ml}}$$

On l'àrea correspon a la part cilíndrica de la columna d'absorció, que és al voltant de la qual es trobarà la camisa de refrigeració. Així doncs, aquesta àrea correspon a:

$$A = 2\pi \cdot r \cdot L = 2\pi \cdot 0,3 \, m \cdot 7m = 13,2 \, m^2$$

Substituint a l'equació 11.7.7:

$$U = \frac{2,28 \cdot 10^6 \frac{KJ}{h} \cdot \frac{1 \, h}{3600 \, s} \cdot \frac{1000 \, J}{1KJ}}{13,2 \, m^2 \cdot 35 \, ^\circ C} = 970,3 \frac{J}{m^2 \cdot s \cdot K}$$

Finalment, cal comprovar si aquest valor es troba o no dins del rang típic de valors de U per a camises de refrigeració. Bibliogràficament, s'han trobat 2 tipus de valors: Els de camises per tancs els quals es troben en repòs i els de camises per tancs agitats, l'agitació dels quals millora la transferència de calor i, en conseqüència, presenten un valor de U més elevat. En el cas del projecte, cal esmentar que el cas de treball és molt favorable a nivell de transferència tant d'energia com de matèria: l'empacat millora la relació àrea volum de les gotes d'aigua, l'eficiència d'absorció és superior al 90% i l'aigua descendent juntament amb el tanc ascendent 'simulen' una agitació del contingut de la torre. Així doncs, es considera donar per bons els coeficients corresponents a tancs agitats, tot i que seria recomanable no trobar-se a prop del límit superior d'aquests. Així doncs, a la següent taula es presenten tals valors:

11. Manual de càlculs

Taula 11.7.4 Valors de coeficients globals de transferència de calor per a diferents fluids circulant a través d'una camisa.

Process fluid or product	Wall material	U (W/m ² °C)
Water	Stainless steel	850 - 1 700
	Glass-lined Carbon steel	400 - 570
Aqueous solution	Stainless steel	450 - 1 140
	Glass-lined carbon steel	285 - 480
Organics	Stainless steel	285 - 850
	Glass-lined carbon steel	170 - 400
Light oil	Stainless steel	340 - 910
	Glass-lined carbon steel	230 - 425
Heavy oil	Stainless steel	57 - 285
	Glass-lined carbon steel	57 - 230

Tal com es pot observar, fent la camisa d'acer inoxidable el valor trobat de U es troba dins dels límits establerts. Així doncs, es pot donar per bo el càlcul realitzat.

11. Manual de càlculs

11.8 DISSENY DEL SCRUBBER S-301

1.8.1 CONSIDERACIONS DE DISSENY

L'adsorció és un mètode molt emprat industrialment en la separació de components de gasos. Tot i que sovint no és econòmicament viable quan es vol retirar una gran quantitat de producte del corrent principal si que és molt útil per a recuperar contaminants, els quals es troben en menor concentració. El procés es duu a terme en continu en una columna, a l'interior de la qual hi ha un llit de sòlid adsorbent; el corrent gasos circula a través d'aquesta de manera que el component a eliminar, el qual interacciona ràpidament amb l'adsorbent, es va acumulant al llit. A mesura que avança el temps d'operació el llit es va omplint de contaminant fins que arriba a un punt en el que es satura i la composició d'aquest a la sortida del corrent gasos comença a augmentar molt ràpidament; en aquest moment s'ha arribat al punt de ruptura de la columna. Industrialment mai s'arriba al punt de ruptura, sinó que una mica abans ja s'atura la circulació a través de la columna. Com és lògic, en qualsevol sistema en continu caldrà tenir, com a mínim, dos *scrubbers* en paral·lel de manera que mentre un està operatiu l'altre s'està regenerant.

Segons les característiques del contaminant i del sòlid l'operació d'adsorció serà reversible o irreversible. Quan és irreversible el sòlid no es pot regenerar de manera que després de cada ús de la columna cal canviar tot el llit; aquest tipus de procés s'acostuma a fer servir quan només cal eliminar petites traces de contaminant, ja que en cas contrari el procés és difícilment viable a nivell econòmic. Per altre banda, quan el procés d'adsorció es reversible el component adsorbit pot ser alliberat al produir un canvi en les condicions d'operació, deixant el llit regenerat per a un nou ús en la columna. El canvi pot ser un augment de temperatura o una disminució de la pressió i es pot representar en forma d'isotermes d'adsorció, les quals mostren la relació d'equilibri entre l'absorbidor i el solut, a diferents temperatures i pressions.

A l'hora de triar un bon absorbidor cal tenir en compte els diversos aspectes que es mostren a continuació:

- Selectivitat: cal que el sòlid només adsorbeixi el contaminant d'interès i que no interactui, o ho faci el mínim possible, amb els altres components del corrent gasós.
- Eficàcia: també anomenada capacitat de càrrega, és la quantitat de solut que pot contenir el sòlid abans de saturar-se. S'acostuma a expressar com el quocient entre els grams de contaminant adsorbits/ gram de sòlid adsorbent i interessa que sigui el més alta possible ja que així es requerirà un equip menor.

11. Manual de càlculs

- Característiques cinètiques: interessa que l'adsorció es doni el més ràpid possible, de manera gairebé instantània quan el sòlid i el contaminant entren en contacte.
- Característiques físiques: principalment es tracta de la forma en la que es pot trobar l'adsorbent (perles, pols, pèl·lets, etc.). Això, juntament amb els punts de fusió o solubilitat amb el corrent gasos determinaran la viabilitat d'usar l'adsorbent com a llit en una columna. També és important tenir informació de si el sòlid es veu afectat al exposar-lo a les condicions de temperatura elevada que es donen durant la regeneració del llit.
- Característiques econòmiques: com és lògic, interessa que el cost de l'adsorbent sigui el més baix possible. Tot i això, cal tenir en compte els punts anteriors a l'hora de triar ja que, per exemple, és preferible un sòlid amb una alta capacitat i que no perdi gairebé activitat al regenerar-lo, a un altre que sigui més econòmic però que se'n necessiti molta més quantitat o sigui necessari comprar-ne molt sovint.

Segons els punts anteriors i d'acord amb la informació trobada a la bibliografia s'ha decidit fer servir com a adsorbent Amberlite IRA 67, el qual és una resina bàsica de bescanvi iònic. A continuació es mostra la llista anterior, ara dedicada a l'adsorbent triat; la informació relativa a aquest ha estat extreta de l'estudi realitzat per *Pradish Rampersadh [1]*.

- Selectivitat: el sòlid triat té una alta afinitat per l'àcid fluorhídric mentre que no interactua amb altres compostos orgànics fluorats.
- Eficàcia: la capacitat de càrrega a uns 30°C és de 1,14g/g adsorbent, la qual és molt bona dins de les opcions estudiades i indica que el sòlid té una elevada àrea per unitat de massa.
- Característiques cinètiques: els estudis observats mostren una interacció molt ràpida entre l'adsorbent i l'àcid clorhídric.
- Característiques físiques: l'adsorbent es ven comercialment com a perles, amb la qual cosa és viable el seu ús en columnes.
- Característiques econòmiques: el preu de la reïna és relativament elevat, uns 9 \$/Kg, però cal tenir en compte que si la regeneració del llit no es fa amb calor sinó que es fa circulant nitrogen a través del llit a la mateixa temperatura d'operació, s'evita la degradació del sòlid; així doncs el mateix llit podrà ser reutilitzat en molts cicles, reduint així el cost de cada càrrega.

11. Manual de càlculs

1.8.2 EXEMPLE DE CÀLCUL

El disseny de la columna d'adsorció s'ha realitzat a partir de les dades experimentals que va obtenir *Pradish Rampersadh* [1] en el seu estudi *Removal of hydrogen fluoride from gas streams*. A la figura 1 es poden observar que va obtenir al realitzar diferents cicles amb Amberlite IRA 67 com a adsorbent. Es pot veure com l'adsorció és molt ràpida fins que s'arriba a zones properes a la càrrega màxima del sòlid. Degut a això s'ha suposat per al disseny que no hi ha problemes de transferència de matèria entre el corrent gasos a tractar i el sòlid d'Amberlite. A més, per a evitar problemes quan la càrrega del llit és propera a la màxima s'ha decidit aturar el cicle d'adsorció i passar al de regeneració quan s'estima que un 70 % de la columna està saturada, deixant així sempre un 30% de marge.

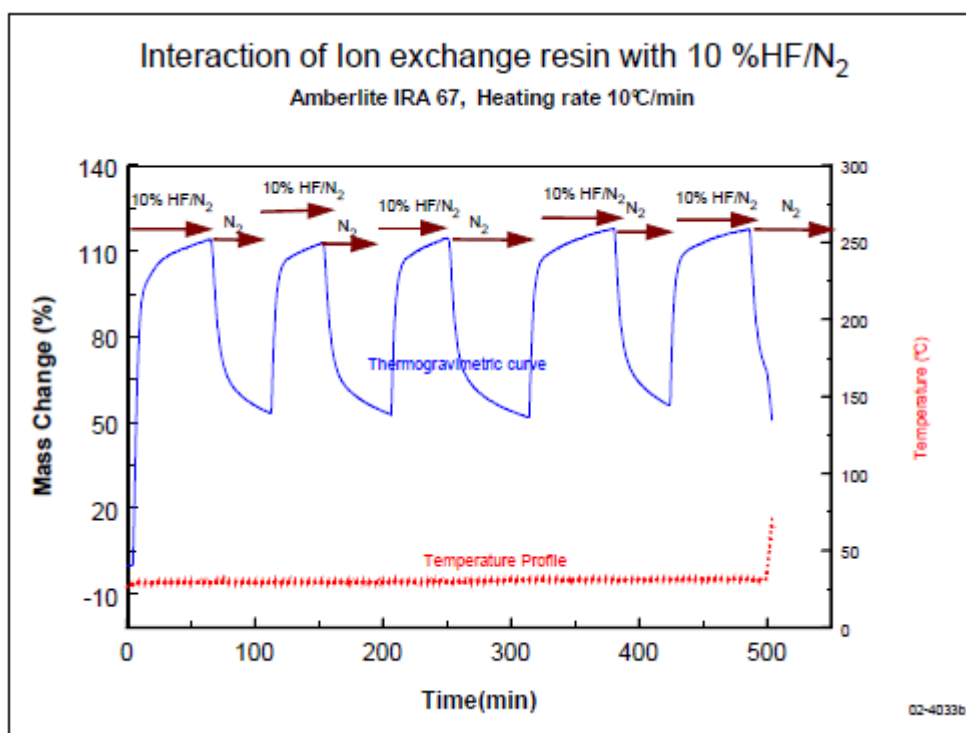


Figura 11.8.1 Càrrega absorbida al llarg de diversos cicles, utilitzant N₂, sense escalfar per a des-absorbir.

Per a realitzar el disseny i trobar la massa requerida d'adsorbent ha estat necessari prendre prèviament una sèrie de decisions que afectaran el procés. La primera ja s'ha esmentat i és la fracció de llit que es deixa lliure d'àcid en cada cicle, la qual cosa es podria considerar un sobredimensionat per garantir que l'equip arriba a donar els resultats esperats. També s'ha hagut de decidir el temps d'operació de cada cicle, que ha estat de 12 hores; la tria s'ha realitzat seguint motius d'operativitat de la planta i de

11. Manual de càlculs

mida de l'equip, ja que com més llargs siguin els cicles més gran serà aquest. Així doncs, un cop preses aquestes decisions s'ha aplicat la següent equació, la qual s'ha extret de Sinnott [2] i permet realitzar el balanç de matèria per a trobar la massa d'Amberlite requerida:

$$(F_E \cdot w_E - F_S \cdot w_S) \cdot t_a = 1000 \cdot (q_1 - q_2) \cdot M_a \cdot f_L \quad (eq. 11.8.1)$$

On:

F_E : cabal màssic d'alimentació (Kg/s).

w_E : fracció màssica del component a adsorbir en el corrent d'alimentació.

F_S : cabal màssic de sortida (Kg/s).

w_S : fracció màssica del component a adsorbir en el corrent de sortida.

t_a : durada del cicle d'adsorció.

q_1 : càrrega d'adsorbent màxima (g/ g d'adsorbent).

q_2 : càrrega d'adsorbent mínima (g/ g d'adsorbent).

M_a : massa d'adsorbent al llit (Kg).

f_L : fracció del llit totalment càrregada al final de cada cicle.

En aquest punt falta conèixer la càrrega màxima i mínima per a poder calcular la massa requerida. Aquestes dades depenen de la regeneració que es faci del llit; per exemple, fins a quin punt es des-adsorbeix el fluorhídric en cada cicle o si el llit perd activitat. Els valors que s'ha fet servir s'han obtingut de la figura 1, on es pot observar que en tots els cicles les càrregues màxima i mínima són de 1,14 i 0,54 g/g respectivament. A més, per al procés s'ha triat regenerar de la mateixa manera que en l'estudi, és a dir, amb nitrogen sense augmentar la temperatura. Amb això s'evita que el llit perdi activitat amb els cicles però com a contrapartida se'n requerirà més quantitat ja que només es des-adsorbeix fins a un 50% de la càrrega màxima aproximadament.

Per últim, s'ha requerit les dades del procés, per a conèixer el cabal i concentració del corrent d'entrada. També ha estat necessari decidir fins a quina concentració cal eliminar el fluorhídric. S'ha suposat que el llit és capaç d'eliminar del corrent gasos un 80% del fluorhídric que arriba; amb això s'assoleix que en la sortida la fracció màssica d'aquest sigui inferior a 0,005. A continuació es mostra l'exemple de càlcul:

11. Manual de càlculs

$$(F_E \cdot w_E - F_S \cdot w_S) \cdot t_a = 1000 \cdot (q_1 - q_2) \cdot M_a \cdot f_L$$

$$\left(3463 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} \cdot 0,02 - 3387 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} \cdot 0,0045 \right) \cdot 12 \text{ h} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 1000 \cdot (1,14 - 0,54) \cdot M_a \cdot 0,7$$

El valor obtingut al aïllar la massa de sòlid adsorbent requerit ha estat de **1750 Kg**. Sabent que la densitat de lilit de l'Amberlite IRA 67 és de 700 Kg/m³ s'ha trobat que el volum requerit per al lilit és de 2,50 m³. Per a que el flux del gas es distribueixi correctament al lilit i no es produeixin camins preferencials s'ha decidit que un 20% del volum superior del lilit estigui ple de perles inertes. Així doncs, el volum final del lilit és de 2,68 m³. El dimensionament del lilit s'ha fet seguin la regla típica per a columnes d'adsorció, extreta de Sinnott [1], que proposa una relació L/D propera a 3. Amb això, s'ha trobat que el lilit tindrà unes dimensions de 1 metre de diàmetre i 3 d'alçada.

L'exemple del disseny mecànic de la columna ja s'ha realitzat exemplificat en el disseny de tancs i columnas, de manera que no es repetirà aquí. Tot i això, a continuació es mostren les dimensions i pes finals de l'equip. A més cal dir que s'ha aplicat un teflonat de 2 mm a tot l'equip ja que estarà contínuament en contacte amb àcid fluorhídric.

Taule 11.8.1 Dades obtingudes en el disseny mecànic de la torre d'absorció

Material de disseny	AISI 316 L
Recobrimient interior / gruix	Tefló/ 2 mm
Alçada/ Diàmetre	6 m/ 1 m
Pes buit/ operació	381 Kg / 2134 kg
Alçada lilit	3m
Tipus fons/ cap	Toriesfèric

11. Manual de càlculs

11.9 DISSENY DE LA TORRE DE REFRIGERACIÓ

El disseny de la torre de refrigeració, com ja s'ha esmentat en l'apartat d'especificacions del projecte, depèn de la quantitat d'aigua de torre requerida a la planta, de les condicions climàtiques, del tipus i la velocitat de vent, de la humitat de l'ambient, etc.

Tal com s'ha argumentat anteriorment, es decideix treballar amb una torre de refrigeració de tir induït en contracorrent, ja que l'aire més fred es posa en contacte amb l'aigua més calenta, generant-se així una força impulsora gran –deguda a la diferència tèrmica–, fet que permet una millor transferència de calor.

L'equip de refrigeració s'ha comprat directament al proveïdor, en aquest cas a CTS, Inc –Cooling Tower Systems, Inc-. Per tal de comprar l'equip, ha estat necessari fer un balanç de consumidors d'aigua de torre. Aquest balanç es presenta a continuació:

Taula 11.9.1 Balanç de consumidors d'aigua de torre

EQUIP	ENTRADA		SORTIDA	
	CABAL (Kg/h)	TEMPERATURA (°C)	CABAL (Kg/h)	TEMPERATURA (°C)
A-301	27272,7	25	27272,7	40
R-401	309,5	25	309,5	35
E-602	4468	25	4468	35
TOTAL	32050,2	25	32050,2	39

D'acord amb això es compra directament un equip capaç de proporcionar aquest salt tèrmic i amb un cabal suficient. Aquest últim valor s'ha sobredimensionat d'acord amb els cabals nominals que ofereix el proveïdor. Això permetrà que per exemple, en les èpoques més caloroses de l'any on no sigui possible obtenir aigua de torre a 25°C degut a limitacions climatològiques, no hi hagi cap problema en augmentar el cabal proporcionat per aquesta per tal d'acomplir el seu objectiu.

Els valors, característiques, dades de disseny i dimensions de la torre es poden consultar en l'apartat 2-Equipos del present projecte.

11. Manual de càlculs

11.10 EQUIP DE FRED

De la mateixa forma que en el cas anterior, l'equip de fred es comprarà directament al proveïdor a partir d'un balanç de consumidors. En aquest cas, l'equip de fred treballa amb R-1270, el qual s'emptra com a refrigerant en els bescanviadors tipus carcassa i tubs de caps de columnes o en els bescanviadors d'acondicionament final de Freon-13.

Tot seguit es presenta la taula de consumidors:

Taula 11.10.1 Balanç de consumidors de R-1270.

EQUIP	ENTRADA			SORTIDA		
	CABAL (Kg/h)	TEMPERATURA (°C)	ESTAT	CABAL (Kg/h)	TEMPERATURA (°C)	ESTAT
Condensador 1 ^a columna E-302	1793	-55	Líquid	1793	-46	Vapor
Condensador 2 ^a columna E-304	2656	-55	Líquid	2656	-46	Vapor
Condensador separació HF i N ₂ E-308	51	-55	Líquid	51	-46	Vapor
Condensador 3 ^a columna E-502	1163	-55	Líquid	1163	-46	Vapor
Condensador 4 ^a columna 4E-504	395	-55	Líquid	395	-46	Vapor
Refredament de freon-13 E-601	26	-55	Líquid	26	-46	Vapor
TOTAL	6084	-55	Líquid	6084	-46	Vapor

D'aquesta manera, el refrigerant R-1270 que surt dels condensadors i altres equips a -46 °C, escalfat per que es refredin els altres corrents, s'ha de refredar fins als -55 °C per poder utilitzar-lo de nou. Llavors, el corrent s'ajunta per un equip de fred on:

$$M_{\text{total}} = 1793 + 2656 + 51 + 1163 + 395 + 26 = 6084 \text{ Kg/h}$$

I aquest és el cabal del R-1270 que s'ha de refredar fins a la temperatura esmentada. En resum, el refrigerant arriba als equips com a líquid i surt com a vapor a -46 °C. Aquest arriba a l'equip de fred en forma de vapor, condensa i es refreda fins a -55 °C.

11. Manual de càlculs

Així que el R-1270 vapor amb una temperatura de rosada de -47,62 °C, requereix tot el calor següent a eliminar, per a condensar el vapor i per a refredar-lo en líquid:

$$Q = -M_{\text{total}} \cdot \lambda_{\text{condensació}} + M_{\text{total}} \cdot C_{p \text{ líquid}} \cdot \Delta T \quad (\text{eq. 11.10.1})$$

On:

$$\lambda_{\text{condensació}} = 438,96 \text{ KJ/Kg}$$

$$C_{p \text{ líquid}} = 2,19 \text{ KJ/Kg} \cdot \text{K}$$

$$Q = -6084 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot 438,96 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} + 6084 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot 2,19 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (-55 - (-46)) ^\circ\text{C} = -2670632,64 \text{ KJ/h} - 119843,812 \text{ KJ/h} = -2790476,45 \text{ KJ/h}$$

El calor total a eliminar, doncs, és:

$$Q = 2790476,45 \text{ KJ/h} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 775,13 \text{ KJ/s} = \mathbf{775,13 \text{ KW}}$$

Tot el corrent de vapor, s'elimina aquest calor, per dur-lo fins als -55 °C líquid.

Amb aquestes característiques s'agafa l'empresa alemanya Lauda i es selecciona l'equip de fred. S'agafen uns equips de sistema de circuit secundaris que escalfen fins a temperatures de -150 °C. L'equip, a més, s'agafa amb protecció contra explosions per evitar possibles riscos. El cabal del R-1270 en líquid té una densitat 610,06 Kg/m³ donant un cabal de 10 m³/h. Així que el model escollit serà Kryopac KP 400 EX que pot donar cabals entre 10-30 m³/h per anar segurs. Serveix per a olis tèrmics i per a fluids especials com aquest refrigerant. El fluid que empra aquest equip de fred és el nitrogen (R-728) líquid que s'evapora per l'energia que li dóna el fluid de servei, R-1270 que es refreda. Les dimensions de l'equip s'agafen en funció del equip més potent per assegurar el bescanvi de calor correcte. Aquestes són 1300 X 1900 x 2000 mm (Ample x Llarg x Alt).

Després de refredar s'ha de redistribuir per als diferents equips consumidors, així que es tanca el circuit. Els cabals es poden variar, així com ajustar les temperatures que es desitgen amb el sistema de control del mateix equip. Les característiques de l'equip de fred es poden consultar a l'apartat d'Equips del projecte en la seva fitxa d'especificacions.

11. Manual de càlculs

11.11 CALDERA DE VAPOR

La caldera de vapor, de la mateixa forma que la torre de refrigeració, s'ha comprat directament al proveïdor a partir d'un balanç de consumidors. En aquest cas, d'acord amb les característiques principals de cada tipus de calderes descrites en les especificacions d'aquest projecte, s'ha decidit treballar amb una caldera pirotubular de 3 passos.

Tot seguit es presenta el balanç de consumidors de vapor. Tots els equips són bescanviadors de calor, ja siguin tipus kettle o carcassa i tubs, la funció dels quals és evaporar o escalfar el fluid de procés, respectivament.

Taula 11.11.1 Balanç de consumidors de vapor de caldera

ENTRADA				SORTIDA		
EQUIP	CABAL (Kg/h)	T (°C)	ESTAT	CABAL (Kg/h)	T (°C)	ESTAT
E-202	461	175	Vapor	461	167	Vapor condensat
E-301	63	175	Vapor	63	167	Vapor condensat
E-303	111	175	Vapor	111	167	Vapor condensat
E-306	436	175	Vapor	436	167	Vapor condensat
E-307	436	175	Vapor	436	167	Vapor condensat
E-401	183	175	Vapor	183	167	Vapor condensat
E-402	179	175	Vapor	179	167	Vapor condensat
Total	1869	175	Vapor	1869	167	Vapor condensat

Tal com es pot observar, es necessiten un total de 1869 Kg/h de vapor a una temperatura de 175°C, els quals condensen als equips de calor i retornen a caldera a 167 °C en estat líquid. D'acord amb aquestes característiques i tenint en compte que s'utilitza vapor a 8 bar, es decideix comprar una caldera a Bosch Industriales, concretament el model Universal U-MB. Les característiques detallades del equip es poden consultar en l'apartat 2-Equip, del present projecte.

11. Manual de càlculs

11.12 SERVEI DE NITROGEN

El nitrogen és un gas molt utilitzat en la planta, principalment per a mantenir els tancs en condicions anhidres –inertitzant l’ambient- o per mantenir-los a pressió. Així doncs, degut a les grans quantitats de reactius i productes que surten i entren, respectivament, constantment dels tancs, és necessari disposar d’un servei de subministrament de nitrogen.

Per tal de determinar la quantitat de nitrogen necessària es procedeix de la següent forma: es calcula el cabal volumètric de reactius i productes que entren o surten del tanc i es realitza una factor de conversió mitjançant la densitat del nitrogen a aquella temperatura per tal de determinar els Kg total d’aquest compost necessari. Aquest balanç, es pot observar en la taula següent:

Taula 11.12.1 Balanç de consumidors de nitrogen

Compost	Cabal (Kg/h)	Densitat (Kg/m ³)	Cabal (m ³ /h)	Densitat N2 (Kg/m ³)	Cabal N2 (Kg/h)
CCl4	2233	1579	1,41	1,145	1,145
HF	950	968,5	0,98	3,435	3,435
F-13	1486	1276	1,16	20,64	20,64
HCl	5311	1149	4,64	1,145	1,145
Cabal diari de N2 Kg					632,76
Cabal per 7 dies Kg					4429,32

Tal com es pot observar en la taula anterior, un cop determinats els Kg necessaris de nitrogen per hora, aquests es passen a Kg per cada 7 dies, ja que com s’ha esmentat anteriorment és el temps d’emmagatzematge que s’ha establert com a capacitat estàndard dins de la planta, a fi de poder suplir possibles retards o errors en el subministrament de Nitrogen.

Aquest subministrament de Nitrogen es fa mitjançant un tanc de nitrogen líquid a pressió, subministrat per l’empresa Linde, la qual s’encarrega del control, manteniment i subministrament del mateix equip. Des de aquest, surt una línia de nitrogen de procés, a partir de la qual s’abasteix a tota la planta d’aquest compost.

11. Manual de càlculs

11.13 DISSENY DE CANONADES

Per al càlcul del diàmetre de les canonades s'ha emprat una 'regla d'or', la qual calcula la relació de diàmetre òptima entre preu de canonada i velocitat del fluid. Aquesta regla, s'expressa com la següent equació:

$$D_{\text{òptim}} = 0,33 \cdot \left(\frac{F}{\rho}\right)^{0,5} \quad (\text{eq. 11.13.1})$$

Tot i trobar el diàmetre òptim amb aquesta regla d'or, és necessari realitzar una comprovació posterior: que la velocitat del fluid es trobi dintre dels rangs típics, entre 1 i 3 m/s per líquid i entre 10 i 30 m/s per gasos.

Per a més detall, a continuació s'exemplifica el càlcul de la canonada que porta el fluorhídric des del tanc d'emmagatzematge fins a l'evaporador E-201.

Les dades d'aquesta canonada són les següents:

$$F = 950 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

$$\rho = 968 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

Així doncs, aplicant l'equació anterior s'obté:

$$D_{\text{òptim}} = 0,33 \cdot \left(\frac{F}{\rho}\right)^{0,5} = 0,33 \frac{\text{s}}{\text{m}^2} \cdot \left(\frac{950 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{968 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}\right)^{0,5} = 0,0054 \text{ m} = 0,21''$$

A partir de la taula de valors nominals de canonades, es pot observar que el valor de canonada més pròxim a 0,21" que dona una velocitat dintre dels valors típics és el de 0,5":

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{950 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{968 \text{ Kg}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\frac{\pi}{4} \cdot \left(0,5 \text{ in} \cdot \frac{1 \text{ m}}{39,7 \text{ in}}\right)^2} = 2,2 \text{ m/s}$$

11. Manual de càlculs

11.14 DISSENY DE BOMBES

El disseny de les bombes s'ha realitzat a partir d'un balanç d'energia mecànica, mitjançant el qual s'ha determinat la potència necessària que cal subministrar a la bomba per tal d'impulsar el fluid.

Aquest balanç correspon a la següent equació:

$$\frac{\Delta P}{\rho} + g \cdot \Delta z + \frac{1}{2} \cdot \Delta \frac{v^2}{\alpha} = \hat{W} - e_v \quad (\text{eq. 11.14.1})$$

On:

ΔP = Increment de pressió entre els dos punts on s'aplica el balanç.

Δz = Increment d'altura entre els dos punts on s'aplica el balanç.

Δv^2 = Diferència de velocitats entre ambdós punts on s'aplica el balanç.

En aquest cas es considera que són negligibles.

$\hat{W}$ = Treball per unitat de massa

e_v = Pèrdues d'energia mecànica per fricció. Es classifiquen entre pèrdues en trams rectes o pèrdues en accidents.

Les pèrdues per accidents en trams rectes s'han calculat com:

$$4f \cdot \frac{v^2}{2} \cdot \frac{L}{D} \quad (\text{eq. 11.14.2})$$

On $4f$ és un valor que es llegeix a l'àbac de Moody i que és funció del Re i de la rugositat relativa del material (ϵ/D) ($\epsilon=4,6 \cdot 10^{-5}$ m per al AISI 316L). Tot seguit es presenta la figura de l'àbac de Moody:

11. Manual de càlculs

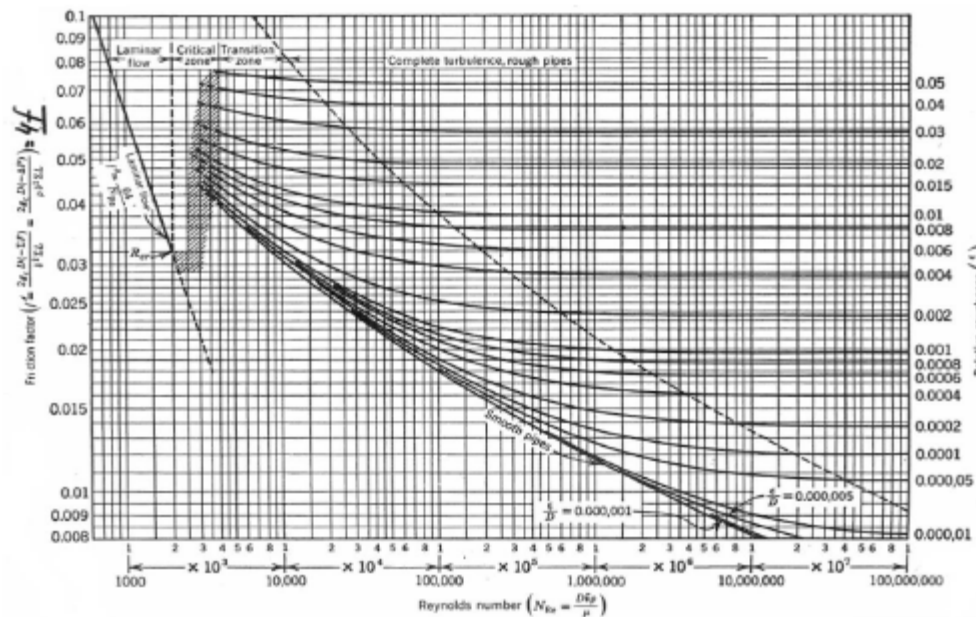


Figura 11.14.1 Àbac de Moody.

Pel que fa a les pèrdues en accidents, aquestes es determinen com:

$$e_v = K \cdot \frac{v^2}{2} \quad (eq. 11.14.2)$$

El valor de K és funció de cada tipus d'accident. A continuació es presenta una taula amb els principals tipus:

11. Manual de càlculs

Taula 11.14.1 Valors de K per a diferents accidents.

ACCIDENT	K
Entrada/sortida circuit	
Entrada encanonada	0,78
Entrada cantells vius	0,50
Entrada arrodonida	0,04
Sortida encanonada	1,00
Sortida cantells vius	1,00
Sortida arrodonida	1,00
Colzes/ Unions	
Colze de 45° standard	0,35
Colze de 45° gran curvatura	0,20
Colze de 90° standard	0,75
Colze de 90° gran curvatura	0,45
Colze de 90° petita curvatura	1,3
Corba de 180°	1,5
T standard ús com a colze	1,0
T standard amb bifurcació tancada	0,4
T standard amb divisió de cabal	1,0 (a)
Unió roscada	0,04
Maneguet d'unió	0,04
Vàlvula comporta	
oberta	0,17
¾ oberta	0,90
½ oberta	4,5
¼ oberta	24,0
Vàlvula de diafragma	
oberta	2,3
¾ oberta	2,6
½ oberta	4,3
¼ oberta	21,0

ACCIDENT	K
Vàlvula de seient	
oberta	9,0
¾ oberta	13,0
½ oberta	36,0
¼ oberta	112,0
Vàlvula angular oberta	2,0
Vàlvula de retenció (oberta)	
de chamera (frontissa)	2,0
de bola	70,0
de disc	10,0
Cabalímetres mecànics	
de disc	7,0
de pistó	15,0
rotatori	10,0
de turbina	6,0
Canvi de diàmetre	
estretament	** (b)
eixamplament	** (b)

Un cop trobada la potència en KJ/Kg, es multiplica pel cabal màssic i es divideix pel rendiment per tal d'obtenir la potència en KW.

Finalment, un cop determinada la potència de la bomba es comprova que el NPSH disponible sigui major que el requerit, a fi d'evitar la cavitació de la bomba, i es consulta un catàleg de bombes subministrat pel fabricant per tal de trobar la bomba adient.

11. Manual de càlculs

11.15 DISSENY DE COMPRESSORS

Per tal de realitzar el càlcul i disseny dels compressors, és necessari conèixer les potències d'aspiració i impulsio, a fi de determinar la relació de compressió. Tot seguit, es descriu detalladament com s'ha realitzat el càlcul:

Inicialment és necessari determinar el número d'etapes de compressió que seran necessàries per tal d'assolir la pressió desitjada. Aquest número es determina com:

$$R = \sqrt[N]{\frac{P_n}{P_o}} \quad (\text{eq. 11.15.1})$$

On:

R = Relació de compressió

N = N^o d'etapes de compressió

P_n = Pressió d'impulsio

P_o = Pressió d'aspiració

Pel que fa als compressors de la planta, aquests són de tipus centrífug. Bibliogràficament [12] una relació de compressió adequada per a aquest tipus de compressors és aquella que es troba entre 2,5 i 5.

Un cop determinada la relació de compressió, s'aplica la següent equació per tal de determinar la potència a subministrar al compressor:

$$w = N \cdot \frac{\gamma}{\gamma - 1} \cdot \frac{ZRT_1}{PM} \cdot \left(\left(\frac{P_n}{P_o} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma \cdot N}} - 1 \right) \quad (\text{eq. 11.15.2})$$

On:

Z = Factor de compressibilitat, 1 per a gasos ideals.

$R = 8,31 \frac{\text{Pa} \cdot \text{m}^3}{\text{K} \cdot \text{mol}}$

T_1 = Temperatura d'entrada al compressor

PM = Pes molecular

$\gamma = \frac{C_p}{C_v}$ = Relació adiabàtica = 1,1

11. Manual de càlculs

Finalment, és necessari multiplicar la potència pel cabal màssic i dividir pel rendiment per tenir el nombre de kW del compressor.