

PLANTA DE PRODUCCIÓ D'ÀCID OXÀLIC EN FORMA DE DIHIDRAT A PARTIR D'ETILENGLICOL

Grau en Enginyeria Química



Marc Jurkiewicz Cortada
Miguel López Olid
Carla Gil Solano
Álvaro Grau Cuellas
Tania Marin Sánchez
Anna Ortiz Fort
Rafael Palacios Bosch (Tutor)

PLANTA DE PRODUCCIÓ D'ÀCID OXÀLIC EN FORMA DE DIHIDRAT A PARTIR D'ETILENGLICOL

CAPÍTOL 11: MANUAL DE CÀLCULS



Marc Jurkiewicz Cortada
Miguel López Olid
Carla Gil Solano
Álvaro Grau Cuellas
Tania Marin Sánchez
Anna Ortiz Fort
Rafael Palacios Bosch (Tutor)

Índex

11.1.Dades bibliogràfiques	8
11.2.Disseny dels reactors	8
11.2.1.Balanços de matèria previs al disseny dels reactors.....	9
11.2.2.Configuració del conjunt de reactors.....	11
11.2.3.Disseny constructiu dels reactors	20
11.2.4.Difusors	28
11.2.5.Agitació i bafles	33
11.2.6.Estudi de la transferència de calor als reactors	37
11.3.Disseny dels tancs d'emmagatzematge.....	45
11.3.1.Tanc d'emmagatzematge de l'àcid nítric	50
11.3.2 Tanc d'emmagatzematge de l'àcid sulfúric.....	56
11.3.3 Tanc d'emmagatzematge d'etilenglicol	62
11.3.4 Tanc d'emmagatzematge d'oxigen molecular	68
11.3.5.Tanc d'emmagatzematge d'hidròxid de sodi.....	75
11.4.Disseny dels mescladors	78
11.4.1.Consideracions de disseny	78
11.4.2.Mesclador 1 (M-201).....	83
11.4.3.Mesclador 2 (M-202).....	92
11.4.4.Mesclador 3 (M-203).....	93
11.5.Bescanviadors de calor i condensadors.....	94
11.5.1.Elecció del tipus de bescanviador	94
11.5.2.Elecció del fluids transmissors de calor	96
11.5.3.Circulació dels fluids per tubs o carcasses	97
11.5.4.Coefficient d'embrutiment (fouling)	98
11.5.5.Materials per als bescanviadors de calor.....	99
11.5.6.Disseny del bescanviador de calor amb l'eina ASPEN EXCHANGER V10	99
11.6.Disseny dels evaporadors	109
11.6.1.Evaporadors de primera etapa	109
11.6.2. Procediment de càlcul.....	110
11.6.3. Dimensionament de l'evaporador	116
11.6.4. Distància entre tubs i carcassa	119
11.6.5. Càlcul de la pèrdua de pressió	121
11.6.6. Evaporador de segona etapa	123



11.6.7. Dimensionament evaporador de segona etapa.....	126
11.6.8. Distància entre tubs i carcassa	128
11.6.9. Càlcul de la pèrdua de pressió	129
11.7. Cristal·litzadors	130
11.7.1 Balanç de matèria.....	132
11.7.2. Dimensionament de l'equip.....	139
11.7.3. Balanç d'energia	143
11.7.4. Disseny mecànic dels cristal·litzadors	154
11.8.Disseny del cristal·litzador de segona etapa	161
11.8.1 Balanços de matèria	161
11.8.2. Dimensionament de l'equip.....	164
11.8.3. Balanç d'energia	166
11.8.4.Disseny mecànic del cristal·litzador	173
11.9.Disseny dels mescladors del downstream.....	175
11.9.1. Consideracions de disseny	175
11.9.2. Dimensionament.....	180
11.10.Disseny del redisolver	189
11.10.1. Balanç de matèria	189
11.10.2. Disseny funcional	189
11.10.3. Dimensionament.....	190
11.10.4. Disseny mecànic.....	193
11.10.5. Espessor dels capçals	195
11.10.6. Espessor cilindre.....	197
11.10.7. Alçada capçals	198
11.10.8. Alçada tanc.....	199
11.10.9. Agitació del tanc.....	200
11.10.10. Pes del tanc	205
11.10.11 Balanç d'energia	208
11.11. Selecció de les centrífugues.....	210
11.11.1. Centrífuga de separació CR-401.....	210
11.11.2. Centrífuga de purificació CR-402	212
11.12.Assecador.....	214
11.12.1. Balanç de matèria	215
11.12.2. Càlcul de les humitats	216
11.12.3. Càlcul de la quantitat d'aire necessària i de la humitat de sortida.....	217



11.12.4. Disseny del Assecador	217
11.13 Cicló.....	221
11.14.Disseny dels tancs pulmó de recepció i dispensa de sòlids.....	227
11.14.1 Balanç de matèria	227
11.14.2 Disseny	227
11.14.3 Disseny mecànic.....	229
11.14.4 Pes del tanc	230
11.15.Tanc de condensats	232
11.15.1. Disseny funcional	232
11.15.2. Dimensionament.....	233
11.15.3. Disseny mecànic.....	235
11.16.Sitja	244
11.16.1. Volum de la sitja.....	244
11.16.2. Disseny mecànic de la sitja.....	246
11.17.Màquina per a l'empaquetatge, paletització i enfardament dels big-bags de producte acabat.....	252
11.18.Selecció dels equips necessaris per a la dispensa d'aigua de xarxa	256
11.19.Selecció dels equips necessaris per a la dispensa d'aigua descalcificada	257
11.20.Selecció de la torre de refrigeració.....	258
11.21.Chillers	260
11.22 Caldera de vapor	263
11.23.Determinació del consum elèctric i dimensionament de l'estació transformadora.....	267
11.24.Canonades, bombes i compressors	268
11.24.1. Càlcul del diàmetre de canonada i del costat de la conducció d'aire.....	268
11.24.2. Càlcul del SCHEDULE de canonada	269
11.24.3. Càlcul de les pèrdues per fricció, càrrega total i el NPSH disponible	271
11.24.4. Càlcul de la potència dels cargols sense fi	275
11.24.5. Càlcul i selecció dels compressors	276
11.25.Referències bibliogràfiques	279

11. Manual de càlculs

En el present capítol s'hi exposa una guia per al seguiment dels càlculs realitzats per als dissenys constructiu i operacional dels diversos equips que operen a la planta, així com per al dimensionament de les canonades i els equips que transporten líquids, gasos i sòlids a través del procés. El present manual ha estat elaborat pels diversos especialistes en disseny d'equips de l'Àmbit d'Enginyeria de Projectes del Departament d'Enginyeria d'OXALIN, S.L. Per a la realització dels diversos càlculs es requerirà disposar d'un seguit de dades bibliogràfiques, que s'exposen a continuació. No obstant això, per a la determinació de les densitats dels diversos corrents, es recorre a l'eina HYSYS, que disposa d'una extensa base de dades contrastada.

11.1. Dades bibliogràfiques

Per al desenvolupament dels càlculs es fa ús d'una sèrie de dades bibliogràfiques sobre les propietats físiques i químiques de les diverses substàncies. Les que es presenten a continuació s'empraran quan calgui fer càlculs aproximatius, simulacions o deducció de models. Quan calgui fer càlculs que involucrin el procés de referència tal i com es dissenya definitivament, els valors dels paràmetres requerits s'obtindran mitjançant l'ús de l'eina HYSYS.

Pes molecular aigua: 18,015 g/mol

Pes molecular àcid oxàlic anhidre: 90,03 g/mol

Pes molecular àcid oxàlic en forma de dihidrat: 126,07 g/mol

Pes molecular etilenglicol: 62,07 g/mol

Pes molecular de l'àcid nítric: 63,01 g/mol

Pes molecular de l'àcid sulfúric: 98,08 g/mol

Coefficient de difusivitat típic de l'oxigen en medi aquós a 80°C: $5 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}^1$

Constant de Henry per a la solució de l'oxigen en aigua: 714 atm L/mol²

Acceleració de la gravetat: 9,8 m/s²

Conductivitat de l'Uranus: 15,1 J/s m K³

11.2. Disseny dels reactors

En el present apartat, es procedeix a dissenyar els reactors on s'assoleix la transformació de l'etilenglicol en àcid oxàlic. S'ha optat per treballar amb dues línies paral·leles amb dos reactors en sèrie cadascuna. Tant la configuració del sistema de reacció com les dimensions escollides per als respectius tancs venen establertes pels requeriments d'alliberament de la calor generada en la reacció que s'hi porta a terme, notablement exotèrmica. És aquest paràmetre, més que la velocitat de la reacció, el que

porta a prendre la decisió de desestimar l'opció que es produeixi la totalitat de la transformació en un sol reactor, incrementant-se les dificultats tècniques per a eliminar el cabal de calor que s'hi generés.

Així doncs, els quatre reactors bifàsics disposaran d'un coil i d'una mitja canya per a la seva refrigeració (els de primera etapa, on s'hi assoleix una transformació del 50%), i una mitja canya (els de segona etapa, on s'hi acaba d'assolir la conversió desitjada del 70%).

Així mateix, els reactors estaran equipats amb difusors de tipus sparger per a la injecció d'oxigen des del fons dels recipients i d'agitadors amb dues turbines de pales inclinades BT-6, per tal d'assolir un flux turbulent en direccions axial i radial, així com per assolir el hold-up desitjat per a la fase gas.

El disseny constructiu dels presents equips es realitza seguint la normativa ASME, en tant que es tracta d'equips que treballaran per sobre de la pressió atmosfèrica, amb l'objectiu d'assolir una major capacitat de l'oxigen de dissoldre's en la fase líquida. A major pressió, major pressió parcial d'oxigen a la fase gas i per tant, major flux del mateix entre fases.

11.2.1. Balanços de matèria previs al disseny dels reactors

Abans d'efectuar-se el disseny dels reactors, cal conèixer el cabal de reactius que hi circularà, i la quantitat d'etilenglicol que hi reaccionarà. Aquests balanços previs permetran determinar la capacitat del reactor en quant a volum de mescla reactiva que hi podrà encabir i, a més, permetrà escollir una configuració òptima per al sistema de reactors. A partir d'aquest volum, es calcularà la resta de paràmetres operacionals i constructius de l'equip. Aquest balanç partirà de la producció d'àcid oxàlic que ha d'aconseguir el procés.

Així doncs, cal produir 32.000 T/any d'àcid oxàlic en forma de dihidrat, amb una puresa del 99,5%. Es calcula, a continuació, la producció d'àcid oxàlic anhidre i d'aigua per separat:

$$32000 \frac{tn}{any} \text{ producte final} * \frac{0,995 \text{ tn àcid oxàlic dihidrat}}{1 \text{ tn producte final}} * \frac{1000 \text{ kg àcid oxàlic dihidrat}}{1 \text{ tn àcid oxàlic dihidrat}} * \frac{1 \text{ kmol àcid oxàlic dihidrat}}{126,07 \text{ kg àcid oxàlic dihidrat}} * \frac{1 \text{ kmol àcid oxàlic}}{1 \text{ kmol àcid oxàlic dihidrat}} = 252558 \frac{\text{kmol àcid oxàlic}}{any}$$

Es considera, en una primera estimació, que el rendiment de recuperació d'àcid oxàlic del downstream és del 90%, és a dir, al conjunt de reactors caldrà assolir una producció un 10% superior per a poder complir amb els objectius de producció del procés. Es calcula la quantitat d'àcid oxàlic anhidre que caldrà produir al reactor:

$$252558 \frac{\text{kmol àcid oxàlic}}{\text{any}} * \frac{1 \text{ kmol àcid oxàlic que cal produir al reactor}}{0,9 \text{ kmol àcid oxàlic que surten del procés}}$$

$$= 280620 \frac{\text{kmol}}{\text{any}} \text{ d'àcid oxàlic que cal produir al reactor}$$

D'acord amb la patent US 3691232 que es pren com a referència per a la determinació de les condicions operatives del reactor (en una primera aproximació), s'hi assoleix a aquest una conversió referida a l'etilenglicol del 80%. Es calcula la quantitat d'etilenglicol que cal alimentar al reactor tenint en compte que l'estequiometria del procés és 1:1:

$$280620 \frac{\text{kmol}}{\text{any}} \text{ àcid oxàlic} * \frac{1 \text{ kmol etilenglicol}}{0,8 \text{ kmol àcid oxàlic}} * \frac{62,07 \text{ kg etilenglicol}}{1 \text{ kmol etilenglicol}}$$

$$* \frac{1 \text{ any}}{320 * 24 * 3600 \text{ s}} = 0,7875 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \text{ d'etilenglicol}$$

D'acord amb el que s'indica a la patent de referència, en l'exemple que es pren de guia, s'alimenten per cada 137 g d'una mescla d'àcids (35% àcid sulfúric, 38% àcid nítric i 27% aigua) 21,4 g d'una solució aquosa al 49% d'etilenglicol. S'ha pres la decisió de mantenir els percentatges de referència però els 21,4 g s'alimentaran amb etilenglicol pur, per tal de reduir el cabal de líquids que transcorre pel reactor i per tant, el volum requerit. Aquesta decisió es pren en base a la variabilitat dels processos exposats en diverses patents, en què es presenten rangs de concentració d'entrada de les diverses espècies molt amplis.

Per tant, tenint en compte l'exposat, es calculen els cabals màssics d'HNO₃, H₂SO₄ i aigua que cal alimentar al reactor:

$$0,7875 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \text{ etilenglicol} * \frac{137 \text{ kg mescla d'àcids}}{21,4 \text{ kg etilenglicol}}$$

$$* \frac{0,35 \text{ kg (H}_2\text{SO}_4) + 0,38 \text{ kg (HNO}_3) + 0,27 \text{ kg (H}_2\text{O)}}{1 \text{ kg mescla d'àcids}}$$

$$= 3,60 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \text{ (H}_2\text{SO}_4) + 3,91 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \text{ (HNO}_3) + 2,78 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \text{ (H}_2\text{O)}$$

Com s'observa, es compleix la premissa de la patent de referència segons la qual, el corrent d'entrada al reactor havia de transportar com a mínim el triple de mols d'HNO₃ que d'etilenglicol.

Tenint en compte els cabals màssics de les diferents substàncies que s'alimenten al reactor, es calcula una densitat mitjana a 80°C, la temperatura d'operació del reactor, mitjançant l'eina HYSYS, obtenint-se un valor de 1331,6 kg/m³.

A partir de la densitat i del cabal màssic total d'entrada, es calcula el cabal volumètric d'entrada al reactor:

$$(0,7875 + 3,60 + 3,91 + 2,78) \frac{kg}{s} * \frac{1 m^3}{1331,6 kg} = 0,0083 \frac{m^3}{s}$$

D'acord amb la patent de referència, per a les condicions de treball, s'obté un temps de residència de 3,1 h. A partir d'aquesta dada, es calcula el volum de mescla líquida amb què ha de poder operar el sistema de reactors:

$$V = Q * \tau = 0,0083 \frac{m^3}{s} * 3,1 h * \frac{3600 s}{1 h} = 92,8 m^3$$

11.2.2. Configuració del conjunt de reactors

Com es desprèn dels balanços elaborats en l'anterior apartat, cal un volum de reacció d'entorn a 93 m³ per a assolir la conversió desitjada en una sola etapa. Es tracta d'un volum considerable i que per la seva magnitud pot portar problemes d'eliminació de la calor generada en la reacció si tant sols es treballa en una sola etapa. Per aquest motiu, s'ha decidit treballar amb dues línies paral·leles de reactors amb dos reactors en sèrie cadascuna, portant a terme la reacció en dues etapes. En la primera etapa s'assolirà una conversió del 50% i en la segona etapa s'acabarà d'assolir la conversió del 70% (es renuncia a assolir un 80% de conversió per a reduir els requeriments de volum del sistema de reacció: mitjançant simulacions de la cinètica de reacció s'ha observat que baixar la conversió un 10% permet reduir el volum fins a un 30%). A més, s'ha decidit treballar amb una solució d'entrada més concentrada en etilenglicol (recepta emparada pel que s'especifica a la patent US 3678107) per a reduir el cabal volumètric a tractar, reduint el volum dels reactors a instal·lar. A continuació, s'exposen els balanços elaborats per al sistema de reactors:

11.2.2.1. Balanços de matèria per al sistema de reactors

Tenint en compte la producció que es pretén assolir mitjançant el procés que es dissenya i havent-se tingut en compte que, per la naturalesa del downstream, no tot l'àcid oxàlic que es produeix al reactor surt del procés computant-se en la producció, s'ha calculat que als reactors cal que es produeixin un total de **25391 tn/any** d'àcid oxàlic anhidre. Tenint en compte que es pretén assolir una conversió final del 70% i que l'estequiometria respecte de l'etilenglicol és 1:1, caldrà que entrin al sistema de reactors un total de 14,6 mol/s d'etilenglicol.

S'opta per treballar amb una mescla d'entrada al reactor composta per l'etilenglicol necessari, l'àcid oxàlic que retorna del downstream i que és reintroduït al reactor perquè no cristal·litza, més una mescla d'àcids amb aigua amb la següent composició: 50% d'àcid nítric, 20% d'àcid sulfúric i 30% d'aigua. Realitzats els balanços

al procés, s'exposen a les següents taules les composicions dels corrents que entren a cadascun dels reactors de primera i segona etapa:

Taula 1. Cabal i composicions dels corrents líquids que entren als dos reactors de primera etapa.

Cabal (m ³ /s)	0,0029
Etilenglicol (kg/s)	0,4513
Àcid nítric (kg/s)	1,3809
Àcid sulfúric (kg/s)	0,5524
Aigua (kg/s)	0,8319
Àcid oxàlic (kg/s)	0,1516

Seguidament, es presenta el cabal i les composicions dels corrents de líquid que surten dels dos reactors de primera etapa tenint en compte que s'assoleix en ells una conversió del 50% respecte de l'etilenglicol:

Taula 2. Cabal i composicions dels corrents líquids que surten dels dos reactors de primera etapa.

Cabal (m ³ /s)	0,0028
Etilenglicol (kg/s)	0,2250
Àcid nítric (kg/s)	1,3451
Àcid sulfúric (kg/s)	0,5524
Aigua (kg/s)	0,9634
Àcid oxàlic (kg/s)	0,4781

Seguidament, es presenta el cabal i les composicions dels corrents de líquid que surten dels dos reactors de segona etapa (tenint en compte que tracten els corrents que abandonen la primera etapa fins a assolir una conversió final del 70% referida a l'etilenglicol):

Taula 3. Cabal i composicions dels corrents líquids que surten dels dos reactors de segona etapa.

Cabal (m ³ /s)	0,0028
Etilenglicol (kg/s)	0,1342
Àcid nítric (kg/s)	1,3126
Àcid sulfúric (kg/s)	0,5524
Aigua (kg/s)	1,0153
Àcid oxàlic (kg/s)	0,6128

11.2.2.2. Determinació de la cinètica que governa la reacció química

La cinètica de la reacció es desconeix i no s'exposa en cap de les patents consultades. No obstant això, una de les patents afirma que en la realització experimental s'obté una conversió respecte de l'etilenglicol del 88% treballant tres hores en fed-batch i tres hores més en batch. Aquestes dades, juntament amb les de les càrregues al reactor de les diverses espècies, permeten fer una simulació per a la determinació de la cinètica del procés. El desenvolupament d'aquesta simulació s'exposa a continuació:

D'acord amb el que s'estableix a l'EXEMPLE 1 de la patent US 3678107, en què es realitza un experiment en fed-batch (3 h) + batch (3 h):

A) Fed-Batch

*Balanç per a l'etilenglicol:

$$E + G = A$$

$$Na, e \left(\frac{mol}{h} \right) + r_a * V \left(\frac{mol}{h m^3} \right) * (m^3) = \frac{dn_a}{dt} \left(\frac{mol}{h} \right)$$

*Se suposa una cinètica d'ordre 2 respecte de l'etilenglicol i oxigen en excés, per la qual cosa s'incorpora la concentració d'oxigen a la constant cinètica, obtenint-se una pseudoconstant:

$$r = k * Ca^2 = k * \left(\frac{n_a}{V} \right)^2$$

$$r_a = -r = -k * \left(\frac{n_a}{V} \right)^2$$

*A més, el volum varia amb el temps:

$$E = A$$

$$Qe = \frac{dV}{dt}$$

B) Batch

*Balanç per a l'etilenglicol:

$$G = A$$

$$-r_a * V \left(\frac{mol}{h m^3} \right) * (m^3) = \frac{dn_a}{dt} \left(\frac{mol}{h} \right)$$

C) Dades de l'exemple

*Càrrega inicial: 101 g de solució d'àcid nítric al 62,5%.

*Entrada al reactor: 9,7 g/h d'etilenglicol pur durant 3 h.

i. Càlcul del volum inicial de líquid al reactor:

*Es calcula la densitat de la mescla nítric-aigua: $\rho = 0,625 * 1,51 + 0,375 * 1,00 = 1,319 \frac{g}{cm^3}$

*Es calcula el volum de reacció: $101 g \text{ solució} = \frac{1 cm^3}{1,319 g} = 76,6 cm^3$

ii. Càlcul del cabal molar d'entrada d'etilenglicol (PM=62 g/mol):

$$9,7 \frac{g}{h} * \frac{1 mol}{62 g} = 0,1565 \frac{mol}{h}$$

iii. A l'inici, al reactor no hi ha etilenglicol, per tant:

$$n_{A0} = 0$$

iv. Càlcul del cabal d'entrada al fed-batch (sabent que la densitat de l'etilenglicol és d'1,11 g/cm³):

$$\frac{9,7 g}{h} * \frac{1 cm^3}{1,11 g} = 8,74 \frac{cm^3}{h}$$

EQUACIONS DIFERENCIALS DEL FED-BATCH

*Balanç:

$$N_{a,e} \left(\frac{mol}{h} \right) + r_a * V \left(\frac{mol}{h m^3} \right) * (m^3) = \frac{dn_a}{dt} \left(\frac{mol}{h} \right)$$

$$0,1565 - V * k * \left(\frac{n_a}{V} \right)^2 = \frac{dn_a}{dt} \quad ; \quad \text{amb } n_{A0} = 0$$

*Volum:

$$8,74 = \frac{dV}{dt}; \quad \text{amb } V_0 = 76,6 cm^3$$

EQUACIÓ DIFERENCIAL DEL BATCH

$$-k * \left(\frac{n_a}{V_b} \right)^2 * V_b = \frac{dn_a}{dt}; \quad \text{amb } V_b = V(\text{al final del fed - batch}) \text{ i } n_{A0} \\ = \text{mols d'etilenglicol al final del fed - batch}$$

D) Lògica d'estimació de la constant cinètica

1. S'itera una constant cinètica (k).
2. Se simula els perfils de mols al reactor al llarg de les 6 hores (fed-batch seguit de batch).
4. Es calcula el rendiment com els mols reaccionats respecte els mols que han entrat al llarg de les 3 hores de fed-batch:

$$X = \frac{Nae * 3 - n(\text{finals})}{Nae * 3}$$

5. S'itera k fins que $X = 0,88$, el rendiment obtingut per l'experiment de la patent.

E) RESULTATS

-Si s'itera $k = 350 \text{ cm}^3/\text{mol h}$ s'obté la conversió desitjada i la següent evolució de mols al reactor, que és la que s'esperaria en un procés fed-batch + batch:

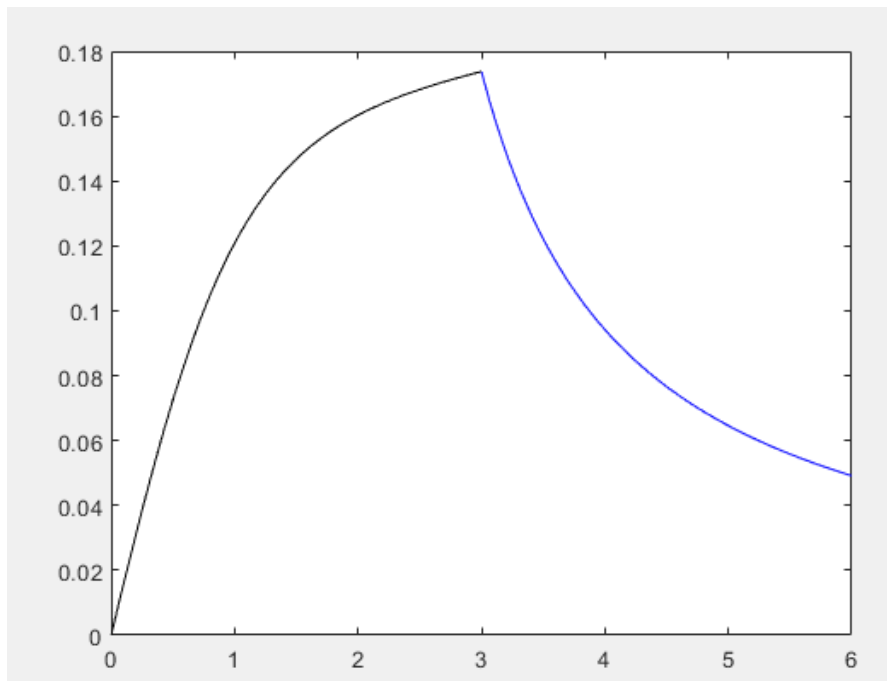


Figura 1. Evolució dels mols d'etilenglicol al reactor al llarg de les 6 hores de durada de l'experiment per a una $k=350 \text{ cm}^3/\text{mol h}$.

Tenint en compte els resultats obtinguts en l'estudi cinètic, s'escull la següent cinètica, que és independent de la concentració d'oxigen perquè, tal i com es realitza a l'experiment de la patent de referència, aquest s'introduirà en excés al medi de reacció i a més, es considerarà que, tal i com es transfereix a la fase líquida, reacciona amb l'etilenglicol.

$$r = 350 * C_{etilenglicol}^2, \text{ amb } k \text{ en } \frac{\text{cm}^3}{\text{mol h}} \text{ i } C_{etilenglicol} \text{ en } \text{mol/cm}^3$$

11.2.2.3. Determinació dels volums de fase líquida als reactors

Determinada la cinètica de reacció i establerts els balanços de matèria per a les fases líquides als reactors de primera i segona etapa, es procedeix a calcular el volum requerit de reactor per a encabir-hi la fase líquida.

Als reactors de primera etapa s'hi assoleix una conversió del 50%. La concentració d'entrada d'etilenglicol es pot calcular com el quocient entre el cabal molar d'etilenglicol a l'entrada entre el cabal volumètric:

$$C_{ae} = \frac{N_{ae}}{Q} = \frac{7,286 \frac{\text{mol}}{\text{s}}}{0,0029 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}} = 2512,4 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$$

Es determina el volum de la fase líquida fent un balanç al reactor i deduint la seva equació de disseny:

$$V = \frac{Q * X_1}{k * C_{ae} * (1 - X_1)^2} = \frac{0,0029 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} * 0,5}{\frac{350 * 10^{-6}}{3600} \frac{\text{m}^3}{\text{mol s}} * 2512,4 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3} * (1 - 0,5)^2} = 23,0 \text{ m}^3$$

Per tant, cadascun dels reactors de primera etapa haurà de tenir una capacitat mínima d'entorn a 23 m³.

Als reactors de segona etapa s'hi assoleix una conversió del 70%. Es determina el volum de la fase líquida fent un balanç al reactor i deduint la seva equació de disseny:

$$V = \frac{Q * (X_2 - X_1)}{k * C_{ae} * (1 - X_2)^2} = \frac{0,0028 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} * (0,7 - 0,5)}{\frac{350 * 10^{-6}}{3600} \frac{\text{m}^3}{\text{mol s}} * 2512,4 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3} * (1 - 0,7)^2} = 25,5 \text{ m}^3$$

Per tant, cadascun dels reactors de segona etapa haurà de tenir una capacitat mínima d'entorn a 26 m³.

11.2.2.4. *Estudi de la transferència del gas a la fase líquida*

Fins ara, s'ha calculat el volum de fase líquida (aquella on succeeix la reacció) requerida a cadascun dels quatre reactors del sistema de reacció. A continuació, caldria calcular el volum extra del sistema de reactors que cal afegir per a encabir-hi la fase gas (O₂), que tindrà un cert valor en no absorbir-se immediatament el gas en la fase líquida quan la primera entra al reactor. De fet, les patents que relaten el procés de producció d'àcid oxàlic mitjançant oxidació de l'etilenglicol amb oxigen, afirmen que introdueixen al reactor una quantitat d'oxigen per sobre de l'estequiometria, però sense indicar la magnitud de l'excés. A continuació, s'exposen els resultats d'un estudi realitzat per a determinar la capacitat d'absorció de l'oxigen en la mescla líquida del reactor, el que permetrà determinar un hold-up de la fase gas i un cabal i una pressió del gas d'entrada.

Per al càlcul del hold-up del gas es requerirà conèixer la cinètica de la reacció química i les dades que governen el fenomen de transferència d'oxigen al medi líquid. A partir d'aquestes, es portaran a terme simulacions en què es canviaran els valors dels paràmetres cabal d'oxigen alimentat, pressió de descàrrega de la fase gas a través de l'sparger i hold-up del gas fins trobar aquella combinació que permet obtenir la conversió de l'etilenglicol desitjada.

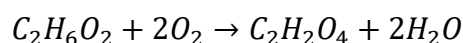
11.2.2.4.1. *Simulació de la transferència d'oxigen a la fase líquida*

A continuació, se simularà la capacitat del reactor de transformar l'etilenglicol en un sistema on s'ha d'assolir la transferència de l'oxigen del gas al líquid perquè es produeixi la reacció.

Per a la realització d'aquesta simulació, se suposarà que els quatre reactors compten amb un total d'entorn a 35 m³ (s'ha vist per catàleg que els que compten amb aquestes dimensions són suficientment eficients com per eliminar la calor que es genera a la reacció) i que les condicions, molt semblants en els reactors de primera i segona etapa, fan que el valor dels paràmetres de coeficient de transferència d'oxigen, constant de Henry i mida de bombolla siguin invariables.

Caldrà fer dues simulacions, una per als reactors de primera etapa i una per als de segona, ja que ambdós treballen a concentracions diferents de l'etilenglicol, el reactiu limitant. No obstant això, les equacions genèriques que es presentaran a continuació són vàlides per ambdós casos.

A continuació, s'exposen els balanços per a les fases gas i líquida presents al reactor, tenint en compte que la reacció que es produeix és la següent, i tenint en compte els cabals màssics d'entrada dels diversos components calculats a l'apartat *Balanços de matèria previs al disseny del reactor*:



*Balanç d'oxigen a la fase gas:

$$E = S$$

$$F_{\text{oxigen a la fase gas d'entrada}} = a * N_{\text{oxigen}} * V + F_{\text{oxigen a la fase gas de sortida}}$$

On a és l'àrea interfacial entre la fase gas i la líquida al reactor, V és el volum total de reactor i N és el flux molar d'oxigen que es transfereix de la fase gas a la líquida, que es calcularà amb la teoria de la doble pel·lícula.

*Balanç d'oxigen a la fase líquida:

$$E + G = S$$

$$a * N_{oxigen} * V - 2 * r * (\epsilon - a * \delta) * V = F_{oxigen \text{ a la fase líquida de sortida}}$$

On r és la velocitat de reacció referida a l'etilenglicol, ϵ és el hold-up de líquid i $a * \delta$, el volum de pel·lícula gasosa a l'interior del reactor.

*Balanç d'etilenglicol a la fase líquida:

$$E + G = S$$

$$F_{etilenglicol \text{ a la fase líquida d'entrada}} - r * (\epsilon - a * \delta) * V = F_{etilenglicol \text{ a la fase líquida de sortida}}$$

*Equació que governa el transport d'oxigen de la fase gas a la líquida:

$$N_{oxigen} = \frac{D}{\delta} * (C_{oxigen}^* - C_{oxigen})$$

On D és la difusivitat de l'oxigen en la mescla líquida al reactor, C_{oxigen}^* és la concentració d'oxigen a la pel·lícula gas-líquid (concentració de saturació) i C_{oxigen} és la concentració d'oxigen a la fase líquida. Aquesta darrera se suposarà que és 0, ja que se suposa que, tan aviat com l'oxigen s'absorbeix, reacciona amb l'etilenglicol. La concentració de saturació es pot calcular a partir de la següent expressió:

$$C_{oxigen}^* = \frac{P * y}{H}$$

On H és la constant de Henry del sistema a la temperatura a què té lloc la reacció, P és la pressió de la fase gas (pressió al reactor) i y és la fracció molar d'oxigen a la fase gas, en aquest cas, 1. Es desestima treballar amb aire perquè baixaria molt la fracció molar d'oxigen a la fase gas, reduint-se l'eficiència de l'absorció del gas al líquid i, per tant, requerint-se un volum de reactor considerablement més gran.

Per a calcular els paràmetres de la fase gas (hold-up, pressió, cabal d'oxigen d'entrada), s'iteraran al conjunt d'equacions presentat aquests paràmetres i se substituirà pel seu valor aquells dels quals se'l coneix, i que es presenten a continuació:

Taula 4. Valors dels paràmetres coneguts/suposats dels balanços de la fase gas als reactors.

Paràmetre	Símbol	Unitats	Valor	
Àrea interfacial	a	m ² /m ³	250-300	Aproximació/valor típic
Gruix de bombolla	d	m	4*10 ⁻⁵	Aproximació/valor típic
Coeficient de difusivitat	D	m ² /s	5*10 ⁻⁹	Aproximació/valor típic
Constant de Henry	H	atm L/mol	714	Aproximació/valor típic
Constant cinètica	k	cm ³ /mol h	300	
Concentració d'etilenglicol a l'entrada del sistema de reacció	C _{ae}	mol/m ³	2512,4	
Conversió assolida als reactors de segona etapa	X ₁		0,5	
Conversió assolida als reactors de primera etapa	X ₂		0,7	

A continuació es detallen els aspectes clau de la simulació:

-Als reactors de primera etapa es transformen 3,644 mol/s d'etilenglicol, i als de segona etapa, 1,46 mol/s. Per tant, caldrà que de la fase gas a la fase líquida es transfereixin els mateixos cabals molars d'oxigen (multiplicats per dos per a complir l'estequiometria de la reacció) als respectius reactors. Per tant, cal que es transfereixin 7,288 mol/s d'oxigen i 2,92 mol/s d'oxigen als reactors de primera i segona etapa, respectivament.

-Recurrent al balanç a la fase gas, s'observa que el càlcul del flux molar d'oxigen transferit es calcula segons la següent expressió:

$$\text{Cabal transferit} = a * N_{\text{oxigen}} * V$$

-Substituint-se les dades conegudes, es calculen els següents fluxos molars d'oxigen per als reactors de primera i segona etapa:

$$N_{\text{oxigen}} = 6,52 * 10^{-4} \frac{\text{mol}}{\text{s m}^2}, \text{ per als reactors de primera etapa}$$

$$N_{\text{oxigen}} = 2,61 * 10^{-4} \frac{\text{mol}}{\text{s m}^2}, \text{ per als reactors de segona etapa}$$

-Prenent-se el valor més gran dels dos, es calcula la pressió a què ha de treballar cadascun dels reactors per tal d'assolir la transferència d'oxigen desitjada, tenint en compte que les dues variables es relacionen de la següent manera:

$$N_{\text{oxigen}} = \frac{D}{\delta} * (C_{\text{oxigen}}^* - C_{\text{oxigen}}) = \frac{D}{\delta} * \frac{P * y}{H}$$

-Substituint-se les variables conegudes, s'obté una pressió de **3,72 atm**. Certament, els reactors de segona etapa requereixen una menor transferència d'oxigen entre fases. No obstant això, es decideix que els quatre reactors treballin a la mateixa pressió, per a facilitar l'operació dels sistemes d'alimentació, tant de líquid com de gas, que hauran de descarregar a una pressió similar a la d'operació. Així, reactors de primera i segona etapa tindran un flux d'oxigen igual, però hom podrà permetre's treballar amb un difusor que faci una bombolla més gran (difusor més barat, menys manteniment, menys pèrdues de càrrega) als reactors de segona etapa, on el cabal d'oxigen a transferir-se ha de ser menor.

-Si es treballa amb reactors de 35 m³ aproximadament, i les fases líquides ocupen 23 i 26 m³ respectivament, el hold-up del gas (percentatge de volum ocupat per la fase gas i que, juntament amb el cabal de gas que surt del reactor, determina el temps de residència de la fase gas) es troba entorn al 34% als reactors de primera etapa i entorn al 26% als reactors de segona etapa, tenint en compte que l'oxigen i els gasos formats (probablement NO₂) han d'ocupar el volum no ocupat pel líquid. Segons la bibliografia ⁴, els valors obtinguts per al hold-up del gas es troben dins la forquilla típica per a reactors de tanc agitat, en el seu extrem superior.

11.2.3. Disseny constructiu dels reactors

En el present capítol es presentaran les característiques constructives dels reactors de primera i segona etapa. Aquest disseny s'aborda un cop coneguda la cinètica que governa el procés químic, la transferència d'oxigen de la fase gas a la líquida i establerts els requeriments operatius, que es resumeixen a continuació:

Taula 6. Resum de les característiques operatives dels reactors de primera etapa.

Volum operatiu	Entorn a 35 m ³
Volum fase líquida	23,0 m ³
Cabal de líquid a tractar	0,0029 m ³ /s
Pressió	Entorn a 4,0 atm
Temperatura	80°C
Components	Aigua, àcid nítric, àcid sulfúric, oxigen, etilenglicol, àcid oxàlic, òxids de nitrogen

Taula 7. Resum de les característiques operatives dels reactors de segona etapa.

Volum	Entorn a 35 m ³
Volum fase líquida	25,5 m ³

Cabal de líquid a tractar	0,0028 m ³ /s
Pressió	Entorn a 4,0 atm
Temperatura	80°C
Components	Aigua, àcid nítric, àcid sulfúric, oxigen, etilenglicol, àcid oxàlic, òxids de nitrogen

Es decideix operar amb un reactor tipus tanc agitat amb característiques operatives homogeneïtzades en tot el seu volum. Per afavorir aquest aspecte, es decideix operar amb reactors que responguin, aproximadament, a la següent relació d'aspecte:

$$L = 1,5 * D$$

On L és la longitud del reactor (del volum operatiu) i D és el diàmetre del reactor a la zona on aquest paràmetre és major.

Així doncs, tenint en compte el volum total seleccionat en base als requeriments de transferència de calor i de temps de residència dels reactius (entorn a 35 m³) i prenent l'anterior relació d'aspecte, es calculen les dimensions bàsiques dels reactors de primera i segona etapa. Les dimensions que es projecten a la següent taula són una primera aproximació al que serà el disseny definitiu.

Evidentment, ni seria viable sol·licitar la fabricació d'un reactor amb aquestes dimensions concretes tenint en compte que les dimensions estàndards de les planxes d'acer són de 0,5 o 1 o 1,5 o 2 metres, ni el reactor serà un simple cilindre, sinó que estarà format per un cos cilíndric amb un capçal i un fons bombat.

Taula 8. Longitud i diàmetre dels reactors de primera i segona etapa (primera aproximació).

D	3098 mm
L	4646 mm

Taula 9. Dimensions bàsiques ajustades.

D	3000 mm
L	4500 mm

Tenint en compte les substàncies que es trobaran a l'interior dels reactors, especialment els àcids forts, que confereixen una elevada capacitat de corrosió dels materials amb què entren en contacte, se selecciona el material Uranus per a la construcció del reactor. L'Uranus és un acer inoxidable amb proporcions baixes de níquel i molibdè especialment emprat en aplicacions per les quals els acers inoxidables més comuns (304 i 316) no mostren una suficient resistència a la corrosió.⁵

Com d'altres aspectes del disseny dels reactors, la selecció de l'Uranus també és deguda a la notable exotèrmia de la reacció que s'hi porta a terme: l'elevada resistència de l'Uranus permet treballar amb parets de reactor de menor espessor que si se seleccionés l'opció de vitrificar la superfície del reactor. Aquest menor gruix de paret afavorirà la transferència de calor entre la mitja canya soldada a la paret externa del reactor i el contingut del mateix.

De seguit s'exposa un conjunt d'informació sobre l'Uranus que serà necessària per a fer el disseny segons la normativa ASME per a tancs a pressió:

-L'Uranus és un acer inoxidable al qual se li afegeix una quantitat extra de silici la qual cosa li confereix una resistència especial a la corrosió generada per l'àcid nítric. Per a treball a temperatura ambient, el ritme de corrosió és pràcticament inexistent. A temperatura d'ebullició i en un ambient nítric, la velocitat de corrosió és de 0,20 mm/any.

Taula 10. Composició típica de l'Uranus. (Font: Creusot Loire Industries)

Typical values (%)

C	Cr	Ni	Mo	N	Others
≤ .015	17	14.5	-	-	Si = 4
PREN = [Cr %] + 3.3 [Mo %] + 16 [N %] ≥ 17					

Taula 11. Límit elàstic de l'Uranus a diverses temperatures, columna Rm (MPa). (Font: Creusot Loire Industries)

Tensile properties - Minimum guaranteed values

°C	Rp 0.2 MPa	Rp 1.0 MPa	Rm MPa	°F	YS 0.2% KSI	YS 1.0% KSI	UTS KSI	Elongation %
20	240	260	540	68	35	38	78	45
100	185	210	490	212	27	31	71	45
200	140	175	450	392	21	25	65	45
300	125	155	420	572	18	22	61	40
400	115	150	150	752	17	22	58	40

A continuació, es procedeix a desenvolupar el disseny constructiu dels reactors donant compliment al Reglament d'Aparells a Pressió i a la normativa ASME.

11.2.3.1. Disseny de la carcassa dels reactors: la virola

Segons la normativa aplicable, el gruix de les parets de carcassa (capçals inclosos) dels equips que treballen a pressió no pot ser inferior a 1,5 mm. A aquest gruix caldrà sumar-li determinats espessors en funció de la pressió d'operació i de les substàncies contingudes al reactor, que exerciran una determinada acció corrosiva.

Primerament, es determinen els paràmetres de pressió i temperatura d'operació i de disseny, respectivament:

-La temperatura d'operació als reactors és de 80°C.

-La temperatura de disseny es calcularà a partir de la següent expressió, obtinguda consultant la bibliografia⁶:

$$T_D = T_o * \left(1 + \frac{A}{100}\right) + B$$

On A i B són dos paràmetres que depenen de la temperatura d'operació i que, en aquest cas, són -100 i 250 respectivament. Substituint els valors a l'expressió, posant les temperatures en graus Fahrenheit:

$$T_D = 176 * \left(1 + \frac{-100}{100}\right) + 250 = 250 F = 122 \text{ } ^\circ C$$

-La pressió mínima calculada per a una operació òptima és de 3,72 atm. No obstant això, es decideix sobredimensionar aquest valor fins assolir-se les 4 atm.

-La pressió de disseny es calcula segons la següent expressió, consultada a la mateixa font bibliogràfica que l'anterior:

$$P_D = P_o * \left(1 + \frac{A}{100}\right) + B$$

On A i B són dos paràmetres que depenen de la temperatura d'operació i que, en aquest cas, són 0 i 25 respectivament. Substituint els valors a l'expressió, posant la pressió en psi:

$$P_D = 54,6 * \left(1 + \frac{0}{100}\right) + 25 = 79,6 \text{ psi} = 5,40 \text{ atm}$$

Seguidament, es determina l'espessor de virola, és a dir, el gruix del cos cilíndric del reactor, acomplint l'especificat en la normativa ASME, emprant la següent expressió, referida a les exigències per a suportar les tensions tangencials:

$$t = \frac{P * R}{S * E - 0,6 * P}$$

On P és la pressió de disseny (79,6 psi), R és el radi intern del cos cilíndric del reactor (1500 mm o 59,06 in), S és la tensió màxima admissible pel material ($4,9 * 10^8$ Pa o 71068,5) i E és l'eficiència de la junta de la soldadura (per a metalls se sol prendre un valor de 0,8, determinat mitjançant el mètode no destructiu de radiografiat parcial). Substituint-se aquestes dades a l'expressió de referència:

$$t = \frac{79,6 * 59,06}{71068,5 * 0,85 - 0,6 * 79,6} = 0,084 \text{ in} = 2,14 \text{ mm}$$

Així mateix, es determina l'espessor requerida per a suportar les tensions longitudinals, emprant una expressió similar:

$$t = \frac{P * R}{2 * S * E + 0,4 * P} = \frac{79,6 * 59,06}{2 * 71068,5 * 0,8 + 0,4 * 79,6} = 0,04 \text{ in}$$

Essent superior la tensió a suportar degut els esforços tangencials, s'escull el gruix calculat mitjançant l'expressió que els contempla.

Als 2,14 mm calculats per a suportar la pressió de treball, s'afegiran gruixos auxiliars per a satisfer els següents aspectes:

-Desgast del material per corrosió: 0,2 mm/any en ambient nítric. Per a un temps de vida de 20 anys, el gruix afegit és de 4 mm.

-Gruix afegit per defectes de construcció i plegament de la xapa: 0,1*gruix calculat, és a dir, 0,614 mm.

Per tant, el gruix calculat segons la metodologia ASME és de 6,754 mm. Se sobredimensionarà un 50% (factor de seguretat típic per al sobredimensionament d'espessors) com a factor de seguretat, treballant amb un gruix de **10,1 mm**.

11.2.3.2. Disseny del capçal i del fons dels reactors

Les geometries més emprades per a capçals de tancs i reactors són les torisfèrica Klopper i Korbogon. El capçal de tipus Korbogon serà el seleccionat quan el reactor treballa a elevades pressions o quan el dit capçal ha de suportar un agitador de pes elevat. No obstant això, si les restriccions són d'espai, s'optarà per un capçal de tipus Klopper, menys bombat i que per tant, té una alçada inferior.

Per al cas d'interès, se seleccionarà un capçal de tipus Korbogon, per a suportar el pes d'un agitador d'Uranus amb dues turbines pesades. A més, el disposar d'un major volum a la part superior del reactor facilitarà el treballar en l'estat estacionari amb els hold-up de la fase gasosa requerits als reactors de primera i segona etapa.

Per altra banda, per al fons del reactor se seleccionarà la geometria Klopper, amb la premissa d'ocupar el menor espai possible.

En primera instància, es calcularan els espessors per als capçals i els fons dels reactors segons les expressions de la norma ASME:

-Per al capçal de tipus Korbogon: s'emprarà la següent expressió per al càlcul de l'espessor:

$$t = \frac{P * D}{2 * S * E - 0,2 * P}$$

On D és el diàmetre del cos cilíndric del reactor (3000 mm o 118,12 in). Substituint els valors dels paràmetres coneguts a l'expressió:

$$t = \frac{79,6 * 118,12}{2 * 71068,5 * 0,8 - 0,2 * 79,6} = 0,083 \text{ in} = 2,11 \text{ mm}$$

Als 2,11 mm calculats per a suportar la pressió de treball, s'afegiran gruixos auxiliars per a satisfer els següents aspectes:

-Desgast del material per corrosió: 0,2 mm/any en ambient nítric. Per a un temps de vida de 20 anys, el gruix afegit és de 4 mm.

-Gruix afegit per defectes de construcció i plegament de la xapa: 0,1*gruix calculat, és a dir, 0,611 mm.

-Gruix afegit per a l'espessor de les zones corbades de l'equip, com els fons i els capçals, que pateixen una major deformació: 0,1*gruix calculat, és a dir, 0,611 mm.

Sumant tots els espessor s'obté un gruix de 7,332 mm, que se sobredimensiona en un 50% com a factor de seguretat, obtenint-se un gruix de **11,00 mm**.

-Per al fons de tipus Klopper: s'emprarà la següent expressió per al càlcul de l'espessor:

$$t = \frac{0,885 * P * D}{S * E - 0,1 * P} = \frac{0,885 * 79,6 * 118,12}{71068,5 * 0,8 - 0,1 * 79,6} = 0,146 \text{ in} = 3,71 \text{ mm}$$

Als 3,71 mm calculats per a suportar la pressió de treball, s'afegiran gruixos auxiliars per a satisfer els següents aspectes:

-Desgast del material per corrosió: 0,2 mm/any en ambient nítric. Per a un temps de vida de 20 anys, el gruix afegit és de 4 mm.

-Gruix afegit per defectes de construcció i plegament de la xapa: 0,1*gruix calculat, és a dir, 0,771 mm.

-Gruix afegit per a l'espessor de les zones corbades de l'equip, com els fons i els capçals, que pateixen una major deformació: 0,1*gruix calculat, és a dir, 0,771 mm.

Sumant tots els espessor s'obté un gruix de 9,252 mm, que se sobredimensiona en un 50% com a factor de seguretat, obtenint-se un gruix de **13,88 mm**.

Tenint en compte que es persegueix el principi d'homogeneïtat de les característiques constructives, i tenint en compte que en el cas d'interès la transferència de calor a través de les parets dels reactors serà un paràmetre crític per al bon funcionament del procés, es decideix homogeneïtzar els espessors, prenent els 13,88 mm obtinguts per al fons del reactor com el gruix de la carcassa en tot el reactor (virola, capçal i fons).

Coneguda aquesta dada, i tenint en compte que el diàmetre intern del cos cilíndric dels reactors és de 3000 mm, es determinen les dimensions dels capçals i dels fons a partir de les proporcions estàndard per a les geometries escollides, mitjançant el calculador de l'empresa HORFASA.

A continuació s'exposa un resum de les característiques constructives dels reactors:

Taula 12. Resum de les característiques constructives dels reactors. Veure paràmetres de disseny a la figura a continuació.

Virola	
Material	Uranus
Espessor paret (mm)	13,88
Diàmetre intern (mm)	2972,24
Diàmetre extern (mm)	3000
Longitud (mm)	4500
Capçal Korbboegen	
Material	Uranus
Espessor paret (mm)	13,88
Diàmetre extern (mm)	3000
R (mm)	2400
r (mm)	462
h (mm)	41,64
f (mm)	756
H (mm)	812
Volum (L)	3408,2
Fons Klopper	
Material	Uranus
Espessor paret (mm)	13,88
Diàmetre extern (mm)	3000
R (mm)	3000
r (mm)	300
h (mm)	48,58
f (mm)	574
H (mm)	636
Volum (L)	1018
Característiques generals	
Volum útil total dels reactors (m ³)	36,23
Alçada de fluid (m)	5,948

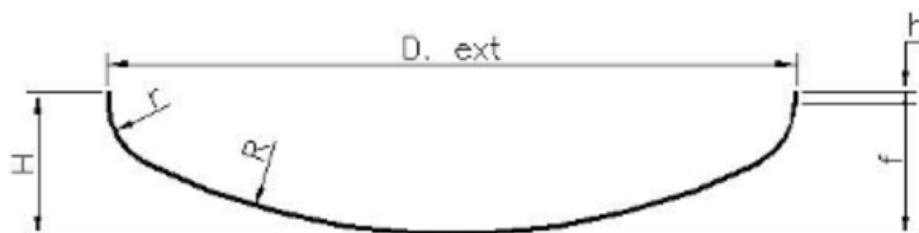


Figura 2. Capçal Korbboegen i fons Klopper.

11.2.3.3. Pes de l'equip en buit, en operació i en prova

Per al càlcul del pes de l'equip buit, es determina el volum intern dels reactors i el volum extern, incorporant l'espessor de la carcassa. A continuació s'estableix la diferència entre ambdós valors i es multiplica per la densitat del material de construcció, l'Uranus.

-Per a la virola:

$$V_{int} = L * \frac{\pi}{4} * D_{int}^2 = 4,5 * \frac{\pi}{4} * 2,97^2 = 31,18 m^3 = 31223 L$$

$$V_{ext} = L * \frac{\pi}{4} * D_{ext}^2 = 4,5 * \frac{\pi}{4} * 3,00^2 = 31,81 m^3 = 31809 L$$

S'obté una diferència del 2,02%.

-Per al capçal Korbogen, aplicant el mateix percentatge que relaciona els volums intern i extern:

$$V_{int} = 3408 L$$

$$V_{ext} = 3477 L$$

-Per al fons Klopper, aplicant el mateix percentatge que relaciona els volums intern i extern:

$$V_{int} = 1018 L$$

$$V_{ext} = 1039 L$$

Per tant, el volum total de la carcassa és de 676 L. Multiplicant aquest valor per la densitat de l'Uranus (7700 kg/m³), s'obté un pes buit de **5205,2 kg**.

La prova hidràulica dels equips es porta a terme introduint aigua a una pressió un 50% superior a la pressió d'operació, i té com a principal objectiu confirmar l'estanquitat de l'equip provat així com detectar possibles anomalies en les juntes entre les planxes de la carcassa o en les unions de les canonades que hi incideixen.⁷

Per tant, coneixent la densitat de l'aigua (1000 kg/m³) i sabent que el volum intern total dels reactors és de 35,65 m³, es determina el pes de l'equip en prova de la següent manera:

$$\begin{aligned} Pes (prova) &= Pes (buit) + V * \rho (aigua) = 5205,2 + 35,65 * 1000 \\ &= \mathbf{40855,2 kg} \end{aligned}$$

Per al càlcul del pes dels reactors en operació, cal sumar al pes buit el pes exercit pels components que hi resideixen. Coneguda la composició de la mescla als reactors i determinant-se mitjançant l'ús de l'eina HYSYS una densitat de 860 kg/m³ als reactors de primera i segona etapa, es determina el pes de l'equip en operació com s'especifica a continuació:

$$\begin{aligned} \text{Pes (operació)} &= \text{Pes (buit)} + V * \rho \text{ (mitjana)} = 5205,2 + 35,65 * 800 \\ &= \mathbf{35864,2 \text{ kg}} \end{aligned}$$

11.2.3.4. Alimentació i boca d'home

Per a evitar el salt de líquid des de la canonada d'alimentació dels reactors fins al nivell d'ompliment dels mateixos en un moment donat (sobretot en la posada en marxa, en la fase d'ompliment del reactor), fet que podria propiciar la generació d'electricitat estàtica, es consideren dues opcions: alimentació pel fons dels reactors o alimentació per la part superior amb canonada submergida. S'opta per la primera opció tenint en compte la tendència a taponar-se de les canonades submergides i la dificultat de resoldre un contratemps d'aquesta mena, que obligaria a accedir a l'interior del reactor.

D'altra banda, als reactors de primera i segona etapa s'hi instal·larà, als seus respectius capçals, boques d'home per a facilitar l'accés d'un operador a l'interior del recipient per a portar a terme tasques de neteja, manteniment o reparacions. Se seleccionaran boques d'home sense frontissa i amb dues manetes, de 500 mm de diàmetre i que suporti una pressió de fins a 10 bar.

11.2.4. Difusors

La reacció que es porta a terme als quatre reactors és una reacció gas-líquid. Per aquest motiu, caldrà afegir una entrada de gas (oxigen) per la part inferior del reactor i a través d'un difusor, és a dir, un equip que fraccioni el cabal de gas que arriba al reactor produint bombolles d'unes dimensions tals que, a les condicions d'operació del reactor, s'assoleixi la transferència d'oxigen desitjada.

El disseny dels spargers és de vital importància en reactors amb una relació d'aspecte baixa (diàmetre/longitud). Per tant, en el cas dels reactors de producció d'àcid oxàlic, en què la longitud supera el diàmetre en un 50%, el disseny d'aquests components serà decisiu per a la correcta operació del procés.⁸

S'escollirà un difusor per tubs radial ja que, segons s'indica en la bibliografia, és aquell que produeix una menor pèrdua de càrrega a la fase gas i un dels més eficients en quant a eliminació del fenomen de weeping. Així mateix, és la classe de difusor indicat per a reactors amb un diàmetre del cos cilíndric superior a 1 m.

11.2.4.1. Disseny dels difusors

En primera instància, es determina el paràmetre diàmetre crític d'orifici del difusor, a partir de la següent expressió:

$$d_c = 2,3 * \left(\frac{\sigma}{\rho_G * g} \right)^{0,5} * \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0,62}$$

On ρ_G és la densitat del gas, ρ_L és la densitat del líquid i g és l'acceleració de la gravetat. El paràmetre σ pot prendre valors entre 0,02 i 0,74. Per a la present aplicació s'ha seleccionat un valor mitjà d'aquest paràmetre de 0,4.

Substituint-se els paràmetres coneguts, tenint en compte que l'oxigen es descarrega al reactor a una pressió lleugerament superior a la d'operació:

$$d_c = 2,3 * \left(\frac{0,4}{5,321 * 9,8} \right)^{0,5} * \left(\frac{5,321}{1282,94 - 5,321} \right)^{0,62} = 0,0067 \text{ m} = 6,7 \text{ mm}$$

Caldrà escollir per al difusor un diàmetre d'orifici igual o inferior al crític. Tenint en compte que, quant menor és el diàmetre d'orifici més petites són les bombolles que es generen i per tant, major és l'àrea interfacial i la transferència de gas, però major serà la pèrdua de càrrega i els requeriments de manteniment, s'escull, per als reactors de primera etapa, un diàmetre de porus de 2 mm, que es troba dins del rang de dimensions típiques per a difusors d'ús industrial.

A continuació, es determina la velocitat crítica del gas a través dels orificis del difusor, mitjançant la següent expressió:

$$v_c = 1,25 * \sqrt{\left(\frac{(\rho_L - \rho_G) * g * d}{\rho_G} \right) * 0,44 * \left(\frac{L}{d} \right)^{-0,12} * \left(\frac{\Delta x}{d} \right)^{-0,45} * \left(\frac{H}{d} \right)^{0,67}}$$

On d és el diàmetre dels orificis, L és la longitud dels conductes que alimenten el difusor, Δx és el pitch i H és l'alçada de líquid al reactor, que serà de 5 m tant als reactors de primera etapa com als de segona etapa. La longitud dels radis del difusor serà igual al radi del reactor (així la distribució del gas serà homogènia en tota la secció), restant-se una distància de 0,1 m, per a facilitar l'encabiment del difusor. Per tant, L serà igual a 1,65 m. Per al càlcul del pitch, es té en compte la correlació aconsellada per la bibliografia de pitch/diàmetre de porus igual a 5. Per tant, el pitch serà de 10 mm.

Substituint-se els paràmetres coneguts

$$\begin{aligned} v_c &= 1,25 \\ &* \sqrt{\left(\frac{(1282,94 - 5,321) * 9,8 * 0,002}{5,321} \right) * 0,44 * \left(\frac{1,65}{0,002} \right)^{-0,12} * \left(\frac{0,01}{0,002} \right)^{-0,45} * \left(\frac{5}{0,002} \right)^{0,67}} \\ &= 11,5 \frac{\text{m}}{\text{s}} \end{aligned}$$

Aquesta és la velocitat mínima del gas pels orificis per tal d'evitar el fenomen de weeping, pel qual el gas no seria capaç de superar el pes de la columna de líquid i aquest s'introduiria pels porus del difusor, conduint a una operació deficient del reactor. No obstant això, les velocitats típiques per a gasos a l'interior de tubs de difusors es troben entre els 20 i els 80 m/s.⁹ Se selecciona una velocitat mitjana de 50 m/s i es calcula el nombre d'orificis mitjançant la següent equació:

$$n = \frac{\left(\frac{Q_{gas}}{\frac{\pi}{4} * d^2} \right)}{v}$$

On Q_{gas} és el cabal volumètric d'oxigen que s'introdueix al reactor. Al subapartat *Simulació de la transferència d'oxigen a la fase líquida* s'ha determinat que el cabal molar d'oxigen que s'ha de transferir de la fase gas a la líquida als reactors de primera etapa és de 7,288 mol/s, flux que s'assoleix treballant a una pressió d'entorn a 4,0 atm i amb unes dimensions típiques de bombolla. Per tant, es decideix introduir als reactors de primera etapa un cabal molar de 10 mol/s d'oxigen. Aquest cabal molar descarregat a una pressió de 4 atm i 20°C correspon a un cabal volumètric de 0,06 m³/s.

Substituint-se els valors dels paràmetres coneguts:

$$n = \frac{\left(\frac{0,06}{\frac{\pi}{4} * 0,002^2} \right)}{50} \approx 380 \text{ orificis}$$

S'escull treballar amb un difusor radial de 12 eixos amb 30 orificis per eix, obtenint un total d'orificis de 360, fent que la velocitat de circulació del gas pels orificis sigui lleugerament superior a 50 m/s. Si es manté la relació pitch/diàmetre de 5, la longitud dels eixos serà de 300 mm. Si se sumen 100 mm addicionals a banda i banda s'obté un diàmetre de difusor de 800 mm que s'encabiria al fons del reactor.

Finalment, es procedeix a calcular l'àrea interfacial gas-líquid que es generarà als reactors de primera etapa com a conseqüència de l'operació amb el difusor escollit, permetent validar la simulació de transferència entre fases efectuada al subapartat mencionat anteriorment. Abans, però, cal calcular la pèrdua de pressió que pateix el gas en ascendir a través del reactor, mitjançant la següent expressió:

$$\Delta P = h * \rho_L * g$$

On h és l'alçada de líquid multiplicada pel hold-up de líquid que, en el cas dels reactors de primera etapa, és de 0,66. Substituint-se els valors coneguts:

$$\Delta P = 5,95 * 0,66 * 1282,94 * 9,8 = 0,4 \text{ atm}$$

A continuació es calcula l'energia aportada pel difusor, segons la següent expressió:

$$Pd = Q_{gas} * \Delta P$$

Substituint-se els valors coneguts:

$$Pd = 0,06 * 0,4 * 1,01 * 10^5 = 2424 \text{ W}$$

Per acabar, es determina el valor de l'àrea interfacial a partir de la següent expressió:

$$a = K * \left(\frac{Pd}{V}\right)^n$$

On V és el volum total del reactor i K i n són dos paràmetres que, per al cas present poden prendre valors entorn a 4 i 1 respectivament. Substituint-se els valors dels paràmetres coneguts s'obté una àrea interfacial d'entorn a $220 \text{ m}^2/\text{m}^3$, que, si el difusor i l'agitador se situen suficientment propers com per aconseguir un trencament òptim de les bombolles, pot aconseguir que s'incrementi fins a $250 \text{ m}^2/\text{m}^3$, el valor escollit per a la simulació.

En el cas dels reactors de segona etapa, tant sols cal que es transfereixin 2,92 mol/s d'oxigen entre fases. Tenint en compte que ambdós reactors treballaran a la mateixa pressió, assolint-se un flux similar d'oxigen entre fases, es treballarà amb una àrea interfacial inferior que als reactors de primera etapa per tal que no es transfereixi un cabal d'oxigen superior al desitjat. Per a tal objectiu, es decideix treballar amb una mida d'orifici de 4 mm i amb un cabal d'oxigen a l'entrada de 5 mol/s, és a dir, $0,03 \text{ m}^3/\text{s}$.

Amb aquestes dades, es calcula un nombre total d'orificis, per a una mateixa velocitat de pas de 50 m/s d'entorn a 100 orificis, que es distribuïran en 4 eixos amb 25 orificis per eix. A continuació es calcula, a partir de la pèrdua de càrrega que serà d'entorn a 0,4 atm, l'energia aportada pel difusor, obtenint-se un valor de 1212 W. Finalment, es calcula l'àrea interfacial que es formarà als reactors de segona etapa, obtenint-se un valor de $139 \text{ m}^2/\text{m}^3$.

Obtinguda aquesta dada i prenent-se el valor de flux d'oxigen transferit entre fases calculat al subapartat *Simulació de la transferència d'oxigen entre fases* es determina el cabal molar d'oxigen que es transfereix als reactors de segona etapa:

$$\text{Cabal transferit} = a * N_{\text{oxigen}} * V$$

$$\text{Cabal transferit} = 139 * 6,52 * 10^{-4} * 35 = 3,15 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

Un valor molt proper als 2,92 mol/s requerits per a assolir-se la conversió desitjada d'etilenglicol.

A continuació, s'exposen les dades operatives i constructives dels reactors de primera i segona etapa pel que fa als difusors i a la transferència d'oxigen entre fases:

Taula 13. Característiques de la introducció de gas als reactors de primera etapa.

Volum total del reactor (m ³)	36,23
Hold-up fase gas	0,34
Cabal d'entrada d'oxigen (mol/s)	10
Cabal d'entrada d'oxigen (m ³ /s)	0,06
Condicions d'entrada d'oxigen	20°C i 4,12 atm
Cabal de sortida d'oxigen (mol/s)	2,71
Cabal de sortida d'oxigen (m ³ /s)	0,021
Condicions de sortida de gasos	80 °C i 4,0 atm (3,72 atm)
DIFUSOR	
Diàmetre equip	800 mm
Eixos	12
Orificis	360
Orificis per eix	30
Energia aportada (W)	2424
Pèrdua de càrrega (atm)	0,4
Àrea interfacial (m ² /m ³)	220

Taula 14. Característiques de la introducció de gas als reactors de segona etapa.

Volum total del reactor (m ³)	36,23
Hold-up fase gas	0,26
Cabal d'entrada d'oxigen (mol/s)	5
Cabal d'entrada d'oxigen (m ³ /s)	0,03
Condicions d'entrada d'oxigen	20°C i 4,12 atm
Cabal de sortida d'oxigen (mol/s)	2,00
Cabal de sortida d'oxigen (m ³ /s)	0,016
Condicions de sortida de gasos	80 °C i 4,0 atm (3,72 atm)
DIFUSOR	
Diàmetre de l'equip	800 mm (treballant amb la meitat en la relació pitch/diàmetre respecte als reactors de primera etapa)
Eixos	4
Orificis	100
Orificis per eix	25
Energia aportada (W)	1212
Pèrdua de càrrega (atm)	0,4
Àrea interfacial (m ² /m ³)	220

Per a la construcció dels difusors seleccionarà el mateix material que per a les parets del reactor i els elements interns, l'Uranus, un material d'elevada resistència mecànica i a la corrosió.

11.2.5. Agitació i bafles

L'agitació és fonamental per assolir una bona transferència de matèria al reactor, una òptima transferència de calor des de l'interior del reactor i a través dels elements de refrigeració i per tal d'assolir el desitjat efecte de trencament de les bombolles de gas per tal de treballar amb una àrea interfacial superior a la que es formaria sense agitació.

Per al present disseny s'ha escollit el tipus d'agitador BT-6 Impeller, que subministra un flux combinat entre axial i radial, ideal per a la relació d'aspecte amb què es treballa. Aquests agitadors representen una evolució respecte els agitadors Rushton de sis pales planes, utilitzats quan es persegueix un flux eminentment radial, i tenen una capacitat de dispersió del gas sis vegades superior que l'agitador Rushton. Així mateix, aquests agitadors generen coeficients de transferència de matèria al sistema un 10% superiors als típics generats per agitadors de pales planes.¹⁰

L'altre motiu important pel qual se selecciona aquest tipus d'agitador resideix en el fet que els reactors dissenyats treballen amb un hold-up de la fase gas molt notable, fins i tot excedint lleugerament els valors típics per a un reactor de tanc agitad. L'elevada capacitat de retenció i dispersió del gas assolides mitjançant l'ús d'aquests agitadors el converteixen en l'opció idònia.¹¹



Figura 3. Operació de diversos tipus d'agitadors (el primer, agitador Rushton, el darrer, l'agitador seleccionat). (Font: Chemineer)

L'agitador seleccionat és apte per a treballar en rangs amplis de viscositats, la qual cosa el converteix de forma implícita en adequat per a operar en un sistema de baixes viscositats com és el cas del present disseny.

L'agitador es col·locarà just al damunt del difusor per assolir el trencament de bombolles òptim i perquè, tal i com indica la bibliografia, aquesta és la localització òptima per a aquest tipus d'agitadors, que es basen en una acció primària de dispersió del gas de tipus axial, després de capturar el gas i generar un vòrtex intens.

Els agitadors que es dissenyen es poden construir en qualsevol material i per tant, tenint en compte l'alta capacitat corrosiva del medi que es tracta al reactor, s'escull el material Uranus.

11.2.5.1. Disseny dels agitadors

En primera instància, es recorre a correlacions d'aspecte típiques per tal de determinar la localització als reactors de les turbines i les seves dimensions:

Taula 15. Correlacions d'aspecte en reactors de tanc agitat. (Da: diàmetre de la turbina, Dt: diàmetre del tanc, E: distància des del fons del tanc fins al rodet de l'agitador, W és l'amplada de les pales de la turbina en el punt de major amplada, f: espai entre els deflectors i el tanc i g: amplada de les plaques deflectores).

$\frac{Da}{Dt} = \frac{1}{3}$	$\frac{f}{Dt} = 0.02$	$\frac{J}{Dt} = 0.1$
$\frac{E}{Dt} = \frac{1}{3}$	$\frac{W}{Da} = \frac{1}{5}$	$\frac{g}{Da} = \frac{1}{4}$

Tenint en compte les dades de l'anterior taula, es calculen els paràmetres constructius de l'agitador i s'exposen a la taula següent (16).

Així mateix cal tenir en compte que la bibliografia recomana, per a reactors amb una relació d'aspecte superior a 1 i inferior a 1,8 la instal·lació de dues turbines. Aquest fet facilitarà a més una major retenció de la fase gas al reactor, assolint-s'hi volums més grans d'aquesta fase i podent-se treballar amb el hold-up desitjat. Aquestes se situaran a una distància entre elles del 100% del diàmetre d'elles mateixes, és a dir, a una distància de 1000 mm.

Taula 16. Característiques constructives de les turbines dels agitadors.

	Segons correlacions	Ajustat
Diàmetre de les turbines	1000 mm	1000 mm
Distància entre les dues turbines	1000 mm	1000 mm
Distància entre la primera turbina i el fons del tanc	1000 mm	La situació respecte del difusor serà més propera per assolir l'efecte de trencament desitjat de les bombolles
Amplada de les aspes	200 mm	200 mm
Nombre d'aspes per turbina		6

Seguidament, es calcularà l'energia transferida i consumida per l'agitació als reactors. La turbulència que es pretén aconseguir als reactors, els règims de flux i de circulació dels fluids comporten una despesa energètica. El mètode que se segueix per a calcular-la i per acabar d'afinar el disseny d'aquest element es pot consultar a la bibliografia.¹²

Primerament, es determina la velocitat angular requerida, emprant la següent expressió:

$$\left(\frac{N * Da^2 * \mu_L}{\sigma * Dt}\right) \left(\frac{\rho_L * \sigma^3}{g * \mu_L^4}\right)^{0.25} = 2 * \left(\frac{H}{Dt}\right)^{0.5}$$

On N és la velocitat angular, ρ_L és la densitat del fluid a l'interior del reactor, μ_L és la viscositat del medi de reacció i σ és un paràmetre que es troba entre 0,2 i 0,7. Per als càlculs, es pren un valor de 0,2. Els valors de la viscositat i la densitat de la mescla es determinaran mitjançant l'ús de l'eina HYSYS, tenint en compte que al reactor hi ha una fase líquida i una fase gas. Se substitueixen els valors coneguts:

$$\left(\frac{N * 1^2 * 0,0006}{0,2 * 3}\right) \left(\frac{860 * 0,2^3}{9,8 * 0,0006^4}\right)^{0.25} = 2 * \left(\frac{5}{3}\right)^{0.5}$$

S'obté una velocitat angular de rotació de les turbines de 1,69 rps, és a dir, 101 rpm. Aquesta velocitat angular serà aplicada als quatre reactors.

Seguidament, es calcula el Reynolds d'agitació, fent ús de la següent expressió:

$$Re = \frac{Da^2 * N * \rho}{\mu}$$

Substituint-se pels respectius valors numèrics els paràmetres coneguts:

$$Re = \frac{1^2 * 1,64 * 860}{0,0006} = 2,42 * 10^6$$

Seguidament, es determina el número de potència de l'agitació, a partir de la gràfica que es mostra a continuació, i tenint en compte que dels agitadors que s'hi presenten el més semblant a la turbina escollida és el de pales corbades.

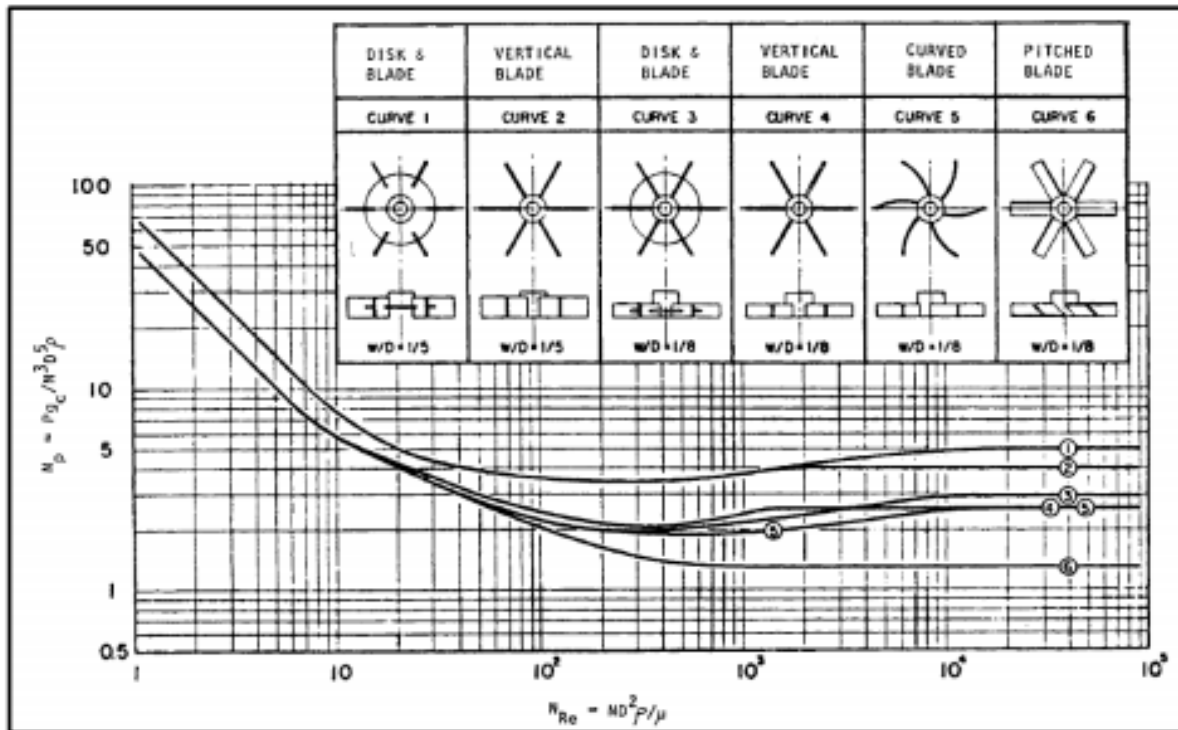


Figura 4. Número de potència de l'agitació en funció del Reynolds d'agitació, per a diversos models de turbina.

S'obté un número de potència de 2,5, aproximadament.

A continuació, es calcula la potència de l'agitació, mitjançant la següent expressió:

$$P = Np (\rho * N^3 * Da^5)$$

Substituint-se els valors coneguts a l'expressió de referència:

$$P = 2,5 (860 * 1,69^3 * 1^5) = 10378 W \approx 10,4 kW$$

Tenint en compte que s'instal·larà dues turbines per eix, la potència total de l'agitació s'haurà d'incrementar lleugerament (el manual de càlcul consultat (empresa ARKEMA) indica un factor del 100%, que ja té en compte un cert sobredimensionament de la potència exigida):

$$P_{agitació} = 2 * 10,4 = 20,8 kW$$

Se sobredimensionarà la potència agitada en un 50% tenint en compte que hi haurà una fracció de l'energia elèctrica consumida pel motor que no es traslladarà en energia mecànica transmesa per les turbines al reactor degut a pèrdues per fricció entre les parts mecàniques del motor i de l'agitador i a un rendiment elèctric que se sol trobar

entorn al 90%. Per tant, l'energia consumida pels agitadors als quatre reactors serà de **33 kW**.

Tenint en compte que les condicions d'operació (pressió, temperatura i composició) als reactors de primera i segona etapa són molt similars, portant a uns valors de densitat i viscositat de la fase líquida molt semblants, es pren per bo el valor de la potència per als quatre reactors de la planta d'OXALIN, S.L.

11.2.5.2. Disseny de les pantalles deflectores

Les pantalles deflectores són elements mecànics consistents en tubs buits sostinguts per les parets del reactor que s'instal·len a al seu interior i que compleixen una doble funció: d'una banda, trencar el vòrtex generat per l'agitació que, en el cas de les turbines escollides es forma de manera vigorosa, i, de l'altra, donar suport mecànic als coils que s'instal·laran a l'interior del reactor per a refrigerar-ne el seu interior.

Per al disseny dels deflectors s'emprarà la informació disposada a la *taula 15* així com aquella present al manual de disseny d'elements interns del reactor de l'empresa ARKEMA. Segons el manual de referència, per a un cas en què la viscositat del fluid contingut al reactor és baixa, resulta més necessari la instal·lació de bafles més amples i que generin més contracorrents.

Segons les correlacions presentades a la *taula 15*, la distància entre els quatre bafles deflectors que s'instal·laran i les parets del reactor hauria de ser de 60 mm. En canvi, segons el manual de referència, s'aconsella una distància de 40 mm. S'optarà per una distància intermèdia de 50 mm.

L'amplada de les quatre pantalles deflectores serà de 250 mm, donant compliment a les correlacions òptimes presentades a la taula de referència.

Els bafles recorreran la totalitat del cos cilíndric dels quatre reactors. A continuació s'exposa una taula amb el resum de les principals característiques dels bafles:

Taula 17. Principals característiques de les pantalles deflectores instal·lades als quatre reactors.

Número de bafles per reactor	4 equidistants
Alçada	La totalitat del cos cilíndric dels reactors
Amplada	250 mm
Distància respecte la paret del reactor	50 mm

11.2.6. Estudi de la transferència de calor als reactors

A continuació, es dimensionaran els sistemes que han de permetre treballar isotèrmicament i a la temperatura escollida (80°C) sabent que la reacció que es porta a terme als reactors és exotèrmica.

11.2.6.1. Càlcul de la calor alliberada als reactors

En primera instància, es calcularà la calor de reacció, és a dir, l'energia que s'allibera per cada mol d'etilenglicol que reacciona. Per a la realització d'aquest càlcul, s'empraran dades de calors alliberades i absorbides en el trencament i formació d'enllaços covalents. Tenint en compte l'estequiometria de la reacció, es coneix que, per a cada mol d'etilenglicol que reacciona convertint-se en àcid oxàlic es trenquen i es formen els següents enllaços:

Taula 18. Enllaços trencats i formats per un mol d'etilenglicol reaccionat.

	Tipus d'enllaç	Nombre d'enllaços
Reactius	C-H	4
	C-C	1
	C-O	2
	O-H	2
	O--O	2
Productes	C-C	1
	C--O	2
	C-O	2
	O-H	6

A continuació, s'exposen les entalpies dels diferents enllaços:

Taula 19. Entalpies d'enllaç.

Tipus d'enllaç	Nombre d'enllaços
C-H	412
C-C	348
C-O	360
O-H	463
O--O	496
C--O	743

Tenint en compte les dades exposades en ambdues taules, es calcula la calor de reacció com la diferència del sumatori de les entalpies dels enllaços dels reactius menys les entalpies dels enllaços dels productes:

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{reacció}} &= \sum \text{entalpies reactius} - \sum \text{entalpies productes} \\
 &= [4 * 412 + 1 * 348 + 2 * 360 + 2 * 463 + 2 * 496] \\
 &\quad - [1 * 348 + 2 * 360 + 2 * 743 + 6 * 463] = -698 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

A continuació es calcula la calor alliberada en cadascun dels reactors de primera etapa i de segona etapa:

-Tenint en compte que als reactors de primera etapa s'hi assoleix una conversió respecte de l'etilenglicol del 50%, és a dir, que reaccionen 3,643 mol/s, caldrà eliminar del sistema un total de **2542,8 kJ/s**.

-Tenint en compte que als reactors de segona etapa s'hi assoleix una conversió del 70% total, és a dir, que hi reaccionen 1,457 mol/s d'etilenglicol, caldrà eliminar **1017,2 kJ/s** mitjançant la refrigeració.

11.2.6.1.1. Disseny de la refrigeració als reactors de primera etapa

Per a la refrigeració dels reactors, es treballarà amb aigua que s'escalfarà i que es refrigerarà de nou en una torre de refrigeració. L'aigua de sortida de les torres de refrigeració (tenint en compte el clima de la zona) es pot aconseguir a 30°C, en un escenari força advers. Així mateix, cal apuntar que el salt tèrmic que es podrà assolir a les torres de refrigeració serà de 7°C, per la qual cosa, la temperatura de sortida de l'aigua dels sistemes de refrigeració dels reactors ha de ser, com a màxim, de 37°C. Ara bé, produint als reactors un salt tèrmic a l'aigua refrigerant de 7°C no hi ha suficient potència de bescanvi per eliminar la totalitat de l'exotèrmia generada. Per aquest motiu, es decideix entrar aigua a 15°C refredant l'aigua que ve de torres en un bescanviador on aquesta es posa en contacte indirecte amb etilenglicol refredat per sota zero en un chiller. Aquesta arquitectura del sistema de refrigeració permetrà exercir una acció de control acurada sobre la temperatura al reactor fent que, quan la temperatura pugi s'introdueixi més cabal d'etilenglicol procedent del chiller al bescanviador de calor i l'aigua refrigerant es refredi fins a una temperatura inferior.

Tenint en compte que el cabal de calor que cal eliminar dels reactors és molt notable, s'ha decidit treballar, en els reactors de primera etapa, amb la següent configuració de la refrigeració:

-Una mitja canya que envolti el reactor, dividida en tres seccions amb entrada d'aigua freda a cadascuna de les seccions.

-Un coil intern dividit en dues seccions amb entrada d'aigua freda a cadascuna d'aquestes seccions.

A continuació, s'exposa el mètode de càlcul per al disseny dels coils i les mitges canyes, desenvolupat a partir del mètode de disseny de sistemes de refrigeració de l'empresa ARKEMA:

-Per als coils: en primer lloc, tenint en compte que els serpentins se suportaran amb les pantalles deflectores, es determina el diàmetre d'una volta del serpentí, sabent que els deflectors es troben a 50 mm de la paret del reactor i que fan una amplada de 250 mm:

$$D_{volta} = D_{virola} - 2 * 50 = 2972,24 - 100 - 500 = 2372,24 \text{ mm}$$

-Es pren un diàmetre intern per a les espirs de 2,5 polzades, és a dir, 65 mm i amb un gruix de 2,77 mm (gruix petit que permetrà un bon bescanvi de calor però que exigirà intenses tasques de manteniment i reposició per a combatre els efectes de la corrosió), el que dona un diàmetre extern de 70,54 mm.

-El pas es pot seleccionar entre 2 i 1,5 vegades el diàmetre extern de les espirs. En aquest cas, se selecciona un pas de 2 vegades el diàmetre extern. S'obté un pas de 142 mm.

-Els serpentins es poden estendre al llarg de la totalitat del cos cilíndric dels reactors i en 50 mm per sobre i per sota d'aquest, ocupant fons i capçals. Per tant, tenint en compte que l'alçada del cos cilíndric és de 4500 mm, la longitud ocupada pels coils serà de 4600 mm.

-Tenint en compte el pas i la longitud disponible es calcula que el nombre màxim d'espirs per als coils és d'aproximadament 30 passos.

-De seguit, es determina l'àrea de bescanvi de calor, mitjançant la següent expressió:

$$A = N_{\text{espires}} * \pi * D_{\text{extern}} * L_{\text{volta}} = 30 * \pi * 0,07 * \pi * 2,37 = 49 \text{ m}^2$$

-Es calcula la diferència de temperatures mitjana logarítmica:

$$DTML = \frac{(T - T_e) - (T - T_s)}{\ln\left(\frac{T - T_e}{T - T_s}\right)}$$

On T és la temperatura d'operació als reactors, Te és la temperatura d'entrada als coils del fluid refrigerant i Ts és la temperatura de sortida dels coils de l'aigua refrigerant. Substituint les dades conegudes:

$$DTML = \frac{(80 - 15) - (80 - 37)}{\ln\left(\frac{80 - 15}{80 - 37}\right)} = 53,25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

-Es calcula el cabal i la velocitat per coil de l'aigua refrigerant, tenint en compte que als coils s'eliminaran 1720 kJ/s dels 2542,8 totals que cal eliminar:

$$Q = 1720 = m * cP * \Delta T = m * 4,18 * (37 - 15)$$

S'obté un cabal màssic de 18,71 kg/s, que es repartiran entre les dues seccions del coil, amb un cabal màssic de 9,36 kg/s per cadascuna. Es calcula la velocitat de circulació de l'aigua pels coils, obtenint-se una velocitat típica segons el manual consultat:

$$v = \frac{Q}{\text{Secció}} = \frac{9,36 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * \frac{1}{1000} \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}}{\frac{\pi}{4} * 0,065^2 \text{ m}^2} = 2,82 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

-Es calcula el coeficient individual de transferència de matèria referit al fluid que circula pels coils (hi), mitjançant la següent expressió¹³:

$$\frac{hi * Dint}{k} = A * \left(\frac{\rho * v * Di}{\mu} \right)^B * \left(\frac{cP * \mu}{k} \right)^c$$

On Di és el diàmetre intern dels tubs del coil, k, ρ, μ i cP són la conductivitat, la densitat, la viscositat i la calor específica de l'aigua determinats usant l'eina HYSYS i el calculador de l'empresa Engineering ToolBox, v és la velocitat de l'aigua a través dels coils i A, B i c són paràmetres que prenen els següents valors bibliogràfics: 0,023; 0,8 i 0,4. Substituint els valors coneguts:

$$\frac{hi * 0,065}{0,61} = 0,023 * \left(\frac{1000,3 * 2,82 * 0,065}{0,001} \right)^{0,8} * \left(\frac{4180 * 0,001}{0,61} \right)^{0,4}$$

S'obté una hi de **7600,8 J/s m²°C**.

-Es calcula el coeficient individual de transferència de matèria referit al fluid agitat a l'interior del reactor (he), mitjançant la següent expressió¹³:

$$\frac{he * D}{k} = A * \left(\frac{\rho * N * Da^2}{\mu} \right)^B * \left(\frac{cP * \mu}{k} \right)^c$$

On D és el diàmetre intern del cos cilíndric del reactor, k, ρ, μ i cP són la conductivitat, la densitat, la viscositat i la calor específica de la mescla present al reactor, calculats mitjançant l'eina HYSYS, i A, B i c són paràmetres que depenen de l'agitació i per a turbines de pales inclinades prenen valors entorn als següents: 0,46; 0,6 i 0,33. Substituint-se els valors coneguts:

$$\frac{he * 2,97}{0,7} = 0,5 * \left(\frac{860 * 1,69 * 1^2}{0,0006} \right)^{0,6} * \left(\frac{1972,1 * 0,0006}{0,7} \right)^{0,33}$$

S'obté una he de **883,6 J/s m²°C**.

-Es calcula el coeficient global de bescanvi de calor a partir de la següent expressió:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{hi} + \frac{1}{he} + \frac{\Delta x}{k}$$

On k és la conductivitat de l'Uranus, material amb què es fabriquen els coils i Δx és el gruix dels serpentins.

S'obté un coeficient global de bescanvi de calor de **0,66 kJ/s m² °C**.

-Es comprova que s'elimina la calor desitjada, mitjançant la següent expressió:

$$Q = U * A * DTML = 0,66 * 49 * 53,25 = 1722,1 \text{ kJ/s}$$

-Per a les mitges canyes: s'escullen tubs amb diàmetre nominal de 2,5 polzades amb gruix de 2,77 mm i 180°, és a dir, tindran una secció de pas del 50% del conducte si aquest no es trobés soldat a la paret dels reactors.

-Es calcula l'àrea que es pot cobrir amb les tres seccions de mitja canya tenint en compte que es cobrirà la totalitat de la virola i el fons Klopper dels reactors. L'àrea total a cobrir és de 60,03 m², havent-se calculat la superfície disponible del fons amb el calculador de l'empresa CAISA Metal Solutions.

-El pas serà, altra vegada d'1,5 vegades el diàmetre extern dels conductes, és a dir, de 105 mm. A partir d'aquesta dada i de l'àrea total disponible, es determina una àrea total coberta de 43 m², de la qual se n'aprofitaran 40 m².

-La diferència de temperatures mitjana logarítmica serà la mateixa que per l'aigua dels coils, és a dir, 53,25°C.

-Es calcula el cabal d'aigua per la mitja canya i la seva velocitat de circulació, sabent que mitjançant aquest dispositiu es pretén eliminar 820,7 kJ/s. Es treballarà amb un marge de seguretat, dimensionant-se la mitja canya per tal d'eliminar fins a 1000 kJ/s:

$$Q = 1000 = m * cP * \Delta T = m * 4,18 * (37 - 15)$$

S'obté un cabal màssic total de 10,9 kg/s que, dividit entre les tres seccions de la camisa fa que el cabal per secció sigui de 3,62 kg/s. Aquest cabal, tenint en compte que la secció de pas de la camisa és del 50% de la secció que s'obtindria per a un tub normal, ofereix una velocitat de circulació de 2,18 m/s, una velocitat típica segons el manual de referència de l'empresa ARKEMA.

-Es calculen els coeficients individuals de transferència de calor extern i intern de la mateixa manera com s'ha realitzat per als coils, obtenint-se els següents valors, respectivament: **883,6 i 6243,2 J/s m² °C**.

-Es calcula el terme de transmissió de calor per conducció tenint en compte que ara el gruix de la paret que separa el fluid refrigerant del medi de reacció és el gruix de la carcassa del reactor, és a dir, 13,88 mm. Finalment, es determina el valor del coeficient global de bescanvi de calor, obtenint-se **0,47 kJ/s m² °C**.

-Finalment, es comprova que la calor alliberada és igual o superior a la calor que es pretén alliberar mitjançant les tres seccions de mitja canya:

$$Q = U * A * DTML = 0,47 * 40 * 53,25 = 1001,1 \text{ kJ/s}$$

Així doncs, als reactors de primera etapa, si s'introdueix aigua a 15°C refredada de 37 a 30 °C mitjançant torres de refrigeració i de 30 a 15 °C mitjançant un bescanviador de calor de contacte indirecte on etilenglicol refredat en un chiller absorbeix la calor de l'aigua, s'eliminen un total de 2723,2 kJ/s, un 7% més de la calor que cal alliberar als reactors de primera etapa. Per tant, serà de gran importància l'acció de control sobre l'etilenglicol que del chiller es transfereix al bescanviador de calor per a refredar l'aigua refrigerant, perquè aquest cabal determinarà la temperatura de l'aigua refrigerant a l'entrada dels coils i les mitges canyes i per tant, tindrà incidència en la diferència de temperatures mitjana logarítmica i en l'eficiència del bescanvi de calor.

11.2.6.1.2. Disseny de la refrigeració als reactors de segona etapa

Als reactors de segona etapa cal eliminar 1017,2 kJ/s. Dels càlculs realitzats per als reactors de primera etapa es demostra que tant el sistema de coils com el de mitges canyes podrien alliberar, per sí sols, la calor generada en aquests reactors. S'optarà per instal·lar únicament la mitja canya de tres seccions, amb les següents característiques:

-L'àrea de bescanvi serà lleugerament superior (43 m²), aprofitant una major fracció de la superfícies del fons Klopper.

-S'alimentarà un cabal total de 11,96 kg/s d'aigua a 15°C refredada posteriorment amb un bescanviador de contacte indirecte amb etilenglicol procedent d'un chiller. La velocitat de circulació de l'aigua pels conductes serà de 2,40 m/s.

-La calor alliberada en operació normal seria de 1100,8 kJ/s, un 8% superior a l'alliberament de calor requerit. Per tant, serà de gran importància la regulació de cabal d'etilenglicol que refrigerarà l'aigua de refrigeració en el bescanviador de calor previ, i que estarà regulat pel sistema de control.

A continuació s'exposa un resum de les característiques dels sistemes de refrigeració dels reactors de primera i de segona etapa:

Taula 20. Característiques de la refrigeració dels reactors de primera etapa.

Reactors de primera etapa			
Coil		Mitja canya	
Seccions	2	Seccions	3
Nombre total d'espires	45	Diàmetre intern (mm)	65
Gruix de tub (mm)	7,22	Gruix de tubs (mm)	7,22
Diàmetre intern tubs (mm)	65	Angle tall	180
Superfícies de bescanvi (m ²)	49	Superfície de bescanvi (m ²)	40
Coefficient global de bescanvi de calor (kJ/s m ² °C)	0,66	Coefficient global de bescanvi de calor (kJ/s m ² °C)	0,47
Cabal d'aigua (kg/s)	18,71	Cabal d'aigua (kg/s)	10,9
Velocitat (m/s)	2,82	Velocitat (m/s)	2,18
Temperatura d'entrada (°C)	15	Temperatura d'entrada (°C)	15
Temperatura de sortida (°C)	37	Temperatura de sortida (°C)	37
Calor eliminada (kJ/s)	1722,1	Calor eliminada (kJ/s)	1001,1
Situació	Entorn el cos cilíndric i 50 mm per sobre i per sota de la virola.	Situació	Entorn el cos cilíndric i aprofitant el fons Klopper.

Taula 21. Característiques de la refrigeració dels reactors de segona etapa.

Reactors de segona etapa	
Mitja canya	
Seccions	3
Diàmetre intern (mm)	65
Gruix de tubs (mm)	7,22
Angle tall	180
Superfície de bescanvi (m ²)	43
Coefficient global de bescanvi de calor (kJ/s m ² °C)	0,48
Cabal d'aigua (kg/s)	11,96
Velocitat (m/s)	2,40
Temperatura d'entrada (°C)	15
Temperatura de sortida (°C)	37
Calor eliminada (kJ/s)	1098,8
Situació	Entorn el cos cilíndric i aprofitant el fons Klopper

11.2.7. Aïllament

Els reactors de la planta dissenyada per OXALIN, S.L. treballen a una temperatura constant de 80°C. És important mantenir la isotèrmia del procés per tal que aquest no experimenti alteracions de tipus variació de la cinètica de la reacció o de la seva exotèrmia, portant a una operació no òptima. Els reactors, els seus sistemes de refrigeració respectius i els llaços de control que els governen han estat dissenyats per assolir aquest mode d'operació sense que hi hagi transferència o eliminació de calor cap a l'ambient.

D'altra banda, tenint en compte la temperatura a què s'opera i per a qüestions de seguretat, evitar cremades per contacte amb les parets del reactor i evitar l'exposició de l'ambient a superfícies calentes, es decideix aïllar el reactor.

El material escollit per a l'aïllament és la llana de roca i se seleccionarà el proveïdor Rockwool com a subministrador de solucions per aïllament tèrmic. Dels productes que comercialitzen se seleccionen els panells 213, ideals per a l'aïllament tèrmic de reactors, forns i calderes i que, a més, proveeixen un notable amortiment de la contaminació acústica generada per l'equip. Les principals característiques d'aquests panells s'exposen a continuació:

Taula 22. Característiques de la llana de roca aïllant seleccionada per als reactors. (Font: Rockwool)¹⁴

Llana de roca: panells 213 Rockwool	
Densitat (kg/m ³)	40
Gruix aconsellat per la temperatura i dimensions del reactor (mm)	1300
Altres dades	Incombustible Euroclasse A1
	No hidròfil
	Resistent a elevades temperatures
	Inert químicament
Dimensions	1350 x 600 mm

L'aïllant es completarà recobrint la llana de roca amb una xapa d'alumini.

11.3. Disseny dels tancs d'emmagatzematge

Es dissenyen els tancs d'emmagatzematge per a la planta d'àcid nítric, àcid sulfúric, etilenglicol i oxigen. Per dissenyar aquests equips s'han de tenir en compte les normatives del codi API 650 i 653, dedicades als tancs que es troben a pressió atmosfèrica (el cas de l'oxigen molecular en queda exclòs).

El primer que s'ha de tenir en compte és que l'àcid nítric i sulfúric han de seguir la normativa ITC-MIE-APQ-6, que determina l'emmagatzematge de productes químics corrosius. També s'ha de seguir el codi ASME.

- Segons la normativa APQ-6, l'àcid nítric i l'àcid sulfúric pertanyen a la classe a) de substàncies corrosives (Article 4). Són substàncies molt corrosives que provoquen una necrosis perceptible del teixit cutani al lloc d'aplicació, al aplicar-se sobre la pell intacta d'un animal per un període de temps de 3 minuts com a màxim.
- Segons l'Article 8 de la normativa APQ-6 tots els recipients hauran de disposar de sistemes de ventilació o alleujament de pressió per prevenir la formació del buit o pressió interna, de manera que s'eviti la deformació del sostre o de les parets com a conseqüència de les variacions de pressió produïdes per efecte dels omplerts, buidats o canvis de temperatura.

- Segons l'Article 12 sobre les distàncies entre les instal·lacions, la paret interior de les cubetes distarà, com a mínim, d'1,5 metres de la tanca exterior de la planta i la resta de les instal·lacions d'emmagatzematge estaran situades a 3 metres d'aquesta. Sobre la separació entre recipients (Article 13), en el cas de tenir líquids corrosius, aquests hauran de tenir la suficient distància per garantir un bon accés, amb un mínim d'1 metre.¹⁵

En el cas de l'etilenglicol, és un líquid inflamable amb un punt de combustió de 127°C i un punt d'inflamabilitat de 111°C. Segons la normativa ITC-MIE-APQ-1, s'emmagatzema com a líquid inflamable i combustible, i es classifica dins la classe d), els quals tenen un punt d'inflamabilitat superior a 100°C, com és el cas que ocupa el present procediment de disseny. En aquest cas, la distància mínima entre instal·lacions no podrà ser inferior a 1,5 metres.¹⁶

El principal disseny d'aquests tancs consisteix en cilindres verticals amb fons inferiors i superiors toriesfèrics. Però, abans de dissenyar amb més profunditat cada tanc d'emmagatzematge a pressió atmosfèrica cal tenir en compte els diferents paràmetres:

- Pressió de disseny (P)

La pressió de disseny és aquella utilitzada pel disseny de l'equip. Aquesta pressió serà superior a la pressió d'operació perquè l'equip pugui resistir pressions lleugerament superiors a les d'operació.

$$P = 1.15 \cdot (P_{op} + \Delta P)$$

On la pressió d'operació és la pressió a la que estarà sotmesa el tanc d'emmagatzematge a dissenyar, és a dir, la pressió de treball.

- Pressió hidroestàtica (ΔP)

La pressió hidroestàtica és la pressió que ve donada pel pes del fluid en repòs.

$$\Delta P = \rho \cdot h \cdot g$$

On:

ρ = densitat del fluid (kg/m^3)

g = força de la gravetat (m/s^2)

h = altura de la columna de líquid (m)

- Temperatura de disseny (T)

De la mateixa manera que es sobredimensiona l'equip a efectes de pressió, es realitza el mateix a efectes de temperatura. La temperatura de disseny serà superior a la temperatura d'operació.

$$T = T_{op} + 15$$

La temperatura d'operació és la temperatura a la que estarà el tanc d'emmagatzematge, és a dir, la temperatura d'operació del tanc.

Cal destacar que dels paràmetres de temperatura i pressió d'operació s'hauran de saber els valors màxims i mínims que pot aconseguir el tanc, per tal que s'evitin els possibles errors.

- Límit elàstic (S)

El límit elàstic és la tensió màxima a la que es pot sotmetre el material sense possibles deformacions permanents. Aquest és diferent per cada material, en aquest cas cal utilitzar acer inoxidable 316L, degut a la corrosió de les substàncies, s'escull un valor de 580 N/mm² de límit elàstic.

- Factor de soldadura (E)

Aquest factor permet tenir en compte el possible error que pugui contenir el límit elàstic, és a dir, dimensiona el tanc en termes de tensió per assegurar que aquest no es deformi. En aquest cas, el valor és de 0,8.

- Factor M

El factor M és la relació entre els radis del capçal toriesfèric. A la següent figura es mostren les variables que s'utilitzen segons ASME.

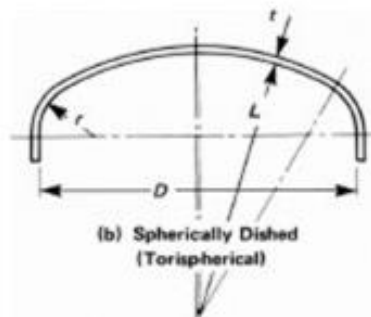


Figura 5. Variables del capçal toriesfèric.

Una vegada es coneixen les variables es poden calcular les variables necessàries:

$$L = 0,9 \cdot D$$

$$r = 0,085 \cdot L$$

A partir dels valors es pot conèixer la relació L/r que es mostra a la taula a continuació i s'obté el paràmetre M.

Taula 23. Relació L/r i Factor M.

L/r	1	1,25	1,5	1,75	2	2,25	2,5	2,75	3	3,25	3,5
M	1	1,03	1,06	1,08	1,1	1,13	1,15	1,17	1,18	1,2	1,22
L/r	4	4,5	5	5,5	6	6,5	7	7,5	8	8,5	9
M	1,25	1,28	1,31	1,34	1,36	1,39	1,41	1,44	1,46	1,48	1,5
L/r	9,5	10	10,5	11	11,5	12	13	14	15	16	16,2/3
M	1,52	1,54	1,56	1,58	1,6	1,62	1,65	1,69	1,72	1,75	1,77

- Sobre espessor per corrosió (C1)

En els materials amb indicis de corrosió se'ls afegeix un espessor per corrosió. Aquest compensa la corrosió que van patint els equips amb les substàncies a mesura que passa el temps i el valor oscil·la entre 1 i 6 mm durant la vida útil dels equips d'aproximadament 20 anys.

- Tolerància de fabricació (C2)

L'equip pot perdre part de l'espessor degut a la deformació de la corba, és per això que tant el capçal com el cos cilíndric hauran de tenir una tolerància de fabricació de 2 mm.

Com segons la normativa ITC-MIE-APQ-6 els tanc d'emmagatzematge de líquid corrosius pot ser a tanc atmosfèrics, es realitza els càlculs de disseny següents. L'espessor del tanc és calcula amb les equacions a continuació:

$$td = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3) \cdot G}{Sd \cdot E} + CA$$

$$tt = \frac{4,9 \cdot D \cdot (H - 0,3)}{St \cdot E} + CA$$

On:

td és l'espessor de disseny (mm)

tt és l'espessor de la carcassa per la prova hidràulica (mm)

H és el nivell de disseny del líquid (m)

G és la gravetat específica de disseny del líquid emmagatzemat (–)

CA és la toletància a la corrosió (mm)

Sd és la tensió admissible per condicions de disseny (MPa)

St és la tensió admissible per la prova hidràulica (MPa)

E és el factor de soldadura del material (–)

D és el diàmetre nominal del tanc (m)

Taula 24. Espessors mínims pel cos d'un tanc en funció del diàmetre.

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

Com s'ha comentat anteriorment, aquests tancs han d'estar dissenyats amb sistemes de ventilació per prevenir les deformacions dels mateixos.

Cal calcular:

$$Cv = Q/\lambda$$

$$Q = 139.7 \cdot F \cdot A^{0.85} \cdot 1000$$

$$A = 2 \cdot \pi \cdot r \cdot H$$

On:

Cv és la capacitat de ventilació (kg/h)

Q és la calor rebuda pel recipient (kJ/h)

λ és la calor latent de vaporització de la subatància (kJ/kg)

F és el factor, en aquest cas 0.5 degut a la superfície humida superior a 20 m³

A és la superfície humida (m²)

11.3.1. Tanc d'emmagatzematge de l'àcid nítric

L'àcid nítric és alimentat al procés procedent dels tancs d'emmagatzematge, per tant, es realitza un càlcul previ de la quantitat d'àcid nítric que es gastarà en una setmana:

$$0,522 \frac{kg}{s} \cdot \frac{1 m^3}{1481,12 kg} \cdot \frac{3600 s}{1 h} \cdot \frac{24 h}{1 dia} = 30 m^3/dia$$

$$V_{n\acute{i}tric} = 30 \frac{m^3}{dia} \cdot \frac{7 dies}{1 setmana} = 210 m^3/setmana$$

Per tant, per tenir reserva per tota la setmana s'han d'emmagatzemar 149.24 m³ d'àcid nítric. Hi haurà un total de dos tanc:

$$V_{n\acute{i}tric} = \frac{210 m^3}{2 tancs} = 105 m^3/tanc$$

Per qüestions de seguretat s'aplica un sobredimensionament del 20% al volum que s'acaba de calcular per no tenir tot el volum del tanc ocupat amb la substància de referència:

$$V_{sobredimensionat} = 1,2 \cdot V_{n\acute{i}tric} = 1,2 \cdot 105 m^3 = 126 m^3$$

No obstant això, el volum final es calcula a partir de les dimensions d'aquest. Es calcula el diàmetre i l'altura del tanc amb les següents relacions:

$$\frac{H}{D} = 1,5$$

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot D^2$$

Per tant:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{1,5 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 126}{1,5 \cdot \pi}} = 4,7 m \quad ; \quad H = 1,5 \cdot 4,7 = 7 m$$

Una vegada calculada l'altura i el diàmetre del tanc es calcula les següents variables necessàries:

$$\Delta P = \rho \cdot H \cdot g = 1512,9 \cdot 7 \cdot 9,8 = 103785 \frac{kg}{m \cdot s^2} = 1 atm$$

$$P = 1,15 \cdot (P_{op} + \Delta P) = 1,15 \cdot (1 + 1) = 2,3 atm$$

$$T = T_{op} + 15 = 20 + 15 = 35 \text{ } ^\circ C$$

$$\text{Límit elàstic de l'acer inoxidable: } S = 580 N/mm^2 = 5724,15 atm$$

$$\text{Factor de soldadura de l'acer inoxidable: } E = 0,8$$

$$\text{Factor } M: L = 0,9 \cdot D = 0,9 \cdot 4,7 = 4,23 \text{ m} = 4230 \text{ mm}$$

$$r = 0,085 \cdot L = 0,085 \cdot 4,23 = 0,359 \text{ m} = 359 \text{ mm}$$

D'acord amb el que s'exposa a la *taula 23* del Factor M es pren la relació $L/r = 11,78$. Per tant, com no està el valor exacte s'interpola els valors i es determina 16108 de factor M. S'escull una tolerància de fabricació de 2 mm.

Per tant, ja es pot calcular l'espessor del cos cilíndric amb la següent fórmula:

$$t_{dcil} = \frac{4,9 \cdot 4,7 \cdot (7 - 0,3) \cdot \frac{1512,9}{1000}}{155 \cdot 0,8} + 2 = 3,88 \text{ mm}$$

$$t_{tcil} = \frac{4,9 \cdot 4,7 \cdot (7 - 0,3)}{117 \cdot 0,8} + 2 = 3,65 \text{ mm}$$

Com l'espessor és de 3,88 mm, és a dir menor a 15 (veure *taula 24*), l'espessor mínim que pot tenir la virola del tanc és de 5 mm, per tant l'espessor del cilindre és:

$$t_{cil} = 3,88 + 5 = 8,88 \text{ mm}$$

Per sobredimensionar el valor del gruix el es multiplica per 1,5:

$$t_{cil} = 1,5 \cdot 8,88 = 13,32 \text{ mm}$$

Com el fons i el capçal del cilindre són toriesfèrics es calcula les seves variables segons el model Klopper.^{17, 18}

$$\text{Diàmetre exterior} = D_{int} + 2 \cdot t_{cil} = 4700 + 2 \cdot 13,32 = 4726,64 \text{ mm}$$

S'utilitza la següent equació per torbar l'espessor del capçal toriesfèric:

$$t_{cap} = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} + C1 + C2$$

On:

P és la pressió de disseny (psi)

R és el radi (pulgades)

S és la tensió admissible (psi)

E és el factor de soldadura

C1 és el sobreessessor de corrosió (mm)

C2 és la tolerància de fabricació (mm)

$$t_{cap} = \frac{33,8 \cdot 92,5}{2 \cdot 84121,9 \cdot 0,8 - 0,2 \cdot 33,8} + 3 + 2 = 5,02 \text{ mm}$$

Sobredimensionant: $t_{cap} = 1,5 \cdot 5,02 = 7,53 \text{ mm}$

Comparant els espessors entre el cos i el capçal s'escull el valor més elevat, ja que serà l'espessor mínim de tot l'equip. Per tant l'espessor de l'equip és de 13,32 mm.

Per tant, mirant el model Klopper es troba:

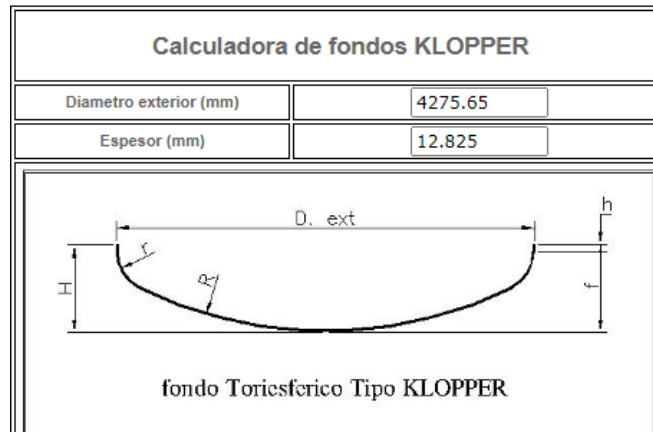


Figura 6. Calculadora fons Klopper.

Diámetro disco (mm)	4823
R (mm)	4275.65
r (mm)	427.565
h (mm) >=	44.887499999
f (mm)	822
H (mm)	880
V (sin h) (litros)	7676.6
Peso (h minima) (kg)	1874

Figura 7. Variables model Klopper.

Per tant, el volum del fons Klopper és de 7676,6 L, és a dir, 7,67 m³. Per poder calcular el pes total de l'equip calculem també el pes del cilindre:

$$V_{equip} = V_{cil} + V_{fons} + V_{cap}$$

$$V_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot D^2 = \frac{\pi}{4} \cdot 7 \cdot 4,7^2 = 121,4 \text{ m}^3$$

$$V_{equip} = 121,4 + (2 \cdot 7,67) = 136,7 \text{ m}^3$$

Per calcular la massa d'operació caldrà calcular la massa del cilindre i del fons i capçal toriesfèric:

$$M_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \cdot \rho_{material}$$

Per tant:

$$M_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot 6,4 \cdot (4,275^2 - 4,25^2) \cdot 8000 = 12442,6 \text{ kg}$$

$$M_{cap} = 0,1 \cdot (D_{ext}^3 - D_{int}^3) \cdot \rho_{material} = 0,1 \cdot (4,73^3 - 4,7^3) \cdot 8000 = 1600 \text{ kg}$$

El pes de l'equip és:

$$M_{equip} = M_{cil} + 2 \cdot M_{cap} = 12442,6 + 2 \cdot 1600 = 15642,6 \text{ kg}$$

Per calcular la massa d'operació caldrà sumar la càrrega del tanc:

$$M_{op} = M_{equip} + (V_{fluid} \cdot \rho_{fluid}) = 15642,6 + (126 \cdot 1512,9) = 206268 \text{ kg}$$

Es calcula la capacitat de ventilació del sistema al tanc:

$$A = 2 \cdot \pi \cdot r \cdot H = 2 \cdot \pi \cdot \frac{4,7}{2} \cdot 7 = 103,36 \text{ m}^2$$

$$Q = 139,7 \cdot 0,5 \cdot 126^{0,85} \cdot 1000 = 4260704,1 \text{ kJ/h}$$

Segons la bibliografia s'ha trobat el calor latent de vaporització de l'àcid nítric:

$$\lambda = 270 \text{ Btu/lb} = 628,02 \text{ kJ/kg}$$

$$Cv = \frac{4260704,1}{62802} = 6784,34 \text{ kg/h}$$

A continuació es calcula la distància que hi ha d'haver entre els tancs:

$$\text{Distància entre tancs} = \frac{Dtanc_{ext}}{2} = \frac{4730}{2} = 2365 \text{ mm} = 2,36 \text{ m}$$

Per normativa la distància entre la paret del tanc i la cubeta (Dpc) ha de ser d'1 metre, com s'ha esmentat anteriorment.

$$\text{Àrea ocupada} = \frac{\pi}{4} \cdot N \cdot Dtanc^2 = \frac{\pi}{4} \cdot 2 \cdot 4,73^2 = 35,14 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Longitud de la cubeta} &= \frac{N}{2} \cdot Dtanc + \left(\frac{N}{2} - 1\right) \cdot \text{Distància entre tancs} + 2 \cdot Dpc \\ &= \frac{2}{2} \cdot 4,73 + \left(\frac{2}{2} - 1\right) \cdot 2,36 + 2 \cdot 1 = 6,73 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Amplada de la cubeta} &= 2 \cdot Dtanc + 2 \cdot Dpc + \text{Distància entre tancs} \\ &= 2 \cdot 4,73 + 2 \cdot 1 + 2,36 = 13,82 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Àrea lliure} &= (\text{Longitud} \cdot \text{Amplada}) - \text{Àrea ocupada} = (6,73 \cdot 13,82) - 35,14 \\ &= 57,86 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Alçada de la cubeta} = \frac{V_{tanc}}{\text{Àrea lliure}} = \frac{126}{57,86} = 2,2 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Volum de la cubeta} &= \text{Longitud} \cdot \text{Amplada} \cdot \text{Alçada} = 6,73 \cdot 13,82 \cdot 2,2 \\ &= 202,5 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Taula 25. Paràmetres del disseny dels tancs d'emmagatzematge d'àcid nítric.

DISSENY TANC EMMAGATZEMATGE ÀCID NÍTRIC	
Material	
Tipus	Acer inoxidable 316
Densitat del material	8000 kg/m ³
Tensió màxima	580 N/mm ²
Factor de soldadura	0.8
Factor M	1.6108
Tensió admissible de disseny	155 MPa
Tensió admissible per la prova hidràulica	117 MPa
Condicions de disseny	
Temperatura	35 °C
Pressió	2.3 atm
Volum requerit	
Temps de residència	100 hores
Nombre de tancs	2
Volum necessari	105 m ³
Sobredimensionament	20%
Volum final	126 m ³
Dimensions del cos cilíndric	
Relació alçada/diàmetre	1.5
Alçada	7 m
Diàmetre intern	4.7 m
Diàmetre extern	4.73 m

Radi intern	2.35 m
Radi extern	2.365 m
Espessor	13.32 mm
Dimensions fons Klopper	
Alçada del fons	880 mm
Radi de la curvatura	427,565 mm
Diàmetre de la tapa	4275 mm
Volum del fons	7,67 m ³
Espessor	13,32 mm
Volum de l'equip	
Volum del capçal	7,67 m ³
Volum del cilindre	121,4 m ³
Volum de l'equip	136,7 m ³
Pes de l'equip	
Pes cos cilíndric	12.442,6 kg
Pes capçal	1600 kg
Pes equip	15.642,6 kg
Pes d'operació	206.268,00 kg
Distància entre instal·lacions	
Distància entre tancs	2,36 m
Distància entre la paret del tanc i la cubeta	1 m
Dimensions cubeta	
Àrea ocupada	35,14 m ²
Àrea lliure	57,86 m ²
Longitud	6,73 m
Amplada	13,82 m

Alçada	2,2 m
Volum	202,5 m ³
Disseny de la ventilació	
Superfície humida	103,36 m ²
Calor rebuda pel recipient	4.260.704,1 kJ/h
Calor latent de l'àcid nítric	628,02 kJ/kg
Capacitat de ventilació	6.784,34 kg/h

11.3.2 Tanc d'emmagatzematge de l'àcid sulfúric

L'àcid sulfúric és alimentat al procés també des de l'àrea d'emmagatzematge, per tant, es realitza un càlcul previ de la quantitat d'àcid sulfúric que es gastarà en una setmana:

$$0,228 \frac{kg}{s} \cdot \frac{1 m^3}{1826 kg} \cdot \frac{3600 s}{1 h} \cdot \frac{24 h}{1 dia} = 10,59 m^3/dia$$

$$V_{sulfúric} = 10,59 \frac{m^3}{dia} \cdot \frac{7 dies}{1 setmana} = 74,13 m^3/setmana$$

Per tant, per tenir reserva per tota la setmana s'han d'emmagatzemar 74,13 m³ d'àcid sulfúric. Hi haurà 2 tanc d'emmagatzematge d'àcid sulfúric de 37,065 m³ de volum.

$$V_{sulfúric} = \frac{74,13 m^3}{2 tanc} = 37,065 m^3/tanc$$

Per qüestions de seguretat s'aplica un sobredimensionament del 20% al volum que s'acaba de calcular per no tenir tot el volum del tanc ocupat amb la substància de referència:

$$V_{sobredimensionat} = 1,2 \cdot V_{sulfúric} = 1,2 \cdot 37,065 m^3 = 44,478 m^3$$

No obstant això, el volum final es calcula a partir de les dimensions d'aquest. Es calcula el diàmetre i l'altura del tanc amb les següents relacions:

$$\frac{H}{D} = 1,5$$

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot D^2$$

Per tant:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{1,5 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 44.478}{1,5 \cdot \pi}} = 3,35 \text{ m} = 3,4 \text{ m} \quad ; \quad H = 1,5 \cdot 3,4 = 5,1 \text{ m}$$

Una vegada calculada l'altura i el diàmetre del tanc es calcula les següents variables necessàries:

$$\Delta P = \rho \cdot H \cdot g = 1830 \cdot 5,1 \cdot 9,8 = 91463,4 \frac{\text{kg}}{\text{ms}^2} = 0,9 \text{ atm}$$

$$P = 1,15 \cdot (P_{op} + \Delta P) = 1,15 \cdot (1 + 0,9) = 2,185 \text{ atm}$$

$$T = T_{op} + 15 = 20 + 15 = 35 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Límit elàstic de l'acer inoxidable: } S = 580 \text{ N/mm}^2 = 5724,15 \text{ atm}$$

$$\text{Factor de soldadura de l'acer inoxidable: } E = 0,8$$

$$\text{Factor M: } L = 0,9 \cdot D = 0,9 \cdot 3,4 = 2,7 \text{ m} = 3060 \text{ mm}$$

$$r = 0,085 \cdot L = 0,085 \cdot 3060 = 260,1 \text{ mm}$$

Atenent a la *taula 1* del Factor M es pren la relació $L/r = 11,765$. Per tant, com a la taula no s'hi troba el valor exacte s'interpolen els valors i troba 1,6106 de factor M. S'escull una tolerància de fabricació de 2 mm.

Per tant, ja es pot calcular l'espessor del cos cilíndric amb la següent fórmula:

$$t_{cil} = \frac{4,9 \cdot 3,4 \cdot (5,1 - 0,3) \cdot \frac{1830}{1000}}{155 \cdot 0,8} + 2 = 3,18 \text{ mm}$$

$$t_{tcil} = \frac{4,9 \cdot 3,4 \cdot (5,1 - 0,3)}{117 \cdot 0,8} + 2 = 2,85 \text{ mm}$$

Com l'espessor és de 3,18 mm, és a dir menor a 15 (veure *taula 24*), l'espessor mínim que pot tenir el cilindre és de 5 mm, per tant l'espessor del cilindre serà:

$$t_{cil} = 3,18 + 5 = 8,18 \text{ mm}$$

Se sobredimensiona el valor de l'espessor: $t_{cil} = 1,5 \cdot 8,18 = 12,27 \text{ mm}$

Com el fons i el capçal del cilindre són toriesfèrics es calcula les seves variables amb el model Klopper.

$$\text{Diàmetre exterior} = D_{int} + 2 \cdot t_{cil} = 3400 + 2 \cdot 12,27 = 3424,54 \text{ mm}$$

S'utilitza la següent equació per torbar l'espessor del capçal toriesfèric:

$$t_{cap} = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} + C1 + C2$$

On:

P és la pressió de disseny (psi)

R és el radi (pulgades)

S és la tensió admissible (psi)

E és el factor de soldadura (–)

$C1$ és el sobreessessor de corrosió (mm)

$C2$ és la tolerància de fabricació (mm)

$$t_{cap} = \frac{32,11 \cdot 66,93}{2 \cdot 84121,9 \cdot 0,8 - 0,2 \cdot 32,11} + 3 + 2 = 5,016 \text{ mm}$$

Es sobredimensiona el valor: $t_{cap} = 1,5 \cdot 5,016 = 7,524 \text{ mm}$

Comparant els espessors entre el cos i el capçal s'escull el valor més elevat, ja que serà l'espessor mínim de tot l'equip. Per tant l'espessor de l'equip és de 12.27 mm.

Per tant, mirant el model Klopper:

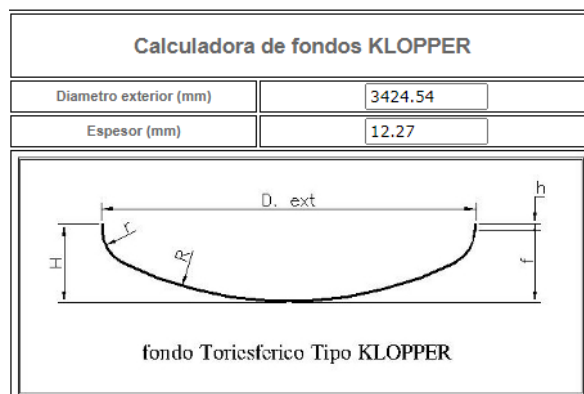


Figura 8. Calculadora model Klopper.

Diametro disco (mm)	3877
R (mm)	3424.54
r (mm)	342.454
h (mm) >=	42.945
f (mm)	657
H (mm)	712
V (sin h) (litros)	3930.4
Peso (h minima) (kg)	1159

Figura 9. Variables model Klopper.

Per tant, el volum del fons Klopper és de 3930,4 L, és a dir, 3,93 m³. Per poder calcular el pes total de l'equip es calcula també el pes del cilindre:

$$V_{equip} = V_{cil} + V_{fons} + V_{cap}$$

$$V_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot D^2 = \frac{\pi}{4} \cdot 5,1 \cdot 3,4^2 = 46,304 \text{ m}^3$$

$$V_{equip} = 46,304 + (2 \cdot 3,93) = 54,164 \text{ m}^3$$

Per calcular la massa d'operació caldrà calcular la massa del cilindre i del fons i capçal toriesfèric:

$$M_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \cdot \rho_{material}$$

Per tant:

$$M_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot 5,1 \cdot (3,424^2 - 3,4^2) \cdot 8000 = 5248,1 \text{ kg}$$

$$M_{cap} = 0,1 \cdot (D_{ext}^3 - D_{int}^3) \cdot \rho_{material} = 0,1 \cdot (3,424^3 - 3,4^3) \cdot 8000 = 670,6 \text{ kg}$$

El pes de l'equip és:

$$M_{equip} = M_{cil} + 2 \cdot M_{cap} = 5248,1 + 2 \cdot 670,6 = 6589,3 \text{ kg}$$

Per calcular la massa d'operació caldrà sumar la càrrega del tanc:

$$M_{op} = M_{equip} + (V_{fluid} \cdot \rho_{fluid}) = 6589,3 + (44,478 \cdot 1830) = 87984,04 \text{ kg}$$

Es calcula la capacitat de ventilació del sistema al tanc:

$$A = 2 \cdot \pi \cdot r \cdot H = 2 \cdot \pi \cdot \frac{3,4}{2} \cdot 5,1 = 54,47 \text{ m}^2$$

$$Q = 139,7 \cdot 0,5 \cdot 54,47^{0,85} \cdot 1000 = 2088815,971 \text{ kJ/h}$$

Segons la bibliografia⁶ s'ha trobat el calor latent de vaporització de l'àcid sulfúric:

$$\lambda = 219,7 \text{ Btu/lb} = 511,02 \text{ kJ/kg}$$

$$Cv = \frac{2088815,971}{511,02} = 4087,54 \text{ kg/h}$$

A continuació es calcula la distància que hi ha d'haver entre els tancs:

$$\begin{aligned} \text{Distància entre tancs} &= \frac{D_{tanc_{ext}}}{2} = \frac{D_{int} + 2 \cdot t_{cil}}{2} = \frac{3400 + 2 \cdot 12,27}{2} \\ &= 1712,27 \text{ mm} = 1,712 \text{ m} \end{aligned}$$

Per normativa la distància entre la paret del tanc i la cubeta (Dpc) ha de ser d'1 metre, com s'ha esmentat anteriorment.

$$\text{Àrea ocupada} = \frac{\pi}{4} \cdot N \cdot D_{tanc}^2 = \frac{\pi}{4} \cdot 2 \cdot 3,424^2 = 18,42 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Longitud de la cubeta} &= \frac{N}{2} \cdot Dtanc + \left(\frac{N}{2} - 1\right) \cdot \text{Distància entre tancs} + 2 \cdot Dpc \\ &= \frac{2}{2} \cdot 3,424 + \left(\frac{2}{2} - 1\right) \cdot 1,712 + 2 \cdot 1 = 5,424 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Amplada de la cubeta} &= 2 \cdot Dtanc + 2 \cdot Dpc + \text{Distància entre tancs} \\ &= 2 \cdot 3,424 + 2 \cdot 1 + 1,712 = 10,56 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Àrea lliure} &= (\text{Longitud} \cdot \text{Amplada}) - \text{Àrea ocupada} = (5,424 \cdot 10,56) - 18,42 \\ &= 38,86 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Alçada de la cubeta} = \frac{Vtanc}{\text{Àrea lliure}} = \frac{46,304}{38,86} = 1,2 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Volum de la cubeta} &= \text{Longitud} \cdot \text{Amplada} \cdot \text{Alçada} = 5,424 \cdot 10,56 \cdot 1,2 \\ &= 68,73 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

DISSENY TANC EMMAGATZEMATGE ÀCID SULFÚRIC	
Material	
Tipus	Acer inoxidable 316
Densitat del material	8000 kg/m ³
Tensió màxima	580 N/mm ²
Factor de soldadura	0,8
Factor M	1,6108
Tensió admissible de disseny	155 MPa
Tensió admissible per la prova hidràulica	117 MPa
Condicions de disseny	
Temperatura	35 °C
Pressió	2,185 atm
Volum requerit	
Temps de residència	100 hores
Nombre de tancs	2
Volum necessari	37,065 m ³
Sobredimensionament	20%
Volum final	44,478 m ³

Dimensions del cos cilíndric	
Relació alçada/diàmetre	1,5
Alçada	5,1 m
Diàmetre intern	3,4 m
Diàmetre extern	3,425 m
Radi intern	1,7 m
Radi extern	1,713 m
Espessor	12,27 mm
Dimensions fons Klopper	
Alçada del fons	712 mm
Radi de la curvatura	342,5 mm
Diàmetre de la tapa	3425 mm
Volum del fons	3,93 m ³
Espessor	12,27 mm
Volum de l'equip	
Volum del capçal	3,93 m ³
Volum del cilindre	46,304 m ³
Volum de l'equip	54,164 m ³
Pes de l'equip	
Pes cos cilíndric	5248,1 kg
Pes capçal	670,6 kg
Pes equip	6589,3 kg
Pes d'operació	87984,04 kg
Distància entre instal·lacions	
Distància entre tancs	1,712 m
Distància entre la paret del tanc i la cubeta	1 m

Dimensions cubeta	
Àrea ocupada	18,42 m ²
Àrea lliure	38,86 m ²
Longitud	5,424 m
Amplada	10,56 m
Alçada	1,2 m
Volum	68,73 m ³
Disseny de la ventilació	
Superfície humida	54,47 m ²
Calor rebuda pel recipient	2088815,971 kJ/h
Calor latent de l'àcid sulfúric	511,02 kJ/kg
Capacitat de ventilació	4087,54 kg/h

11.3.3 Tanc d'emmagatzematge d'etilenglicol

L'etilenglicol és alimentat al procés amb una puresa del 100%, per tant, es realitza un càlcul previ de la quantitat d'etilenglicol que es gastarà en una setmana:

$$0,688 \frac{kg}{s} \cdot \frac{1 m^3}{1100 kg} \cdot \frac{3600 s}{1 h} \cdot \frac{24 h}{1 dia} = 54,05 m^3 / dia$$

$$V_{etilenglicol} = 54,05 \frac{m^3}{dia} \cdot \frac{7 dies}{1 setmana} = 378,35 m^3 / setmana$$

Per tant, per tenir reserva per tota la setmana s'han d'emmagatzemar 378,35 m³ d'etilenglicol. Hi haurà 3 tancs d'emmagatzematge d'etilenglicol de 126,117 m³ de volum.

$$V_{etilenglicol} = \frac{378,35 m^3}{3 tancs} = 126,117 \frac{m^3}{tanc}$$

Per qüestions de seguretat s'aplica un sobredimensionament del 20% al volum que s'acaba de calcular per no tenir tot el volum del tanc ocupat amb la nostra substància:

$$V_{sobredimensionat} = 1,2 \cdot V_{etilenglicol} = 1,2 \cdot 126,117 m^3 = 151,34 m^3$$

No obstant això, el volum final es calcula a partir de les dimensions del tanc. Es calcula el diàmetre i l'altura del tanc amb les següents relacions:

$$\frac{H}{D} = 1,5$$

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot D^2$$

Per tant:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{1,5 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 151,34}{1,5 \cdot \pi}} = 5 \text{ m} \quad ; \quad H = 1,5 \cdot 5 = 7,5 \text{ m}$$

Una vegada calculada l'altura i el diàmetre del tanc es calcula les següents variables necessàries:

$$\Delta P = \rho \cdot H \cdot g = 1100 \cdot 7,5 \cdot 9,8 = 80850 \frac{\text{kg}}{\text{ms}^2} = 0,8 \text{ atm}$$

$$P = 1,15 \cdot (P_{op} + \Delta P) = 1,15 \cdot (1 + 0,8) = 2,07 \text{ atm}$$

$$T = T_{op} + 15 = 20 + 15 = 35 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Límit elàstic de l'acer inoxidable: } S = 580 \text{ N/mm}^2 = 5724,15 \text{ atm}$$

$$\text{Factor de soldadura de l'acer inoxidable: } E = 0,8$$

$$\text{Factor } M: L = 0,9 \cdot D = 0,9 \cdot 5 = 4,5 \text{ m} = 4500 \text{ mm}$$

$$r = 0,085 \cdot L = 0,085 \cdot 4500 = 382,5 \text{ mm}$$

Atenent a la taula 1 del Factor M trobem la relació $L/r = 11,765$. Per tant, com no està el valor exacte s'interpola els valors i es determina 1,61 de factor M. S'escull una tolerància de fabricació de 2 mm.

Per tant, ja es pot calcular l'espessor del cos cilíndric amb la següent formula:

$$tdcil = \frac{4,9 \cdot 5 \cdot (7,5 - 0,3) \cdot \frac{1100}{1000}}{155 \cdot 0,8} + 2 = 3,56 \text{ mm}$$

$$ttcil = \frac{4,9 \cdot 5 \cdot (7,5 - 0,3)}{117 \cdot 0,8} + 2 = 3,88 \text{ mm}$$

Com l'espessor és de 3,88 mm, és a dir menor a 15 (veure *taula 24*), l'espessor mínim que pot tenir la virola del tanc és de 5 mm, per tant l'espessor del cilindre és:

$$tcil = 3,88 + 5 = 8,88 \text{ mm}$$

Se sobredimensiona el valor: $tcil = 1,5 \cdot 8,88 = 13,32 \text{ mm}$

Com el fons i el capçal del cilindre són toriesfèrics es calcula les seves variables amb el model Klopper.

$$D\grave{a}metre\ exterior = D_{int} + 2 \cdot t_{cil} = 5000 + 2 \cdot 13,32 = 5026,64\ mm$$

S'usa la següent equació per torbar l'espessor del capçal toriesfèric:

$$t_{cap} = \frac{P \cdot R}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} + C1 + C2$$

P és la pressió de disseny (psi)

R és el radi (pulgades)

S és la tensió admissible (psi)

E és el factor de soldadura (–)

C1 és el sobreessessor de corrosió (mm)

C2 és la tolerància de fabricació (mm)

$$t_{cap} = \frac{30,42 \cdot 98,94}{2 \cdot 84121,9 \cdot 0,8 - 0,2 \cdot 30,42} + 2 + 2 = 4,022\ mm$$

Se sobredimensiona el valor: $t_{cap} = 1,5 \cdot 4,022 = 6,033\ mm$

Comparant els espessors entre el cos i el capçal s'escull el valor més elevat, ja que serà l'espessor mínim de tot l'equip. Per tant l'espessor de l'equip és de 13,32 mm.

Per tant, mirant el model Klopper:

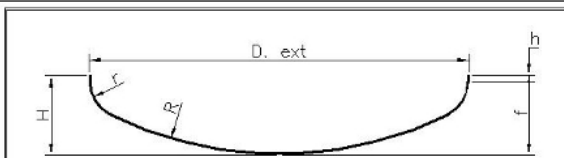
Calculadora de fondos KLOPPER	
Diametro exterior (mm)	5026.64
Espesor (mm)	13.32
 <p>fondo Toriesferico Tipo KLOPPER</p>	
Diametro disco (mm)	5658
R (mm)	5026.64
r (mm)	502.66400000
h (mm) >=	46.620000000
f (mm)	967
H (mm)	1027
V (sin h) (litros)	12500
Peso (h minima) (kg)	2679

Figura 11. Variables model Klopper.

Per tant, el volum del fons Klopper és de 12.500 L, és a dir, 12,5 m³. Per poder calcular el pes total de l'equip es calcula també el pes del cilindre:

$$V_{equip} = V_{cil} + V_{fons} + V_{cap}$$

$$V_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot D^2 = \frac{\pi}{4} \cdot 7,5 \cdot 5^2 = 147,26 \text{ m}^3$$

$$V_{equip} = 147,26 + (2 \cdot 12,5) = 172,26 \text{ m}^3$$

Per calcular la massa d'operació caldrà calcular la massa del cilindre i del fons i capçal toriesfèric:

$$M_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \cdot \rho_{material}$$

Per tant:

$$M_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot 7,5 \cdot (5,026^2 - 5^2) \cdot 8000 = 12284 \text{ kg}$$

$$M_{cap} = 0,1 \cdot (D_{ext}^3 - D_{int}^3) \cdot \rho_{material} = 0,1 \cdot (5,026^3 - 5^3) \cdot 8000 = 1568,13 \text{ kg}$$

El pes de l'equip és:

$$M_{equip} = M_{cil} + 2 \cdot M_{cap} = 12284 + 2 \cdot 1568,13 = 15420,26 \text{ kg}$$

Per calcular la massa d'operació caldrà sumar la càrrega del tanc:

$$\begin{aligned} M_{op} &= M_{equip} + (V_{fluid} \cdot \rho_{fluid}) = 15420,26 + (151,34 \cdot 1100) \\ &= 181894,26 \text{ kg} \end{aligned}$$

Es calcula la capacitat de ventilació del sistema al tanc:

$$A = 2 \cdot \pi \cdot r \cdot H = 2 \cdot \pi \cdot \frac{5}{2} \cdot 7,5 = 117,81 \text{ m}^2$$

$$Q = 139,7 \cdot 0,5 \cdot 11781^{0,85} \cdot 1000 = 4024122,966 \text{ kJ/h}$$

Segons la bibliografia s'ha trobat el calor latent de vaporització de l'etilenglicol:

$$\lambda = 344 \text{ Btu/lb} = 800,144 \text{ kJ/kg}$$

$$Cv = \frac{4024122,966}{800,144} = 5029,25 \text{ kg/h}$$

A continuació calcula la distància que hi ha d'haver entre els tancs d'etilenglicol, que segons normativa ha de ser superior a 1,5 m:

$$\begin{aligned} \text{Distància entre tancs} &= \frac{D_{tanc_{ext}}}{2} = \frac{D_{int} + 2 \cdot t_{cil}}{2} = \frac{5000 + 2 \cdot 13,32}{2} \\ &= 2513,32 \text{ mm} = 2,513 \text{ m} \end{aligned}$$

Per normativa la distància entre la paret del tanc i la cubeta (Dpc) ha de ser d'1 metre, com s'ha esmentat anteriorment.

$$\text{\`{A}rea ocupada} = \frac{\pi}{4} \cdot N \cdot Dtanc^2 = \frac{\pi}{4} \cdot 3 \cdot 5,026^2 = 59,52 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Longitud de la cubeta} &= \frac{N}{2} \cdot Dtanc + \left(\frac{N}{2} - 1\right) \cdot \text{Dist\`{a}ncia entre tancs} + 2 \cdot Dpc \\ &= \frac{3}{2} \cdot 5,026 + \left(\frac{3}{2} - 1\right) \cdot 2,513 + 2 \cdot 1 = 10,8 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Amplada de la cubeta} &= 2 \cdot Dtanc + 2 \cdot Dpc + \text{Dist\`{a}ncia entre tancs} \\ &= 2 \cdot 5,026 + 2 \cdot 1 + 2,513 = 14,565 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{\`{A}rea lliure} &= (\text{Longitud} \cdot \text{Amplada}) - \text{\`{A}rea ocupada} = (10,8 \cdot 14,565) - 59,52 \\ &= 97,782 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Alçada de la cubeta} = \frac{Vtanc}{\text{\`{A}rea lliure}} = \frac{172,26}{97,782} = 1,76 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Volum de la cubeta} &= \text{Longitud} \cdot \text{Amplada} \cdot \text{Alçada} = 10,8 \cdot 14,565 \cdot 1,76 \\ &= 276,85 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

DISSENY TANC EMMAGATZEMATGE ETILENGLICOL

Material

Tipus	Acer inoxidable 316
Densitat del material	8000 kg/m ³
Tensió màxima	580 N/mm ²
Factor de soldadura	0,8
Factor M	1,61
Tensió admissible de disseny	155 MPa
Tensió admissible per la prova hidràulica	117 MPa

Condicions de disseny

Temperatura	35 °C
Pressió	2,07 atm

Volum requerit

Temps de residència	4032 minuts
Nombre de tancs	3

Volum necessari	126,117 m ³
Sobredimensionament	20%
Volum final	151,34 m ³
Dimensions del cos cilíndric	
Relació alçada/diàmetre	1,5
Alçada	7,5 m
Diàmetre intern	5 m
Diàmetre extern	5,026 m
Radi intern	2,5 m
Radi extern	2,513 m
Espessor	13,32 mm
Dimensions fons Klopper	
Alçada del fons	1027 mm
Radi de la curvatura	502,664 mm
Diàmetre de la tapa	4024 mm
Volum del fons	12,5 m ³
Espessor	13,32 mm
Volum de l'equip	
Volum del capçal	12,5 m ³
Volum del cilindre	147,26 m ³
Volum de l'equip	172,26 m ³
Pes de l'equip	
Pes cos cilíndric	12284 kg
Pes capçal	1568,13 kg

Pes equip	15420,26 kg
Pes d'operació	181894,26 kg
Distància entre instal·lacions	
Distància entre tancs	2,513 m
Distància entre la paret del tanc i la cubeta	1 m
Dimensions cubeta	
Àrea ocupada	59,52 m ²
Àrea lliure	97,782 m ²
Longitud	10,8 m
Amplada	14,565 m
Alçada	1,76 m
Volum	276,85 m ³
Disseny de la ventilació	
Superfície humida	117,81 m ²
Calor rebuda pel recipient	4024122,966 kJ/h
Calor latent de l'àcid sulfúric	800,144 kJ/kg
Capacitat de ventilació	5029,25 kg/h

11.3.4 Tanc d'emmagatzematge d'oxigen molecular

Segons la NTP 51¹⁹ sobre l'emmagatzematge de l'oxigen, caldrà que hi hagi una distància mínima de 7 metres entre qualsevol localització de blocs d'oxigen i materials combustibles o inflamables, llevat que es disposi entre tots dos una paret amb una resistència al foc com a mínim de ½ hora i una altura mínima de 1,5 metres. A més, la instal·lació s'haurà de netejar periòdicament sense utilitzar olis, greixos, materials oxidables o draps amb residus anteriors.

Per dissenyar els tancs d'oxigen s'ha utilitzat un tanc criogènic, és a dir, un tanc amb condicions d'alta pressió i baixa temperatura, degut a les seves característiques. De manera que l'oxigen s'emmagatzema com a gas líquid. Aquestes condicions permeten treballar amb l'oxigen més fàcilment i reduir el volum del tanc.

Els tancs criogènics s'utilitzen per emmagatzemar i transportar gasos líquids a temperatures sota zero. En aquest cas s'emmagatzemaran a 19,8 bars i -180 °C, per tant implica que les característiques de disseny d'aquest tipus de tancs siguin especials. Mitjançant el Reial Decret 1244/1979 del 4 d'abril es va aprovar el reglament d'aparells a pressió (BOE 29-5-1979) i instrucció tècnica complementària.

Els tancs d'emmagatzematge seran tancs verticals amb fons superior i inferior toriesfèric. La seva estructura està formada per dos recipients, un interior i un exterior, estant recobert aquest darrer d'un material aïllant, en aquest cas perlita. Això es fa per garantir que la temperatura d'emmagatzematge es mantingui pràcticament constant.

Per al recipient interior s'usarà acer inoxidable 316, i així mantenir les baixes temperatures, i un exterior d'acer al carboni, aïllats entre sí pel material aïllant de perlita, que manté les condicions de buit.

L'oxigen entra als 4 reactors del procés, per tant es fan els càlculs següents per conèixer els m³ que es necessitaran a la setmana:

$$0,96 \frac{kg}{s} \cdot \frac{1 m^3}{1141 kg} \cdot \frac{3600 s}{1 h} \cdot \frac{24 h}{1 dia} = 72,7 \frac{m^3}{dia}$$

$$72,7 \frac{m^3}{dia} \cdot \frac{7 dies}{1 setmana} = 508,9 \frac{m^3}{setmana}$$

L'oxigen estarà dividit en 3 tancs:

$$\frac{508,9 d'oxigen liquid}{3 tancs} = 169,63 m^3 \frac{d'oxigen}{tanc}$$

Com l'oxigen líquid té una densitat de 1141 kg/m³ es calcula l'autonomia del tanc, que en aquest cas els tres tancs tindran un volum de 70 m³, per conèixer quan vindran a reomplir els tancs a OXALIN, S.L.²⁰

$$1141 \frac{kg}{m^3} Oxigen Liquid * 0,85 * 70 m^3 = 67.889,5 kg d'oxigen$$

$$67889,5 kg * \frac{0,96 \frac{kg}{s}}{3600 s} = 19 hores$$

És a dir que els tancs d'oxigen tenen 19 hores aproximadament d'autonomia, és per això que hauran de venir a recarregar els tres tancs de 70 m³ cada dos dies.

No obstant això, el volum final es calcula a partir de les dimensions d'aquest. Es calcula el diàmetre i l'altura del tanc amb les següents relacions:

$$\frac{H}{D} = 1,75$$

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot D^2$$

Per tant:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{1,5 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 70}{1,5 \cdot \pi}} = 4 \text{ m} \quad ; \quad H = 1,75 \cdot 4 = 7 \text{ m}$$

Amb el càlcul del diàmetre i de l'alçada es calcula el volum del cilindre:

$$V_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot D^2 = \frac{\pi}{4} \cdot 7 \cdot 4^2 = 87,96 \text{ m}^3$$

De la temperatura de disseny s'escull els 20°C per sobre de la temperatura d'operació del tanc, però en aquest cas com la temperatura és negativa s'estableixen els 20°C per sota.

$$T = -160 - 20 = -180^\circ\text{C}$$

En el cas de l'oxigen, segons la normativa, la temperatura màxima és de 50°C i la mínima de -196°C.

Per dissenyar el tanc criogènic hem de tenir en compte que primer hem de fer el disseny del tanc interior i després el de l'exterior. Pel disseny del tanc interior s'escull el reforçament mitjançant pressió, on el recipient a pressió es sotmet a una pressió interna calculada i controlada.²¹

La pressió de reforçament necessària es calcula amb la següent equació:

$$Pr = 1,5 \cdot P \quad \text{on la } P \text{ és la pressió de disseny}$$

Per fer el càlcul d'aquesta pressió es pren com a mesura de seguretat una sobrepressió màxima del 10% sobre la màxima admissible del sistema, la qual és 18 bar. Per tant:

$$P = 1,10 \cdot 18 \text{ bar} = 19,8 \text{ bar}$$

$$Pr = 1,5 \cdot 19,8 = 29,7 \text{ bar}$$

Seguidament calculem l'espessor de la carcassa interior amb la següent equació⁸ d'acord amb la bibliografia:

$$t_{cil \text{ interior}} = \frac{P \cdot D \cdot Sf}{20 \cdot \sigma k \cdot z}$$

On:

D és el diàmetre exterior, és a dir, l'interior del tanc (mm)

Sf és el factor de seguretat a la pressió de disseny.

σ_k és l'esforç de disseny $\left(\frac{N}{mm^2}\right)$

z és el coeficient d'unió soldada

Els valors trobats a la bibliografia resolen l'equació trobant l'espessor mínim de la paret del cilindre interior:

$$t_{cil\ interior} = \frac{19,8 \cdot 3500 \cdot 1,5}{20 \cdot 410 \cdot 1} = 12,7\ mm$$

Per calcular el fons i la part superior del tanc ens fixem en el model Korbboegen (semi el·líptic), ja que és l'adequat per tancs d'alta pressió²⁰:

$$R = 0,8 \cdot D$$

$$r = 0,15 \cdot D$$

$$h_2 = 0,255 \cdot D - 0,635 \cdot t_{cil}$$

$$h_1 \geq 3 \cdot t_{cil}$$

$$H = h_1 + h_2$$

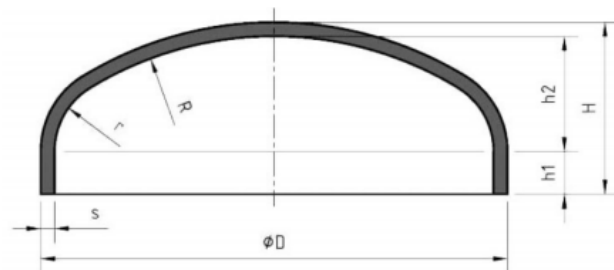


Figura 1. Fons toriesfèric Korbboegen.

Per tant, amb un diàmetre de 3.5 m i amb l'espessor de 12,7 mm, les mesures del fons queden així:

$$R = 0,8 \cdot 3500 = 2800\ mm$$

$$r = 0,15 \cdot 3500 = 525\ mm$$

$$h_2 = 0,255 \cdot D - 0,635 \cdot s = 0,255 \cdot 3500 - 0,635 \cdot 12,7 = 884,4\ mm$$

$$h_1 \geq 3 \cdot s = 3 \cdot 12,7 = 38,1\ mm$$

$$H = h_1 + h_2 = 38,1 + 884,4 = 922,5\ mm$$

Per calcular l'espessor mínim del capçal resollem la següent equació on segons la normativa DIN 28013 al codi ASME²⁰ s'indiquen els fons tipus Korbboegen:

$$t_{mínim} = \frac{P(N/mm^2) \cdot R(mm) \cdot M}{2 \cdot \sigma_k(N/mm^2) \cdot z - 0,2 \cdot P(N/mm^2)}$$

On M es calcula amb la taula 1:

$$L = 0,9 \cdot D = 0,9 \cdot 3500 = 3150\ mm$$

$$r = 0,085 \cdot L = 0,085 \cdot 3150 = 267,75\ mm$$

Per tant, com $L/r > 16 \cdot 2/3$ el factor M serà 1,61.

$$t_{mínim\ capçal} = \frac{P \cdot R \cdot M}{2 \cdot \sigma_k \cdot z - 0,2 \cdot P} = \frac{1,98 \cdot 1750 \cdot 1,61}{2 \cdot 410 \cdot 1 - 0,2 \cdot 1,98} = 6,8\ mm$$

Com l'espessor mínim requerit del capçal és menor que el de les parets, s'utilitzarà l'espessor del cos per la construcció dels fons. Es a dir que l'espessor que s'utilitza és de 12,7 mm.

A continuació es dissenya el tanc exterior amb un procediment semblant al de l'interior, no obstant, al no estar en contacte amb el fluid criogènic, s'utilitzarà el procediment general. La pressió de disseny interina correspon a la pressió màxima de servei del tanc, per tant la pressió és de 18 bars.

L'espessor mínim de les parets del recipient es calculen amb la següent equació:

$$t_{cos} = \frac{D_{ext} \cdot P}{20 \cdot \frac{K}{S} \cdot v + P}$$

Segons la normativa, el factor de seguretat per la pressió interna de la camisa exterior és de $S=1.1$, el factor d'unió soldada és de 0.7 i la resistència a la tracció de l'acer al carboni és de 360 N/mm^2 . Per tant, amb aquestes dades ja podem calcular l'espessor mínim de la camisa exterior:

$$t_{cos} = \frac{4000 \cdot 18}{20 \cdot \frac{360}{1,1} \cdot 0,7 + 18} = 15,65 \text{ mm}$$

Una vegada tenim l'espessor de la camisa exterior calculem el fons d'aquesta. Tornem a calcular-ho amb el model Korbogon.

$$R = 0,8 \cdot 4000 = 3200 \text{ mm}$$

$$r = 0,15 \cdot 4000 = 600 \text{ mm}$$

$$h_2 = 0,255 \cdot D - 0,635 \cdot s = 0,255 \cdot 4000 - 0,635 \cdot 15,65 = 1010 \text{ mm}$$

$$h_1 \geq 3 \cdot s = 3 \cdot 15,65 = 46,95 \text{ mm}$$

$$H = h_1 + h_2 = 46,95 + 1010 = 1057 \text{ mm}$$

Amb la mateixa equació del tanc interior calculem l'espessor mínim de l'exterior:

$$t_{mínim \text{ capçal}} = \frac{P \cdot R \cdot M}{2 \cdot \sigma_k \cdot z - 0,2 \cdot P} = \frac{1,8 \cdot 2000 \cdot 1,61}{2 \cdot 360 \cdot 1 - 0,2 \cdot 1,8} = 8 \text{ mm}$$

Com l'espessor mínim requerit pel fons és menor que el de les parets, s'utilitzarà l'espessor del cos per la construcció dels fons. Es a dir que l'espessor que s'utilitza és de 15,65 mm.

Tenint els valors de les variables tanc del tanc interior com de l'exterior, ja podem calcular el volum i el pes de l'equip:

$$V_{cil \text{ exterior}} = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot D^2 = \frac{\pi}{4} \cdot 7 \cdot 4^2 = 87,96 \text{ m}^3$$

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t_{cil} = 4000 + 2 \cdot 15,65 = 4,03 \text{ m}$$

Amb l'espessor del capçal de 8 mm i el diàmetre extern de 4,03 mm determinem el volum del capçal amb la calculadora del model Korbogen²¹:

$$V_{Korbogen} = 8,40 \text{ m}^3$$

$$V_{total} = 87,96 + 2 \cdot 8,40 = 104,76 \text{ m}^3$$

A partir d'aquests valors ja podem trobar el pes de l'equip, inicialment del cilindre i després del fons:

$$\begin{aligned} M_{cil} &= \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \cdot \rho_{material} = \frac{\pi}{4} \cdot 7 \cdot (4,03^2 - 4^2) \cdot 7850 \\ &= 10396,67 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M_{fons} &= 0,1 \cdot (D_{ext}^3 - D_{int}^3) \cdot \rho_{material} = 0,1 \cdot (4,03^3 - 4^3) \cdot 7850 \\ &= 1138,9 \text{ kg} \end{aligned}$$

Una vegada calculat la massa del cilindre i del fons toricsfèric ja podem calcular el pes de l'equip:

$$M_{equip} = M_{cil} + 2 \cdot M_{fons} = 10396,67 + 2 \cdot 1138,9 = 12674,47 \text{ kg}$$

Fem el mateix procediment per calcular el volum i el pes del tanc interior:

$$V_{cil \text{ interior}} = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot D^2 = \frac{\pi}{4} \cdot 6 \cdot 3,5^2 = 57,72 \text{ m}^3$$

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t_{cil} = 3500 + 2 \cdot 12,7 = 3,525 \text{ m}$$

Amb l'espessor del capçal de 6.8 mm i el diàmetre extern de 3.525 mm determinem el volum del capçal amb la calculadora del model Korbogen²¹:

$$V_{Korbogen} = 5619,7 \text{ L} = 5,62 \text{ m}^3$$

$$V_{total} = 57,72 + 2 \cdot 5,62 = 68,96 \text{ m}^3$$

A partir d'aquests valors ja podem trobar el pes de l'equip, inicialment del cilindre i després del fons:

$$\begin{aligned} M_{cil} &= \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \cdot \rho_{material} = \frac{\pi}{4} \cdot 6 \cdot (3,525^2 - 3,5^2) \cdot 8000 \\ &= 6620,9 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M_{fons} &= 0,1 \cdot (D_{ext}^3 - D_{int}^3) \cdot \rho_{material} = 0,1 \cdot (3,525^3 - 3,5^3) \cdot 8000 \\ &= 740,26 \text{ kg} \end{aligned}$$

Una vegada calculat la massa del cilindre i del fons toricsfèric ja podem calcular el pes de l'equip:

$$M_{equip} = M_{cil} + 2 \cdot M_{fons} = 6620,9 + 2 \cdot 740,26 = 8101,42 \text{ kg}$$

Seguidament podem calcular el pes de l'equip total, és a dir, els dos tancs en pes buit:

$$Pes\ equip\ buit = 12674,47 + 8101,42 = 20782,89\ kg$$

Per últim, amb el volum del fluid calculat a l'inici i la seva densitat calculem el pes total del tanc criogènic:

$$Mop = Pes\ buit + Vfluid \cdot \rho fluid = 20782,89 + (71,921 \cdot 1,429) = 20885,66\ kg$$

DISSENY TANC EMMAGATZEMATGE DE L'OXIGEN			
Material			
Tipus tanc interior		Acer inoxidable 316	
Tipus tanc exterior		Acer al carboni	
Densitat tanc exterior		7850 kg/m ³	
Densitat tanc interior		8000 kg/m ³	
Factor M		1,61	
Volum requerit			
Nombre de tancs		3	
Volum necessari		62 m ³	
Volum final		70 m ³	
Dimensions del cos cilíndric interior		Dimensions del cos cilíndric exterior	
Relació H/D	1,75	Relació H/D	1,75
Alçada	6,5 m	Alçada	7 m
Diàmetre intern	3,5 m	Diàmetre intern	4 m
Diàmetre extern	3,525 m	Diàmetre extern	4,034 m
Radi intern	1,75 m	Radi intern	2 m
Radi extern	1,762 m	Radi extern	2,017 m
Espessor	12,7 mm	Espessor	15,65 mm
Dimensions fons Klopper intern		Dimensions fons Klopper extern	
Alçada del fons	922,5 mm	Alçada del fons	1057 mm

Radi curvatura	525 mm	<i>Radi curvatura</i>	600 mm
Diàmetre de la tapa	3,5 m	<i>Diàmetre de la tapa</i>	4 m
Volum del fons	5,565 m ³	<i>Volum del fons</i>	8,3 m ³
Espessor	12,7 mm	<i>Espessor</i>	15,65 mm
Volum de l'equip interior		<i>Volum de l'equip interior</i>	
Volum del capçal	5,62 m ³	Volum del capçal	8,4 m ³
Volum del cilindre	57,72 m ³	Volum del cilindre	87,96 m ³
Volum de l'equip	68,96 m ³	Volum de l'equip	104,76 m ³
Pes de l'equip			
Pes equip		20782,89 kg	
Pes d'operació		20885,66 kg	
Distància entre instal·lacions			
Distància entre tancs		2 m	
Distància entre la paret del tanc i la cubeta		1 m	

11.3.5. Tanc d'emmagatzematge d'hidròxid de sodi

La solució d'hidròxid de sodi, també anomenat sosa càustica, és la que es necessita per introduir al tanc de neutralització per neutralitzar l'àcid nítric i sulfúric. La dissolució s'haurà d'emmagatzemar a una temperatura entre els 15 i 25 °C.

El primer que cal realitzar és el càlcul de la quantitat d'hidròxid de sodi que es necessitarà durant una setmana. Per la reacció de neutralització es necessitarà un total de 0,0202 kg/s d'hidròxid de sodi. Es treballa en solució al 50%. Per tant:

$$0,0404 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \text{NaOH} \cdot \frac{1\text{m}^3}{1520\text{kg}} \cdot \frac{3600\text{s}}{1\text{h}} \cdot \frac{24\text{h}}{1\text{dia}} = 2,3 \frac{\text{m}^3}{\text{dia}} \text{NaOH}$$

$$\text{Volum NaOH} = 2,3 \frac{\text{m}^3}{\text{dia}} \cdot \frac{7\text{dies}}{1\text{setmana}} = 16,1 \frac{\text{m}^3}{\text{setmana}}$$

S'emmagatzemarà en un únic tanc del següent volum sobredimensionat:

$$\text{Volum sobredimensionat} = 1,2 \cdot 16,1 = 19,32 \text{ m}^3 \text{ NaOH}$$

Es calcula el temps de residència:

$$\tau = \frac{V}{Q} = \frac{19,32 \text{ m}^3}{2,3 \text{ m}^3/\text{dia}} = 8,4 \text{ dies} = 201,6 \text{ hores}$$

Amb la relació de l'altura i el diàmetre i l'equació del volum del cilindre es calcula el diàmetre i l'altura del tanc d'hidròxid de sodi.

$$\frac{H}{D} = 1,5$$

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot D^2$$

Per tant:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{1,5 \cdot \pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 19,32}{1,5 \cdot \pi}} = 2,54 \text{ m} \quad ; \quad H = 1,5 \cdot 2,54 = 3,81 \text{ m}$$

$$\Delta P = \rho \cdot H \cdot g = 1.273,9 \cdot 3,81 \cdot 9,8 = 47.564,8 \text{ kg/ms}^2 = 0,47 \text{ atm}$$

$$P = 1,15 \cdot (Pop + \Delta P) = 1,15 \cdot (1 + 0,47) = 1,7 \text{ atm}$$

$$T = 20 \text{ }^\circ\text{C}$$

Per calcular l'espessor del cos cilíndric:

$$td = \frac{4,9 \cdot 2,54 \cdot (3,81 - 0,3) \cdot 2,13}{155 \cdot 0,8} + 2 = 2,75 \text{ mm}$$

$$tt = \frac{4,9 \cdot 2,54 \cdot (3,81 - 0,3)}{117 \cdot 0,8} + 2 = 2,46 \text{ mm}$$

Com el diàmetre nominal és menor que 15 m, l'espessor mínim és de 5 mm, per tant li sumem a l'espessor calculat aquest mínim.

$$td = 2,75 + 5 = 7,75 \text{ mm}$$

$$td \text{ sobredimensionat} = 1,5 \cdot 7,75 = 11,625 \text{ mm}$$

Es calculen també les variables dels capçals i fons toriesfèrics amb l'ajuda de la calculadora Kloppe:

$$Dext = 2.540 + 2 \cdot 11,625 = 2.563,25 \text{ mm} \quad i \quad Radi = 1.281,625 \text{ mm}$$

$$t_{cap} = \frac{24,98 \text{ psi} \cdot 50,46 \text{ polzades}}{2 \cdot 84.121,9 \cdot 0,8 - 0,2 \cdot 24,98 \text{ psi}} + 3 + 2 = 5 \text{ mm}$$

$$t_{cap} \text{ sobredimensionat} = 1,5 \cdot 5 = 7,5 \text{ mm}$$

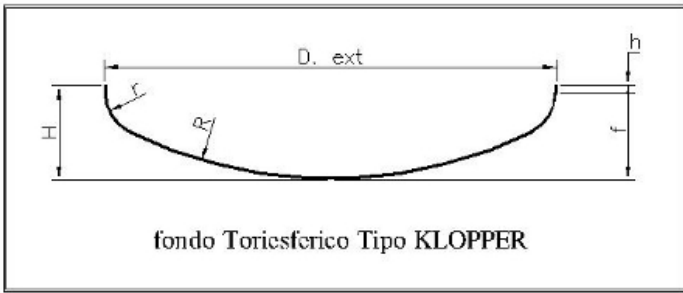
Calculadora de fondos KLOPPER		
Diametro exterior (mm)	2162.572	
Espesor (mm)	7.5	
 <p>fondo Toricsférico Tipo KLOPPER</p>		
Diametro disco (mm)	2446	<input type="button" value="Calcular"/>
R (mm)	2162.572	
r (mm)	216.2572	
h (mm) >=	26.25	
f (mm)	415	
H (mm)	449	
V (sin h) (litros)	990.5	
Peso (h mínima) (kg)	282	
HORFASA no se responsabiliza de la precision de estas medidas.		

Figura 2. Variables dels fons Klopper.

Es calcula, per tant, el volum de l'equip sencer:

$$V_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot D^2 = \frac{\pi}{4} \cdot 3,81 \cdot 2,54^2 = 19,30 \text{ m}^3$$

$$V_{capçal} = 990,5 \text{ L}$$

$$V_{equip} = 19,30 + 2 \cdot 0,9905 = 21,28 \text{ m}^3$$

Seguidament, es calcula la massa d'operació:

$$M_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot 3,81 \cdot (2,56^2 - 2,54^2) \cdot 8.000 = 2.441,77 \text{ kg}$$

$$M_{cap} = 0,1 \cdot (2,56^3 - 2,54^3) \cdot 8.000 = 312,12 \text{ kg}$$

$$M_{equip} = 2.441,77 + 2 \cdot 312,12 = 3.066 \text{ kg}$$

$$M_{operació} = 3.066 + (19,32 \cdot 1.273,9) = 27.677,76 \text{ kg}$$

És important també calcular la distància entre els tancs i les dimensions de la cubeta de retenció:

$$\text{Distància entre tancs} = \frac{D_{ext}}{2} = \frac{2.563,25 \text{ mm}}{2} = 1.281,625 \text{ mm} = 1,28 \text{ m}$$

Distància entre paret del tanc i cubeta = 1 m

$$\text{Àrea ocupada} = \frac{\pi}{4} \cdot 1 \cdot 2,56^2 = 2 \text{ m}^2$$

$$\text{Longitud de la cubeta} = \frac{1}{2} \cdot 2,56 + \left(\frac{1}{2} - 1\right) \cdot 1,28 + 2 \cdot 1 = 2,64 \text{ m}$$

$$\text{Amplada de la cubeta} = 2 \cdot 2,56 + 2 \cdot 1 + 1,28 = 8,4 \text{ m}$$

$$\text{Àrea lliure} = (2,64 \cdot 8,4) - 2 = 20,16 \text{ m}^2$$

$$\text{Alçada} = \frac{V_{\text{tanc}}}{\text{Àrea lliure}} = \frac{19,32}{20,16} = 0,96 \text{ m}$$

$$\text{Volum de la cubeta} = 2,64 \cdot 8,4 \cdot 0,96 = 21,25 \text{ m}^3$$

11.4. Disseny dels mescladors

El procés que és objecte de disseny compta amb un total de tres tancs mescladors a l'upstream i, el disseny dels quals s'aborda a continuació, i de dos al downstream, el disseny dels quals s'exposa a posteriori.

11.4.1. Consideracions de disseny

És part necessària pel processament dels reactius la presència de mescladors de matèria al principi del procés industrial. Es disposen tres tancs mescladors, els quals es dissenyen partint de tancs d'emmagatzematge estàndard amb agitació mecànica, es trobaran tres equips en sèrie per l'entrada dels reactius i sortida dels reactius de forma homogènia.

El primer mesclador compta amb les entrades de l'etilenglicol i l'àcid nítric al 70%. El segon compta amb les entrades del primer mesclador i una entrada d'àcid sulfúric al 98%. Per últim, el tercer mesclador compta amb l'entrada del corrent de sortida del segon mesclador i una recirculació procedent dels condensats de la primera sèrie d'evaporadors i de la fase líquida de la primera centrífuga. La sortida d'aquest mesclador es dirigeix a l'àrea de reacció.

Aquests mescladors es consideren com a tancs cilíndrics amb tapa i fons fixes, els quals seguiran un disseny guiat per la normativa ASME, per tal d'evitar fuites dels compostos al medi, averies al procés i causar accidents. Els accessoris que s'implementaran al disseny de cadascun dels mescladors són els següents:

- Boca d'home: una obertura important a l'equip per tal de facilitar les tasques de manteniment als operaris dins dels mescladors en cas d'averia.

- Entrades i sortides: les obertures principals dels mescladors, on s'introduiran els reactius per separat i en sortiran en conjunt i mesclats per una mateixa canonada.
- Control de nivell: aquests equips tenen la necessitat de mantenir un nivell adequat, útil tant en la posta en marxa com en el funcionament de l'equip, ja que pot informar d'errors o averies en el propi funcionament.
- Venteig: aquest accessori permet alliberar les sobrepressions que es puguin generar a l'interior del mesclador.

El disseny dels equips es fa a partir d'un temps de residència fixat. Aquest temps de residència s'estableix fent un escalat a la mida del nostre procés. El temps de residència escollit és d'entorn a mitja hora (1800 segons) aproximadament, per tal de garantir una homogeneïtat en la mescla de més del 95%²².

A partir d'aquesta dada es fa un primer disseny dels tres mescladors, partint de cabals volumètrics ja caracteritzats. Amb un primer disseny del volum i les mides del tanc, tapa, fons i agitador, es realitza una iteració per trobar les característiques constructives dels equips amb el volum sobredimensionat com a variable fixada.

11.4.1.1. Normativa ASME-Secció VIII

La normativa ASME (de la Societat Americana d'Enginyers Mecànics) s'utilitza quan es treballa amb tancs i emmagatzematge de sòlids o líquids volàtils a pressió, sense tenir en compte la refrigeració del sistema. El principal objectiu d'aquesta normativa és, a través dels requisits continguts en les diferents seccions, facilitar la construcció de tancs verticals, horitzontals o esfèrics, de fabricació soldada, assegurant que es compleixen les normes de seguretat requerides.

L'abast d'aquesta norma inclou els tancs en els quals s'emmagatzemen fluids líquids i són dissenyats per suportar una operació a pressió d'operació superior a l'atmosfèrica.

Aquesta normativa fixa un gruix mínim en les parets dels equips a partir de la pressió de disseny, longitud nominal (radi o diàmetre), la tensió màxima admissible del material i un factor adimensional de soldadura. El valor de la pressió de disseny és de 6,75 atmosferes pel primer mesclador, la tensió màxima admissible de l'acer 316L és de 580 N/mm² i s'estableix un factor de soldadura de 0,8.

11.4.1.2. Gruix de la virola

Per calcular el gruix de la paret cilíndrica es fa servir la següent equació:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P}$$

On:

t = espessor de la planxa d'acer (in.)

P = pressió de disseny (psi)

R = radi del tanc mesclador (in.)

S = tensió màxima de l'acer 316L (psi)

E = factor de soldadura

$$t = \frac{89,6 \cdot 39,17}{84121,9 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 89,6} = 0,052 \text{ in.} = 1,32 \text{ mm}$$

A aquest valor del gruix de paret s'han d'afegir valors de seguretat. El primer és la corrosió admissible del material, en aquest cas s'ha determinat que és de 0,1 mm/any, com que el període de funcionament de la fàbrica és de 20 anys, s'estableix una corrosió admissible de 2 mm. A continuació, s'afegeix un gruix per defectes de construcció com un 10% del gruix calculat. Finalment, es fa un sobredimensionament del 50% en els gruixos dels equips.

Per tant, el gruix final del cilindre és:

$$1,32 + 2 + 0,332 = 3,65 \text{ mm} \rightarrow 50\% \rightarrow 5,48 \text{ mm}$$

S'han pres els valors de disseny de l'últim mesclador en aquests exemples, el que presenta valors més grans en el disseny constructiu.

11.4.1.3. Gruix del capçal Klopper

Per calcular el gruix del capçal del tanc mesclador es fa servir la següent equació:

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P}$$

On:

D = diàmetre del tanc mesclador (in.)

$$t = \frac{89,6 \cdot 78,34}{2 \cdot 84121,9 \cdot 0,8 - 0,2 \cdot 89,6} = 0,052 \text{ in.} = 1,32 \text{ mm}$$

S'han d'afegir els factors de seguretat al gruix calculat, i, en el cas dels capçals i els fons dels tanc mescladors s'hi afegeix un factor extra del 10% del gruix calculat per a les parts corbes de l'equip (capçal i fons).

Per tant, el gruix del capçal és:

$$1,32 + 2 + 0,332 + 0,332 = 3,98 \text{ mm} \rightarrow 50\% \rightarrow 5,98 \text{ mm}$$

S'han pres els valors de disseny de l'últim mesclador en aquests exemples, el que presenta valors més grans en el disseny constructiu.

11.4.1.4. Gruix del fons Kloppe

Per al fons del tanc mesclador el gruix es calcula amb la següent fórmula:

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot D}{S \cdot E - 0,1 \cdot P}$$

$$t = \frac{0,885 \cdot 89,6 \cdot 78,35}{84121,9 \cdot 0,8 - 0,1 \cdot 89,6} = 0,092 \text{ in.} = 2,34 \text{ mm}$$

Amb els factors de seguretat i el sobredimensionament del gruix, es determina:

$$2,34 + 2 + 0,434 + 0,434 = 5,21 \text{ mm} \rightarrow 50\% \rightarrow 7,81 \text{ mm}$$

S'han pres els valors de disseny de l'últim mesclador en aquests exemples, el que presenta valors més grans en el disseny constructiu.

A continuació es recullen en una taula els gruixos dels tancs mescladors.

Taula 26. Espessors dels mescladors segons normativa ASME.

	Mesclador 1	Mesclador 2	Mesclador 3
Gruix de la virola	4,68 mm	4,60 mm	5,48 mm
Gruix del capçal	5,11 mm	5,02 mm	5,98 mm
Gruix del fons	6,30 mm	6,16 mm	7,81 mm

11.4.1.5. Acer inoxidable 316L

Cal tenir en compte que en aquesta apart del procés es treballarà amb àcids forts d'elevada concentració, per tant cal utilitzar materials anticorrosius pel disseny dels equips. El material que es tria pel disseny d'aquests tres mescladors és un derivat de l'acer inoxidable 316, el 316L.

L'acer inoxidable 316 és un acer inoxidable austenític de crom-níquel que conté entre 2% i 3% de molibdè. El contingut de molibdè augmenta la resistència a la corrosió, millora la resistència a les picades en solucions d'ions i augmenta la resistència a altes temperatures. Els acers inoxidables Tipus 316 i 316L proporcionen millor resistència a la corrosió que el tipus 304. Proporcionen excel·lent resistència mecànica i bona resistència a la majoria dels químics implicats en les indústries químiques.

Adicionalment, és particularment efectiu en ambients àcids i serveix per protegir contra la corrosió causada pels àcids sulfúric, clorhídric, acètic, fòrmic i tartàric, així com els sulfats àcids i els clorurs alcalins.

Conegut com a grau marí, el grau 316 posseeix moltes variants. Les més comunes reben les lletres L, F, N i H; cadascuna és lleugerament diferent i s'utilitzen per a diferents propòsits. En aquesta ocasió, la designació "L" vol dir que l'acer 316L posseeix menys carboni que el 316. El fet de tenir menys concentració de carboni li proporciona una major resistència a l'oxidació i a la corrosió enfront de compostos agressius amb el medi de contenció.

Aquest tipus d'acer presenta un a densitat de 8000 kg/m^3 i un mòdul elàstic de 200 GPa, amés de presentar una tensió màxima de 580 N/mm^2 i una conductivitat tèrmica de $15 \text{ W/m}\cdot\text{K}$ a temperatura ambient i pressió atmosfèrica²³.

11.4.1.6. Equips Klopper

El tipus de tancs agitats que es dissenyen és a partir dels models Klopper de fons toriesfèrics. Aquests models disposen de diferents geometries pels fons i una única per la tapa del tanc. El tipus de fons que s'ha escollit per fer el disseny correspon a la referència DIN-28011. Aquest models estan estandarditzats per adaptar-se a qualsevol necessitat de disseny²¹.

Aquests tipus de capçal i fons ens proporcionen un volum extra necessari pel disseny dels mescladors, els quals ajuden a obtenir un sobredimensionament del volum d'operació.

11.4.1.7. Agitació

Aquest és l'element principal en aquest procés unitari ja que assegura la mescla dels components líquids que entren al tanc. S'escull per a tots els mescladors una agitació amb agitadors de 6 pales planes i sense bafles.



Figura 16. Agitador de pales planes.

11.4.2. Mesclador 1 (M-201)

En primer lloc cal identificar els corrents d'entrada i sortida del sistema i realitzar un balanç de matèria i energia al mesclador. En aquest sistema no es considera cap tipus de reacció química ni acumulació al sistema.

En quant al balanç d'energia, aquest es realitza tenint en compte que el calor de dissolució de les espècies que intervenen és nul. També cal tenir en compte que aquest equip treballa amb les condicions dels corrents de sortida.

11.4.2.1. Balanç de matèria

Essent l'alimentació d'etilenglicol i la d'àcid nítric els corrents que alimenten el dit mesclador, s'estableix el següent balanç de matèria:

$$E = S$$

$$m_1 + m_2 = m_3$$

On:

m = cabal màssic (kg/s)

$$0,688 + 0,522 = 1,210 \text{ kg/s}$$

11.4.2.2. Balanç d'energia

De la mateixa manera que es realitza el balanç de matèria, el balanç d'energia té en compte els mateixos corrents de referència. Per tant, podem escriure el següent balanç:

$$E = S$$

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + \Delta H_{diss.}$$

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$(m_1 \cdot Cp_1 + m_2 \cdot Cp_2) \cdot (Tf - Ti) = (m_1 \cdot Cp_1 + m_2 \cdot Cp_2) \cdot (Tf - Ti)$$

On:

Q = cabal de calor (kJ)

m = cabal màssic (kg/s)

Cp = calor específic (kJ/kg·K)

ΔT = increment de temperatura (K)

$$\begin{aligned} & (0,522 \cdot 1,744 + 0,688 \cdot 1,417) \cdot (Tf - 293) \\ & = (0,522 \cdot 1,744 + 0,688 \cdot 1,417) \cdot (Tf - 293) \end{aligned}$$

Per tant, la temperatura de sortida del líquid és de 20°C.

11.4.2.3. Disseny constructiu

En quant al disseny dels mescladors, cal esmentar que es segueix el mateix procediment de disseny de l'equip en tots els casos. Els passos que es segueixen són els següents:

- Primerament, amb la tau bibliogràfica es realitza una primera aproximació al volum necessari del mesclador pel cabal volumètric d'operació:

$$\tau = \frac{V}{Q}$$

On:

τ = temps de residència (s)

V = volum (m³)

Q = cabal volumètric (m³/s)

$$V = \tau \cdot Q = 1800 \cdot 1,02 \cdot 10^{-3} = 1,836 \text{ m}^3$$

- A continuació, a partir d'aquest volum es realitza un sobredimensionament del 15% i es calcula el temps de residència real:

$$V_{sobred.} = V \cdot 1,15 = 1,836 \cdot 1,15 = 2,11 \text{ m}^3 \sim 2 \text{ m}^3$$

- A partir del volum necessari del mesclador, es fan iteracions per trobar les dimensions del cilindre, la tapa i el fons Klopper, a partir dels volums de cada part per separat:

11.4.2.3.1. Dimensions del cos cilíndric

Es fa servir una relació entre l'alçada del cos (h) i el diàmetre sense gruix (Di) igual a h/D=1,5 pels càlculs:

$$D_i = \frac{\sqrt[3]{4 \cdot V_{cil.}}}{\pi \cdot 1,5} = \frac{\sqrt[3]{4 \cdot 1,77}}{\pi \cdot 1,5} = 1,14 \text{ m}$$

$$h = D \cdot 1,15 = 1,14 \text{ m} \cdot 1,15 = 1,72 \text{ m}$$

11.4.2.3.2. Dimensions del capçal

El capçal consta de tres paràmetres variables en el seu disseny:

$$R = De = D_i + e = 1,14 + 0,0051 = 1,145 \text{ m}$$

$$H = 0,134 \cdot De = 0,134 \cdot 1,145 = 0,15 \text{ m}$$

$$D_d = 1,04 \cdot De + 2 \cdot h_1 = 1,04 \cdot 1,145 + 2 \cdot 0,018 = 1,23 \text{ m}$$

On:

R = radi de curvatura (m)

H = alçada de la tapa sense gruix (m)

Dd = diàmetre de la tapa (m)

Una vegada s'han determinat aquests paràmetres es pot fer un càlcul del volum que conté el capçal del mesclador:

$$V_{capçal} = 0,054 \cdot De^3 = 0,054 \cdot 1,145^3 = 0,081 \text{ m}^3$$

11.4.2.3.2. Dimensions del fons

El fons del tanc mesclador depèn de sis paràmetres de disseny:

$$R = De = Di + e = 1,14 + 0,0063 = 1,146 \text{ m}$$

$$r = \frac{R}{10} = \frac{1,146}{10} = 0,115 \text{ m}$$

$$h_1 = 3,5 \cdot e = 3,5 \cdot 0,0063 = 0,022 \text{ m}$$

$$h_2 = 0,1935 \cdot De - 0,455 \cdot e = 0,1935 \cdot 1,146 - 0,455 \cdot 0,0063 = 0,22 \text{ m}$$

$$H = h_1 + h_2 + e = 0,022 + 0,22 + 0,0063 = 0,248 \text{ m}$$

$$Dd = 1,11 \cdot De + 1,85 \cdot h_1 = 1,11 \cdot 1,146 + 1,85 \cdot 0,022 = 1,31 \text{ m}$$

On:

R = radi de curvatura (m)

r = radi de curvatura de la vora (m)

h₁ = distància de la junta (m)

h₂ = distància de la junta al fons sense gruix (m)

H = alçada del fons amb gruix (m)

Dd = diàmetre del fons (m)

Una vegada s'han determinat aquests paràmetres es pot fer un càlcul del volum que conté el fons del mesclador:

$$V_{fons} = 0,1 \cdot Di^3 = 0,1 \cdot 1,14^3 = 0,15 \text{ m}^3$$

11.4.2.4. Disseny de l'agitador

Es realitza el disseny de l'agitador que s'incorporarà als tanc mescladors i es calculen els paràmetres de la mescla:

Els paràmetres constructius de l'agitador depenen de les mesures del tanc, no obstant això, el càlcul del nombre de Reynolds i la potència de l'agitador depenen del

medi de treball. Primer es fa el càlcul dels requeriments físics de l'agitador, segons correlacions estàndards que tenen per objectiu l'excel·lència operacional:

$$Da = E = \frac{Di}{3} = \frac{1,14}{3} = 0,382 \text{ m}$$

$$J = \frac{Di}{12} = \frac{1,14}{12} = 0,0954 \text{ m}$$

$$W = \frac{Di}{5} = \frac{1,14}{5} = 0,0763 \text{ m}$$

$$f = 0,1 \cdot Di = 0,114 \text{ m}$$

$$L = \frac{Da}{4} = \frac{0,382}{4} = 0,0954 \text{ m}$$

$$Ha = H + W - E = 2,11 + 0,0763 - 0,382 = 1,8 \text{ m}$$

On:

Da = diàmetre de la turbina de l'agitador (m)

E = distància al fons del tanc (m)

J = amplada del deflector (m)

W = amplada de les pales (m)

f = espai entre els deflectors i les parets del tanc (m)

L = alçada de les pales (m)

Ha = alçada de l'agitador (m)

Per realitzar el disseny de la potència de l'agitador i del número de Reynolds, primerament s'ha de calcular la velocitat angular que necessita aquest agitador. Això s'obté de la següent equació:

$$\left(\frac{N \cdot Da^2 \cdot \mu}{\sigma \cdot Di} \right) \cdot \left(\frac{\rho \cdot \sigma^3}{g \cdot \mu^4} \right)^{0,25} = 2 \cdot \left(\frac{H}{Di} \right)^{0,5}$$

On:

N = velocitat angular de l'agitador (rps)

ρ = densitat de la mescla (kg/m^3)

μ = viscositat de la mescla ($\text{Pa}\cdot\text{s}$)

σ = constant entre 0,2 i 0,7 (es pren un valor de 0,2 per tots els casos)

g = gravetat estàndard (m/s^2)

$$\left(\frac{N \cdot 0,382^2 \cdot 0,0095}{0,2 \cdot 1,14} \right) \cdot \left(\frac{1179 \cdot 0,2^2}{9,8 \cdot 0,0095^4} \right)^{0,25} = 2 \cdot \left(\frac{2,14}{1,14} \right)^{0,5}$$

Si s'aïlla el paràmetre N es troba que pren un valor de 4,29 rps, és a dir 257 rpm.

$$Re = \frac{N \cdot Da^2 \cdot \rho}{\mu} = \frac{4,29 \cdot 0,382^2 \cdot 1179}{0,0095} = 79647$$

On:

Re = nombre de Reynolds

Es troba que el Reynolds d'agitació és superior a 10.000, per tant, ens trobem dins el règim turbulent que assegura una bona interacció molecular i una bona mescla dels components.

La relació entre la potència de l'equip i el seu volum ha de prendre valors entre 1 i 1,5 kW/m^3 per assegurar una bona mescla entre líquids, és en funció d'un paràmetre que depèn del tipus de pales per l'agitador que s'escull, el nombre de potència. En el règim que es treballa del número de Reynolds, les pales planes tenen un nombre de potència de 4, llavors:

$$P = Np \cdot (N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho) = 4 \cdot (4,29^2 \cdot 0,382^5 \cdot 1179) = 3094 \text{ W}$$

On:

P = potència de l'agitador (W)

En aquest cas es dissenya l'agitador amb pales inclinades, ja que s'obté la següent relació entre potència i volum:

$$\frac{P}{V} = \frac{3,094}{2} = 1,547 \text{ kW}/m^3$$

Aquest valor indica que la potència és adient per tenir una bona mescla entre líquids al mesclador.

11.4.2.5. Dissenys de seguretat

Per últim, es realitzen diferents càlculs de seguretat:

En primer lloc, el pes del tanc es calcula seguint les següents fórmules, on es calcula el pes del cos cilíndric i del capçal i el fons per separat:

$$M_{cil.} = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot (De^2 - Di^2) \cdot \rho$$

On:

H = alçada del cilindre (m)

De = diàmetre exterior (m)

Di = diàmetre interior (m)

ρ = densitat de l'acer 316L (kg/m³)

$$M_{cil.} = \frac{\pi}{4} \cdot 1,72 \cdot (1,1489^2 - 1,1447^2) \cdot 8000 = 104 \text{ kg}$$

A continuació es calcula el pes del capçal i el fons Kloppe amb la següent fórmula:

$$M = 0,1 \cdot (De^3 - Di^3) \cdot \rho$$

$$M_{tapa} = 0,1 \cdot (1,2312^3 - 1,1447^3) \cdot 8000 = 293 \text{ kg}$$

$$M_{fons} = 0,1 \cdot (1,3089^3 - 1,1447^3) \cdot 8000 = 594 \text{ kg}$$

Per tant, el pes total del tanc és:

$$M_{total} = 104 + 293 + 594 = 991 \text{ kg}$$

La resistència mínima del terreny per poder suportar aquests equips es calcula amb la següent fórmula:

$$\tau = \frac{M_{op.}}{A} = \frac{M_{total} + M_{diss.}}{\pi \cdot r^2}$$

$$\tau = \frac{15735}{\pi \cdot 1^2 \cdot \frac{10000 \text{ cm}^2}{1 \text{ m}^2}} = 0,5 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

Per fer aquest càlcul s'utilitzen les dades del tercer mesclador que és el més gran i pesat, per tant el que limita el valor de la resistència mínima del sòl.

La cubeta de retenció per tots tres mescladors es calcula amb les següents equacions:

$$L = 2 \cdot d_1 + (N - 1) \cdot d_2 + d_{tanc}$$

$$L = 2 \cdot 1 + (3 - 1) \cdot 2 + (2 \cdot 1,15 + 2) = 10,3 \text{ m}$$

$$A = 2 \cdot d_1 + d_{tanc}$$

$$A = 2 \cdot 1 + 2 = 4 \text{ m}$$

El volum disponible, si es pren una alçada de la cubeta de 1 metre és:

$$V = 10,3 \cdot 4 \cdot 1 = 41,2 \text{ m}^3$$

Per tant, el volum de la cubeta és:

$$V_{cubeta} = V - V_{tanques} = 41,2 - (2 \cdot 2 + 10,5) = 26,7 \text{ m}^3$$

La cubeta de retenció és capaç de resistir la fuga del volum operatiu dels tres tancs.

A partir d'aquí, es realitza un canvi en el volum que ocupa el líquid dins el tanc mesclador, degut a que sobrepassa un 80% del volum ocupat i pot resultar perillós.

Com es desitja mantenir el disseny constructiu igual, aquest canvi farà que el temps de residència dins el tanc es vegi afectat.

$$\frac{V}{2 \text{ m}^3} \cdot 100 = 80\% \rightarrow V = 1,6 \text{ m}^3$$

Per tant:

$$\tau = \frac{1,6 \text{ m}^3}{1,02 \cdot 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}} = 1568 \text{ s}$$

Aquest temps de residència continua sent molt pròxim a mitja hora de temps de residència (26 minuts), per tant es pot afirmar que la homogeneïtat s'aconseguirà pràcticament total.

A continuació es presenta el disseny constructiu del primer mesclador, que es caracteritza a la següent taula:

Taula 28. Característiques constructives del mesclador M-201.

Disseny Mesclador 1			
MATERIAL		DIMENSIONS COS CILÍNDRIC	
Densitat	8000 kg/m ³	Relació alçada/diàmetre	1,5
Mòdul elàstic	200 Gpa	Alçada	1,72 m
Tensió màxima	580 N/mm ²	Diàmetre intern	1,14 m
Corrosió admissible	0,1 mm/any	Diàmetre extern	1,15 m
Conductivitat tèrmica	15 W/m·K	Volum	1,77 m ³
Densitat mescla	1211,5 kg/m ³	Radi intern	0,57 m
Viscositat mescla	0,0095 Pa·s	Radi extern	0,575 m
CONDICIONS		Espessor	0,0047 m
Temperatura	20 °C	DIMENSIONS TAPA KLOPPER	
Pressió	6,75 atm	Alçada sense gruix	0,15 m
VOLUM REQUERIT		Alçada amb gruix	0,155 m
Temps de residència	1568 s	Radi curvatura	1,15 m
Volum necessari	1,6 m ³	Diàmetre de la tapa	1,23 m
Sobredimensionament	15%	Volum	0,082 m ³
Volum final	2 m ³	Espessor	0,0051 m
DIMENSIONS TOTALS		DIMENSIONS FONS KLOPPER	
Alçada	2,11 m	Alçada sense gruix	0,242 m
Diàmetre intern	1,14 m	Alçada amb gruix	0,248 m
Diàmetre extern	1,15 m	Radi curvatura	1,15 m
Volum	2 m ³	Radi curvatura menor	0,115 m
Pes total buit	991,3 kg	Diàmetre del fons	1,31 m
Pes líquid	1938,4 kg	Volum	0,15 m ³
Pes total operatiu	2929,7 kg	Espessor	0,0063 m
AGITACIÓ			
Tipus	agitador de pales planes		
Velocitat	257 rpm		
Diàmetre agitador	0,382 m		
Distància al fons	0,382 m		
Amplada de pales	0,0765 m		
Alçada de pales	0,0956 m		
Alçada agitador	1,81 m		
Potència necessària	3,1 kW		

11.4.3. Mesclador 2 (M-202)

Seguint el mateix procediment de disseny s'arriba a les següents dades de disseny:

Taula 29. Característiques constructives del mesclador M-202.

Disseny Mesclador 2			
MATERIAL		DIMENSIONS COS CILÍNDRIC	
Densitat	8000 kg/m ³	Relació alçada/diàmetre	1,5
Mòdul elàstic	200 Gpa	Alçada	1,72 m
Tensió màxima	580 N/mm ²	Diàmetre intern	1,14 m
Corrosió admissible	0,1 mm/any	Diàmetre extern	1,15 m
Conductivitat tèrmica	15 W/m·K	Volum	1,77 m ³
Densitat mescla	1253,2 kg/m ³	Radi intern	0,57 m
Viscositat mescla	0,011 Pa·s	Radi extern	0,575 m
CONDICIONS		Espessor	0,0046 m
Temperatura	20 °C	DIMENSIONS TAPA KLOPPER	
Pressió	6,4 atm	Alçada sense gruix	0,15 m
VOLUM REQUERIT		Alçada amb gruix	0,155 m
Temps de residència	1621 s	Radi curvatura	1,15 m
Volum necessari	1,6 m ³	Diàmetre de la tapa	1,23 m
Sobredimensionament	15%	Volum	0,082 m ³
Volum final	2 m ³	Espessor	0,005 m
DIMENSIONS TOTALS		DIMENSIONS FONS KLOPPER	
Alçada	2,11 m	Alçada sense gruix	0,242 m
Diàmetre intern	1,14 m	Alçada amb gruix	0,248 m
Diàmetre extern	1,15 m	Radi curvatura	1,15 m
Volum	2 m ³	Radi curvatura menor	0,115 m
Pes total buit	991,3 kg	Diàmetre del fons	1,31 m
Pes líquid	2005,1 kg	Volum	0,15 m ³
Pes total operatiu	2996,4 kg	Espessor	0,0062 m
AGITACIÓ			
Tipus	agitador de pales planes		
Velocitat	256 rpm		
Diàmetre agitador	0,382 m		
Distància al fons	0,382 m		
Amplada de pales	0,0763 m		
Alçada de pales	0,0954 m		
Alçada agitador	1,81 m		
Potència necessària	3,1 kW		

11.4.4. Mesclador 3 (M-203)

Seguint el mateix procediment de disseny s'arriba a les següents dades de disseny:

Taula 30. Característiques constructives del mesclador M-203.

Disseny Mesclador 3			
MATERIAL		DIMENSIONS COS CILÍNDRIC	
Densitat	8000 kg/m ³	Relació alçada/diàmetre	1,5
Mòdul elàstic	200 Gpa	Alçada	2,98 m
Tensió màxima	580 N/mm ²	Diàmetre intern	1,99 m
Corrosió admissible	0,1 mm/any	Diàmetre extern	1,995 m
Conductivitat tèrmica	15 W/m·K	Volum	9,28 m ³
Densitat mescla	1330,2 kg/m ³	Radi intern	0,995 m
Viscositat mescla	0,013 Pa·s	Radi extern	1 m
CONDICIONS		Espessor	0,0055 m
Temperatura	35,9 °C	DIMENSIONS TAPA KLOPPER	
Pressió	6,1 atm	Alçada sense gruix	0,262 m
VOLUM REQUERIT		Alçada amb gruix	0,267 m
Temps de residència	1660 s	Radi curvatura	1,995 m
Volum necessari	8,4 m ³	Diàmetre de la tapa	2,12 m
Sobredimensionament	15%	Volum	0,429 m ³
Volum final	10,5 m ³	Espessor	0,006 m
DIMENSIONS TOTALS		DIMENSIONS FONS KLOPPER	
Alçada	3,66 m	Alçada sense gruix	0,411 m
Diàmetre intern	1,99 m	Alçada amb gruix	0,412 m
Diàmetre extern	1,995 m	Radi curvatura	1,995 m
Volum	10,5 m ³	Radi curvatura menor	0,2 m
Pes total buit	4561,1 kg	Diàmetre del fons	2,26 m
Pes líquid	11173,2 kg	Volum	0,788 m ³
Pes total operatiu	15734,8 kg	Espessor	0,0078 m
AGITACIÓ			
Tipus	agitador de pales planes		
Velocitat	145 rpm		
Diàmetre agitador	0,663 m		
Distància al fons	0,663 m		
Amplada de pales	0,1326 m		
Alçada de pales	0,1658 m		
Alçada agitador	3,13 m		
Potència necessària	9,6 kW		

11.5. Bescanviadors de calor i condensadors

Els bescanviadors de calor permeten la doble funció d'escalfar i refredar dos fluids que circulen pel procés. Per dissenyar-los es requereix un simulador com és *Aspen Exchanger Design & Rating V10*, conegut com HYSYS, de la casa comercial AspenTech. Aquest programa fa un disseny tèrmic i mecànic òptim, per a diferents tipus de bescanviadors, com són, de carcassa i tub, refredadors, escalfadors, aero-refredadors, de calor tubular i per plaques. Aquest disseny es basa en la normativa ASME VIII Division 1.

11.5.1. Elecció del tipus de bescanviador

Per una bona selecció del bescanviador de calor s'ha de tenir en compte els següents factors que tenen una influència en el disseny, aquest són la contaminació i manteniment, requeriments del procés i mecànics, les dimensions del bescanviador i el cost.

Per tant, un factor que influeix és la interacció entre els fluxos de dos fluids. La interacció pot ser de contacte directe o indirecte. En el nostre cas, és convenient que el contacte entre fluids sigui indirecte, ja que, si els fluids es trobessin en contacte directe, implicaria una posterior separació dels fluids, que provocaria un elevat cost. Per tant, de tipus indirecte es troben de doble tub, de carcassa i tub, de plaques, compactes, etc.

S'ha decidit triar els bescanviadors de carcassa i tub per les seves principals qualitats; en l'àmbit econòmic és de baix cost respecte a la resta d'equips, es pot construir en diferent tipus de mides, és fàcil de netejar i a més es pot treballar des de pressions moderades a altes sense augmentar el seu cost. Actualment els de carcassa i tub són els més utilitzats a la indústria pel seu ampli rang de pressió i temperatura. Cal destacar que aquest tipus de bescanviador està compost per un conjunt de tubs en paral·lel que es troben tancats en un cilindre anomenat carcassa.

Les consideracions per a la construcció dels bescanviadors de calor segueixen les normes TEMA, en anglès "Tubular Exchanger Manufacturers Association". Aquesta norma es classifica en tres classes, segons el procés i les condicions d'operació. La classe R és per a la indústria del petroli o similars, la classe C és per processos comercials i la classe B s'utilitza en processos químics.

D'acord amb aquesta normativa hi ha diferents configuracions pels bescanviadors de calor de carcassa i tub que s'identifiquen per la combinació de 3 lletres.

La primera fa referència al tipus de capçal frontal estacionari. S'ha escollit la lletra A, que correspon al canal i coberta extraïble, es considera la més comuna. A la figura 17 es mostra la seva estructura.

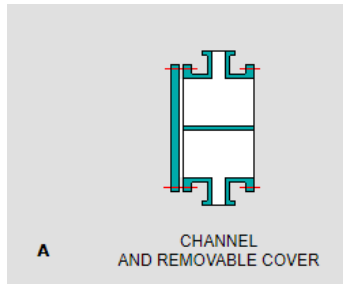


Figura 17. Capçal de tipus A.

La segona defineix el tipus de carcassa i s'ha triat carcassa d'una passada amb la lletra E. Considerada també la més comuna perquè conté una carcassa amb un únic pas.

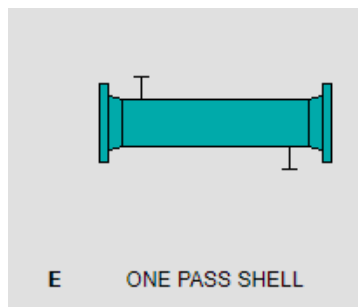


Figura 18. Carcassa de tipus E.

La tercera designa el capçal posterior. En aquest cas s'agafa el tipus S que correspon al capçal flotant amb un dispositiu de suport, on el diàmetre del capçal és superior a la carcassa. Per tant, és necessari desmuntar l'equip per treure'l.

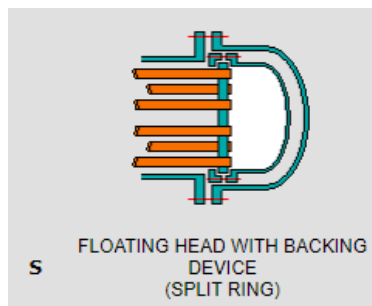


Figura 19. Capçal posterior de tipus S.

De manera que els bescanviadors que s'han dissenyat per a la planta OXALIN, S.L. són els TEMA tipus AES. A la figura 20, es veu la construcció completa de les peces anteriors.

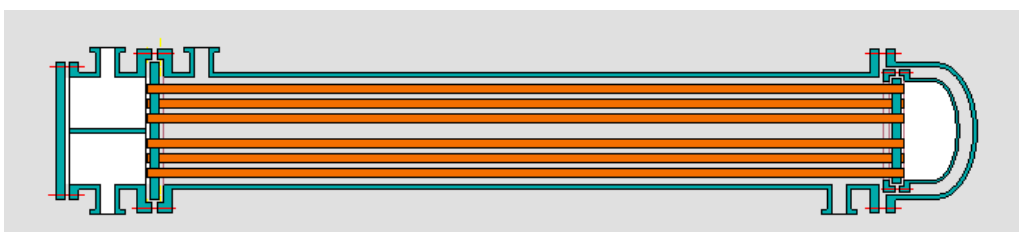


Figura 20. Tipus AES.

El tipus AES és excel·lent per a aplicacions on la diferència de temperatura entre el fluid fred i calent provoca tensions inacceptables en la direcció axial de la closca i els tubs. El capçal flotant es pot moure, és a dir, proporciona la possibilitat d'expandir-se en la direcció axial. En comparació amb els altres dissenys, aquest és adequat per fluids volàtils o tòxics. Així mateix permet major àrea de superfície pel diàmetre de la carcassa.

Una característica dels AES és que durant el manteniment ens permeten desmuntar el capçal frontal com el posterior, inclòs el dispositiu de suport.^{24, 25, 26}

11.5.2. Elecció del fluids transmissors de calor

A la planta OXALIN, S.L. s'utilitza vapor d'aigua, corrents del mateix procés, etilenglicol i aigua de torres, com a fluids tèrmics o refrigerants. L'objectiu és escalfar el fluid amb aquest fluid tèrmic o refrigerant, això ens permet aplicar calor de manera uniforme en el sistema i generar un gran poder calorífic.

El vapor d'aigua se subministra a partir d'una caldera de vapor, on s'introdueix en estat gasos i una vegada s'ha intercanviat la calor es condensarà passant a estat líquid. La part que condensa és recircularà a la caldera de vapor per tal d'aprofitar-la.

Quan s'utilitza com a fluid tèrmic un corrent del sistema, es pretén escalfar el fluid que circula a menor temperatura, al mateix temps refredar el fluid tèrmic.

L'etilenglicol ens permet refredar l'aigua de torres per sota dels 30°C. S'utilitza com a fluid refrigerant i prové d'un chiller.

L'aigua és el fluid més utilitzat de la indústria química i en aquest cas s'ha escollit com a fluid refrigerant. Es subministrarà d'una torre d'aigua, que conté una entrada d'aigua de xarxa i la recirculació de l'aigua condensada.

Els motius de per què s'han triat aquests fluids tèrmics es mencionen a continuació:

- El vapor d'aigua. S'utilitza per aconseguir el salt tèrmic de les matèries primeres fins assolir la temperatura de reacció, així com per a escalfar l'aire assecador del producte acabat. Per tal d'abastar-lo, s'utilitzarà vapor a diferents pressions perquè a major pressió, s'obtindrà una major temperatura. A més, s'ha de controlar el subministrament d'aire, perquè a nivells excessius fa que incrementi el subministrament d'energia a la caldera i la temperatura dels gasos que surten de la xemeneia. En el cas contrari, a un baix nivell d'aire provocaria que la combustió sigui incompleta i es produeixin partícules sòlides de mida petita. És important considerar les pèrdues de calor.
- Corrents del sistema. El corrent que es vol escalfar entrarà a una temperatura d'entorn a 35°C i el corrent que utilitzarem com a fluid tèrmic a 80 °C. Per tant, ens permet assolir el salt tèrmic de 20 °C.

- Etilenglicol. Aquest refrigerant es troba a -7°C i s'escalfa fins els 12°C . Aquest intercanvi de calor ens permet que l'aigua de torres es refredi fins els 15°C i pugui ser emprada per a la refrigeració dels reactors. També s'usa en circuit primari per a la refrigeració dels cristal·litzadors.
- Aigua de torres. És subministrada des d'una torre de refrigeració a 30°C i s'escalfarà fins els 37°C .

11.5.3. Circulació dels fluids per tubs o carcasses

Per tal d'escollir quin fluid circularà per la carcassa i per l'interior dels tubs es decideix fer una anàlisi de les propietats dels fluids. Les propietats més significatives són la corrosió, la temperatura, la pressió, la neteja, el cabal màssic/volumètric i la viscositat. Si el fluid és més viscos, circularà per la carcassa, en canvi, si és més corrosiu, el cabal màssic és major, és més brut i l'augment de pressió i temperatura és elevat, circularà per tubs. Els factors que s'estudiaran es mostren a la següent taula:

Taula 32. Comparació de les propietats dels components i del vapor d'aigua.

	Components: HNO_3 , H_2SO_4 , àcid oxàlic, etilenglicol i aigua	Vapor d'aigua
Corrosió	L' àcid nítric i sulfúric es caracteritzen pel seu índex de corrosió.	No corrosiu.
Pressió	Durant el procés treballaran a pressió atmosfèrica o fins a les 6 atm a l'upstream.	El gas es descarregarà a una pressió superior per tal d'introduir-lo, la corresponent al punt de condensació per una pressió de mitja.
Neteja	Tenen uns valors d'embrutiment superiors al del vapor d'aigua.	El coeficient d'embrutiment es de $0,000088 \text{ m}^2 \text{ K/W}$.
Cabals	El cabal d'entrada s'obté dels balanços de matèria.	El cabal de vapor sempre serà inferior per el seu poder calorífic. Es calcularà amb els balanços d'energia.
Viscositat	Els fluids són més viscosos, en concret l'àcid nítric.	Gens viscos.
Temperatura	Entrarà a una temperatura de $35,9^{\circ}\text{C}$ o inferior.	El vapor treballarà a una temperatura de 180°C , ja que es treballa a pressió mitja.

Segons la *taula 32* s'ha vist que en general tots dos fluids podrien circular per tubs. De manera que, es vol destacar la pressió i la temperatura per acabar de decidir. Per una banda, el fluid de major pressió circularà pels tubs i el menor per la carcassa a causa dels costos materials, els tubs es poden fabricar per suportar unes pressions més elevades que no pas la carcassa, en cas contrari els costos en la fabricació serien més elevats. Per altra banda, el fluid més calent circularà per tubs per millorar la transferència de calor.

11.5.4. Coeficient d'embrutiment (fouling)

La brutícia i les impureses tenen un impacte important en els bescanviadors de calor, a causa de l'acumulació del material no desitjat als tubs, com per exemple, sòlid en suspensió, sals insolubles, entre d'altres. A llarg termini el rendiment seria més baix. Per tant, s'ha definit un coeficient embrutiment que afecta l'interior i exterior dels tubs dels bescanviadors, oposant així una resistència a la transmissió de calor. És un factor que s'ha de vigilar per a fluids més bruts.^{27, 28}

A continuació s'ha fet un resum dels valors utilitzats per a cada bescanviador de calor.

Taula 33. Resum dels bescanviadors de calor amb els seu respectiu coeficient de embrutiment.

Bescanviador	Coeficient d'embrutiment		Rs (m ² K/W)
E-301, E-302	Tub	Medi orgànic d'ús industrial	0,000352
	Carcassa	Medi orgànic d'ús industrial	0,000352
E-303, E-304	Tub	Vapor lliure d'oli	0,000088
	Carcassa	Medi orgànic d'ús industrial	0,000352
E-305, E-306	Tub	Aigua refrigerant	0,000176
	Carcassa	Solució etilenglicol	0,000352
E-307, E-308	Tub	Aigua refrigerant	0,000176
	Carcassa	Solució etilenglicol	0,000352
E-309	Tub	Medi orgànic d'ús industrial	0,000352
	Carcassa	Aigua refrigerant	0,000176
E-401, E-402	Tub	Medi orgànic d'ús industrial	0,000352
	Carcassa	Aigua refrigerant	0,000176
E-403	Tub	Medi orgànic d'ús industrial	0,000352
	Carcassa	Aigua refrigerant	0,000176

E-501, E-502	Tub	Vapor lliure d'oli	0,000088
	Carcassa	Aire comprimit	0,000176

11.5.5. Materials per als bescanviadors de calor

Segons les característiques i propietats químiques dels fluids que circulen pels tubs i la carcassa es tria el material de construcció del bescanviador de calor. S'observa que l'acer inoxidable superaustenític, Uranus, és compatible amb els nostres fluids. Gràcies a les seves característiques que són les següents:

- Elevada estabilitat estructural.
- Alta resistència a la corrosió per àcids.
- Resistent a l'aigua del mar.
- Elevada duresa a baixades de temperatura.

Aquest material ens permet reemplaçar l'acer inoxidable 304/304L, ja que ens proporciona una millor resistència a la corrosió en presència d'àcid sulfúric i nítric, inclús a elevades temperatures. Es tracta d'un aliatge de Níquel-Crom-Molibdè que conté Nitrogen i Coure. Encara no té assignat un codi ASME. Llavors, per dissenyar els bescanviadors de calor se seleccionarà el material Carpenter 20, un aliatge de Níquel-Ferro-Crom que també inclou Coure i Molibdè. Ens proporciona les mateixes característiques que l'Uranus.

S'ha decidit aplicar aquest material Uranus pels quatre bescanviadors de calor que es troben abans dels reactors. Però per la resta de bescanviadors de la planta s'utilitzarà l'acer inoxidable 316L. Ens proporciona reduir els costos del material i d'aquesta els equips mantenen una sincronia entre ells.²⁹

11.5.6. Disseny del bescanviador de calor amb l'eina ASPEN EXCHANGER V10

Donem pas a realitzar el disseny rigorós dels bescanviadors de calor amb l'eina *Aspen Exchanger Design and Rating*. La planta OXALIN, S.L. conté 14 bescanviadors de calor.

11.5.6.1. Condicions d'operació

11.5.6.1.1. Bescanviadors de calor integrat (E-301, E-302)

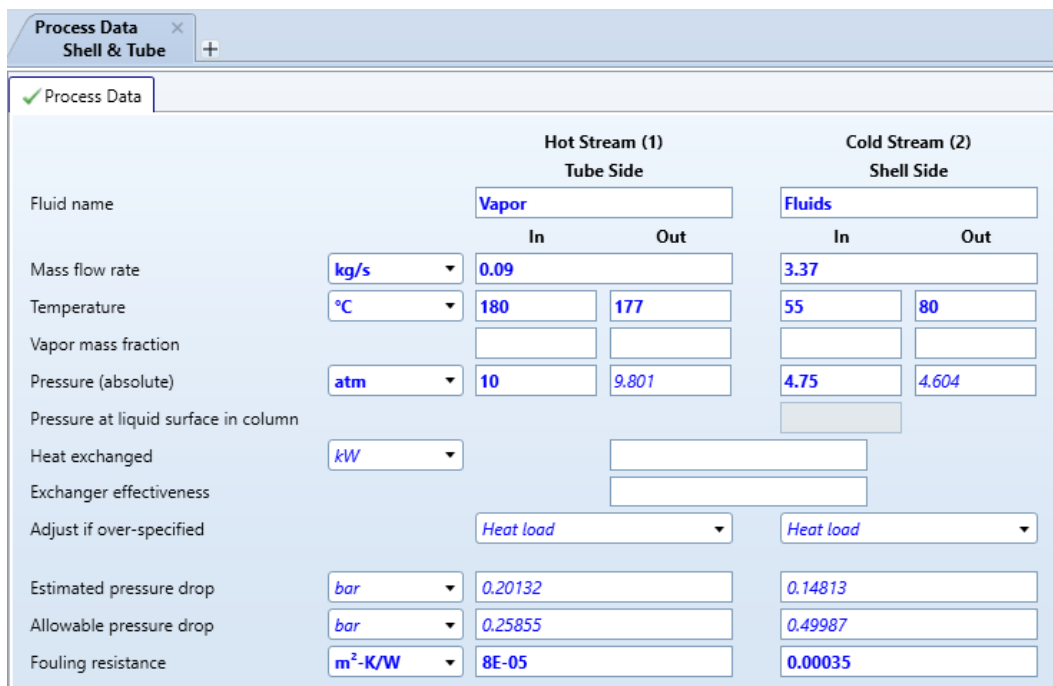
A la planta que és objecte de disseny es requereixen els bescanviadors per escalfar els corrents. S'instal·len dos bescanviadors en paral·lel que es trobaran en les mateixes proporcions. Aquests bescanviadors integren els dos corrents de producte procedents de l'etapa de reacció amb els corrents procedents de l'àrea de mescla prèvia a la de reacció. L'objectiu d'aquests equips resideix a preescalfar els reactius al mateix temps que es refreden els productes de la reacció.

Process Data		Hot Stream (1)		Cold Stream (2)	
Shell & Tube		Tube Side		Shell Side	
Process Data		Recirculació		Fluids	
		In	Out	In	Out
Fluid name					
Mass flow rate	kg/s	3.63		3.37	
Temperature	°C	80	60	35	55
Vapor mass fraction					
Pressure (absolute)	atm	4.25	4.109	4.86	4.713
Pressure at liquid surface in column					
Heat exchanged	kW				
Exchanger effectiveness					
Adjust if over-specified		Heat load		Heat load	
Estimated pressure drop	bar	0.14306		0.14924	
Allowable pressure drop	bar	0.25855		0.49987	
Fouling resistance	m ² -K/W	0.00035		0.00035	

Figura 21. Dades del procés dels bescanviador E-301 i E-302.

11.5.6.1.2. Bescanviadors de calor amb vapor (E-303, E-304)

Els bescanviadors de calor de referència tenen per objecte escalfar els corrents que abandonen els bescanviadors de calor integrats fins que els reactius assoleixin una temperatura igual a la de la reacció, de 80°C. El fluid calefactor, en aquest cas, serà vapor procedent de caldera al seu punt de condensació que, tenint en compte que es treballa amb vapor de mitja pressió, serà de 180°C i 10 bar.



	Hot Stream (1) Tube Side		Cold Stream (2) Shell Side	
	In	Out	In	Out
Fluid name	Vapor		Fluids	
Mass flow rate	0.09		3.37	
Temperature	180	177	55	80
Vapor mass fraction				
Pressure (absolute)	10	9.801	4.75	4.604
Pressure at liquid surface in column				
Heat exchanged				
Exchanger effectiveness				
Adjust if over-specified	Heat load		Heat load	
Estimated pressure drop	0.20132		0.14813	
Allowable pressure drop	0.25855		0.49987	
Fouling resistance	8E-05		0.00035	

Figura 23. Dades del procés del E-303 i E-304.

11.5.6.1.3. Bescanviadors per al refredament de l'aigua de refrigeració dels segells dels reactors

Els segells dels agitadors dels reactors de la planta són punts altament crítics des del punt de vista de la seguretat del procés. Per l'agitació vigorosa als reactors, el segell de l'agitador es pot sobreescalfar degut a la fricció. Donat que és al capçal del reactor on s'hi poden arribar a produir vapors d'etilenglicol inflamables, és de gran importància controlar la temperatura dels elements mecànics que s'hi poden trobar en contacte. Per aquest motiu, es disposa un petit circuit d'aigua refrigerant que es distribueix entre els capçals dels quatre reactors, escalfant-se fins a una temperatura màxima de 70°C. Aquesta aigua es recull en un col·lector i es retorna a un bescanviador de calor on es refrigera, per contacte indirecte amb aigua de torres, fins als 55°C.

Process Data		Shell & Tube		
Process Data				
	Hot Stream (1) Tube Side		Cold Stream (2) Shell Side	
Fluid name	In	Out	In	Out
Fluid name	junes reactor		Aigua de torres	
Mass flow rate	kg/s	0.9	1	
Temperature	°C	70	30	37
Vapor mass fraction				
Pressure (absolute)	atm	1	1	0.891
Pressure at liquid surface in column				
Heat exchanged	kW			
Exchanger effectiveness				
Adjust if over-specified		Heat load	Heat load	
Estimated pressure drop	bar	0.11013	0.11013	
Allowable pressure drop	bar	0.11013	0.20684	
Fouling resistance	m ² -K/W	0.00035	0.00018	

Figura 24. Dades del procés per als bescanviadors de refrigeració de l'aigua que refrigera els segells dels reactors.

[11.5.6.1.4. Bescanviadors per al refredament de l'aigua de refrigeració dels reactors \(E-305, E-306, E-307, E-308\)](#)

Es dissenya un total de quatre bescanviadors de calor que constitueixen el circuit secundari de refrigeració dels reactors. En ells, l'aigua que refrigera els reactors i que prové de la torre de refrigeració a 30°C es refreda fins a 15°C per contacte indirecte amb etilenglicol que es refreda en un chiller des de 12 °C fins a -7 °C. La disposició d'aquest circuit secundari permet un major poder refrigerant de l'aigua als reactors i seguir complint la restricció que introdueix la torre de refrigeració sobretot els dies més calorosos i humits.

En cas de trobar-se amb una climatologia més favorable i que la torre de refrigeració fos capaç de refredar les aigües fins a una temperatura inferior a 30 °C, el llaç de control de temperatura dissenyat per a aquests bescanviadors reduiria la demanda d'etilenglicol procedent de chiller, reduint el consum energètic de la planta.

Donat que el consum d'aigua refrigerant dels reactors de primera i segona etapa és diferent, es dissenyen per separat els bescanviadors que donen servei als dos tipus de reactors:

Process Data		Hot Stream (1) Tube Side		Cold Stream (2) Shell Side	
Shell & Tube		In	Out	In	Out
Fluid name		Aigua torres		Etilenglicol	
Mass flow rate	kg/s	14.805		15	
Temperature	°C	30	15	-7	12
Vapor mass fraction					
Pressure (absolute)	atm	1	0.891	1	0.891
Pressure at liquid surface in column					
Heat exchanged	kW	2723.2			
Exchanger effectiveness					
Adjust if over-specified		Heat load		Heat load	
Estimated pressure drop	bar	0.11013		0.11013	
Allowable pressure drop	bar	0.11013		0.20684	
Fouling resistance	m ² -K/W	9E-05		0.00035	

Process Data		Hot Stream (1) Tube Side		Cold Stream (2) Shell Side	
Shell & Tube		In	Out	In	Out
Fluid name		Aigua torres		Etilenglicol	
Mass flow rate	kg/s	5.98		7	
Temperature	°C	30	15	-7	12
Vapor mass fraction					
Pressure (absolute)	atm	1	0.891	1	0.891
Pressure at liquid surface in column					
Heat exchanged	kW	1098.8			
Exchanger effectiveness					
Adjust if over-specified		Heat load		Heat load	
Estimated pressure drop	bar	0.11013		0.11013	
Allowable pressure drop	bar	0.11013		0.20684	
Fouling resistance	m ² -K/W	9E-05		0.00035	

Figures 25 i 26. Dades del procés per als bescanviadors E-305, E-306, E-307 i E-308.

[11.5.6.1.5. Condensadors dels vapors generats als evaporadors de primera etapa \(E-401, E-402\)](#)

La finalitat d'aquest bescanviador es condensar el corrent d'aigua i nítric provinent del primer i segon evaporador per separar-lo del nostre producte consigna. S'ha utilitzat per ambdós casos l'aigua de torres com a fluid refrigerant i aconseguir que tot el corrent d'aigua i nítric condensi. Aquest fluid té un cabal màssic de 1,368 kg/s, opera a una pressió d'entorn a 0,30 atmosferes i es troba a 60°C. Es requereix un cabal màssic del fluid refrigerant de 62 kg/s, aquest valor s'ha trobat iterant sota les condicions d'operació.

Process Data		Shell & Tube		
Process Data				
	Hot Stream (1) Tube Side		Cold Stream (2) Shell Side	
Fluid name	Aigua+Nitric		Aigua de torres	
	In	Out	In	Out
Mass flow rate	kg/s	1.315	62	
Temperature	°C	65	30	37
Vapor mass fraction				
Pressure (absolute)	atm	0.25	0.2	0.3
Pressure at liquid surface in column				0.24
Heat exchanged	kW			
Exchanger effectiveness				
Adjust if over-specified		Heat load	Heat load	
Estimated pressure drop	bar	0.05066	0.0608	
Allowable pressure drop	bar	0.05066	0.06205	
Fouling resistance	m ² -K/W	0.00035	0.00018	

Figura 27. Dades del procés per als condensadors E-401 i E-402.

11.5.6.1.6. Condensador dels vapors generats a l'evaporador de segona etapa (E-403)

El bescanviador de calor de referència té com a objectiu condensar els gasos (aigua i àcid nítric) generats a l'evaporador EV-403, emprat per a reduir el contingut de dissolvents del corrent que es dirigeix al cristal·litzador de purificació del producte final.

Igualment que els dos descrits anteriorment, aquest condensador també es refrigerarà amb aigua procedent de torres de refrigeració, però requerint-se un cabal molt menor.

Process Data		Hot Stream (1) Tube Side		Cold Stream (2) Shell Side	
Shell & Tube		In	Out	In	Out
Fluid name		Aigua+Nitric		Aigua de torres	
Mass flow rate	kg/s	0.24		11.2	
Temperature	°C	65		30	37
Vapor mass fraction					
Pressure (absolute)	atm	0.25	0.2	1	0.891
Pressure at liquid surface in column					
Heat exchanged	kW				
Exchanger effectiveness					
Adjust if over-specified		Heat load		Heat load	
Estimated pressure drop	bar	0.05066		0.11013	
Allowable pressure drop	bar	0.05066		0.20684	
Fouling resistance	m ² -K/W	0.00035		0.00018	

Figura 28. Dades del procés per al condensador E-403.

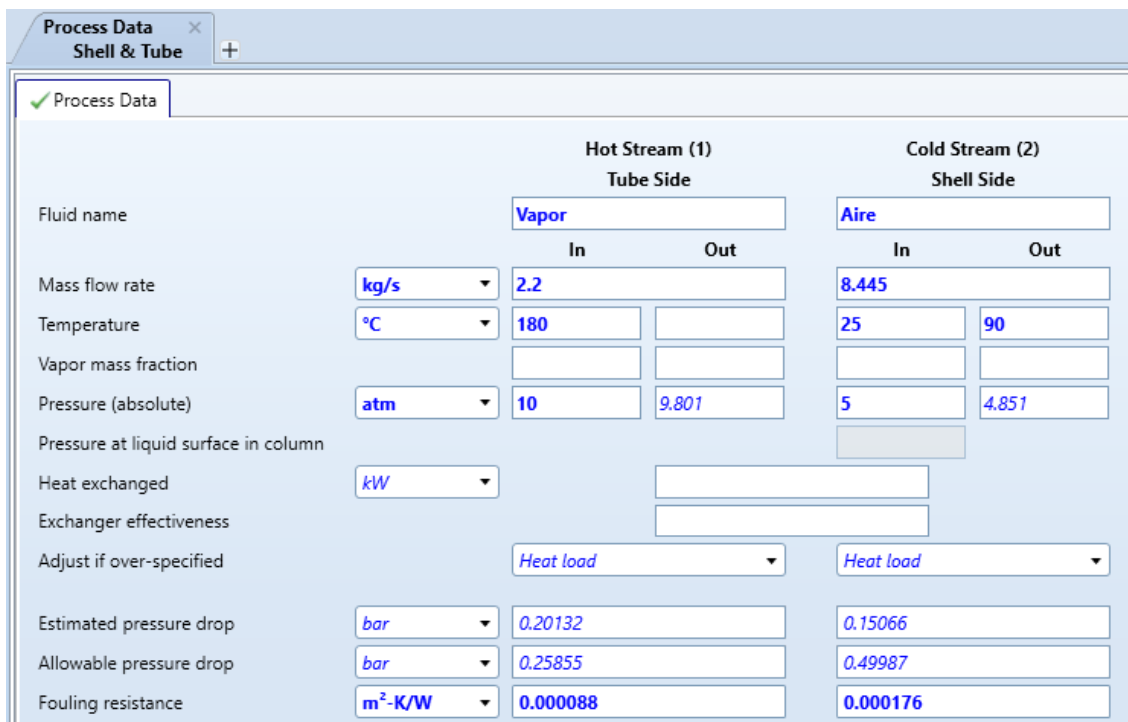
11.5.6.1.7. Bescanviadors de calor per a la calefacció de l'aire assecador (E-501, E-502)

L'aire prové de dos deshumidificadors a temperatura ambient de 25°C. Per tant, es requereixen dos bescanviadors de calor amb les mateixes característiques. Es vol aconseguir que arribi als 90°C. Per aquest salt tèrmic tan alt, s'utilitza vapor d'aigua com a fluid tèrmic amb les condicions de pressió de 10 atmosferes i 180°C.

Aquests dos bescanviadors de calor són de gran importància per tal de disminuir la humitat relativa de l'aire que s'emprarà per a l'assecatge del producte final, incrementant la seva capacitat d'absorció dels líquids que impregnen els cristalls.

El cabal màssic s'obté a partir dels balanços de matèria. El valor utilitzat ha estat de 8,445 kg/s.

El valor del cabal de vapor s'ha trobat iterant. De forma que l'entrada fos en estat gasos i a la sortida condensi. El valor trobat ha estat de 2,2 kg/s.



	Hot Stream (1) Tube Side		Cold Stream (2) Shell Side	
	In	Out	In	Out
Fluid name	Vapor		Aire	
Mass flow rate	kg/s	2.2	8.445	
Temperature	°C	180	25	90
Vapor mass fraction				
Pressure (absolute)	atm	10	5	4.851
Pressure at liquid surface in column				
Heat exchanged	kW			
Exchanger effectiveness				
Adjust if over-specified	Heat load		Heat load	
Estimated pressure drop	bar	0.20132	0.15066	
Allowable pressure drop	bar	0.25855	0.49987	
Fouling resistance	m ² -K/W	0.000088	0.000176	

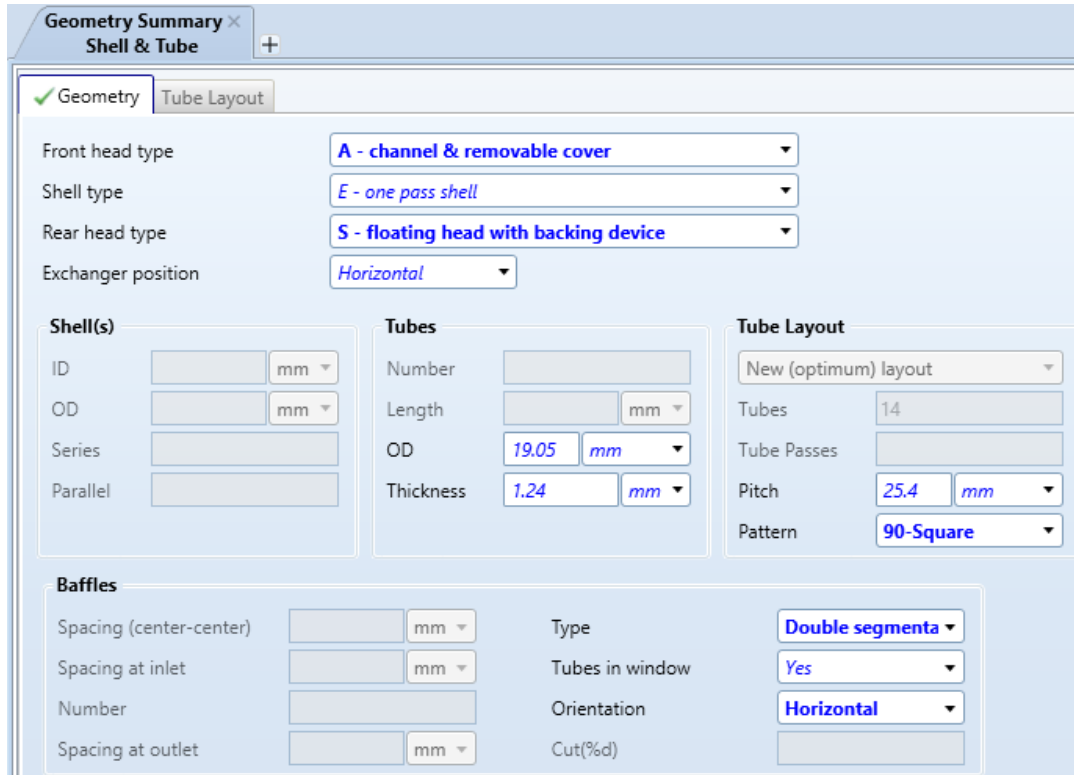
Figura 29. Dades del procés per als bescanviadors de calor E-501 i E-502.

11.5.6.2. Condicions d'operació

S'ha definit que el fluid calent sempre circuli per tubs, el qual serà el Hot Stream, i el fluid fred, Cold Stream, circularà per la carcassa. En aquest apartat se selecciona el paquet de propietats físiques B-JAC. Aquest paquet ens permet especificar les propietats dels corrents que entren al bescanviador de calor. Primer es donarà informació dels components que s'introdueixen. Cal destacar que el programa no tenia suficients dades sobre l'àcid oxàlic, de manera que s'ha decidit introduir un altre àcid amb un pes molecular semblant, aquest és l'àcid làctic amb un pes molecular de 90,04 g/mol. Una vegada seleccionats tots els components, s'especifica les composicions en % màssic obtingudes a partir dels balanços de matèria. El mateix programa et permet determinar si el teu fluid serà condensable, no condensable o programable per una sèrie d'iteracions.

11.5.6.3. Determinació de l'estructura del bescanviador

Per determinar l'estructura del bescanviador de carcassa i tub, en la pestanya de geometria es comença seleccionant el tipus AES, segons les normes TEMA. Es defineix que la posició del bescanviador serà horitzontal. En l'apartat dels tubs, el patró utilitzat és *90-square*, aquesta configuració ens permet una millor neteja dels tubs i també una menor caiguda de pressió a la carcassa. Per últim, el tipus de deflector seleccionat és de doble segment. Aquesta geometria s'aplica a tots els bescanviadors de calor de la planta d'OXALIN, S.L. A la figura 30 es mostra un exemple.



The screenshot shows the 'Geometry Summary' window for a 'Shell & Tube' heat exchanger. The 'Geometry' tab is active. The configuration is as follows:

- Front head type: A - channel & removable cover
- Shell type: E - one pass shell
- Rear head type: S - floating head with backing device
- Exchanger position: Horizontal

Shell(s)

- ID: [] mm
- OD: [] mm
- Series: []
- Parallel: []

Tubes

- Number: []
- Length: [] mm
- OD: 19.05 mm
- Thickness: 1.24 mm

Tube Layout

- New (optimum) layout
- Tubes: 14
- Tube Passes: []
- Pitch: 25.4 mm
- Pattern: 90-Square

Baffles

- Spacing (center-center): [] mm
- Spacing at inlet: [] mm
- Number: []
- Spacing at outlet: [] mm
- Type: Double segmenta
- Tubes in window: Yes
- Orientation: Horizontal
- Cut(%d): []

Figura 30. Informació de la pestanya de geometria.

11.5.6.4. Resultats del disseny rigorós

Una vegada s'ha recollit tota la informació necessària, es clica el botó RUN per accionar el programa *Aspen Exchanger*, que iterarà fins a aconseguir el millor disseny disponible pel bescanviador descrit.

Per visualitzar els resultats del disseny rigorós, se selecciona la pestanya de *Results*. Es mostra un exemple del bescanviador de calor E-301 i E-302.

Dins de la pestanya de *Results* es troba un apartat anomenat *Mechanical Summary* que ens proporciona un preu aproximat dels tubs, de la carcassa i de tot l'equip.

A les figures 31 i 32, es mostra un resum de les especificacions del bescanviador i el preu i pes de l'equip, respectivament. S'utilitza com a exemple el bescanviador E-301.

Heat Exchanger Specification Sheet					
1	Company:				
2	Location:				
3	Service of Unit:	Our Reference:			
4	Item No.:	Your Reference:			
5	Date:	Rev No.:	Job No.:		
6	Size :	254 - 4876.8 mm	Type:	AES Horizontal	Connected in: 1 parallel 1 series
7	Surf/unit(eff.)	14.6 m ²	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.) 14.6 m ²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT				
9	Fluid allocation	Shell Side		Tube Side	
10	Fluid name	Fluids		Recirculació	
11	Fluid quantity, Total	kg/s		3.37	
12	Vapor (In/Out)	kg/s	0	0	0
13	Liquid	kg/s	3.37	3.37	3.63
14	Noncondensable	kg/s	0	0	0
15					
16	Temperature (In/Out)	°C	35	55	80
17	Bubble / Dew point	°C	/	/	/
18	Density Vapor/Liquid	kg/m ³	/ 1297.05	/ 1276.48	/ 1249.27 / 1271.3
19	Viscosity	mPa-s	/ 1.1693	/ 0.8549	/ 0.5932 / 0.7913
20	Molecular wt. Vap				
21	Molecular wt. NC				
22	Specific heat	kJ/(kg-K)	/ 2.417	/ 2.44	/ 2.468 / 2.445
23	Thermal conductivity	W/(m-K)	/ 0.3731	/ 0.3842	/ 0.3973 / 0.3869
24	Latent heat	kJ/kg			
25	Pressure (abs)	bar	4.92439	4.85983	4.30631
26	Velocity (Mean/Max)	m/s	0.13 / 0.15		0.51 / 0.52
27	Pressure drop. allow./calc.	bar	0.49987	0.06457	0.25855
28	Fouling resistance (min)	m ² -K/W	0.00035	0.00035	0.0004 Ao based

29	Heat exchanged	171.4	kW	MTD (corrected)	22.11	°C	
30	Transfer rate, Service	531.2	Dirty	533.2	Clean	894 W/(m ² -K)	
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL					Sketch	
32		Shell Side		Tube Side			
33	Design/Vacuum/test pressure	bar	5.51581 /	4.82633 /	/		
34	Design temperature	°C	93.33	115.56			
35	Number passes per shell		1	2			
36	Corrosion allowance	mm	0	0			
37	Connections	In mm	1 50.8 /	1 38.1 /	-		
38	Size/Rating	Out	1 38.1 /	1 38.1 /	-		
39	Nominal	Intermediate	1 /	1 /	-		
40	Tube #:	52	OD: 19.05	Tks. Average 1.24	mm Length: 4876.8	mm Pitch: 25.4	mm Tube pattern: 90
41	Tube type:	Plain	Insert: None	Fin#: -	#/m	Material: Carpenter 20	
42	Shell	Carpenter 20	ID 266.24	OD 273.05	mm	Shell cover Carpenter 20	
43	Channel or bonnet	Carpenter 20				Channel cover Carpenter 20	
44	Tubesheet-stationary	Carpenter 20				Tubesheet-floating Carpenter 20	
45	Floating head cover	Carpenter 20				Impingement protection None	
46	Baffle-cross	Carpenter 20	Type Double segmental	Cut(%d) 24.96	Hi. Spacing: c/c 82.55	mm	
47	Baffle-long	-	Seal Type		Inlet 156.38	mm	
48	Supports-tube	-	U-bend 0	Type			
49	Bypass seal	-	Tube-tubesheet joint	Expanded only (2 grooves)(App.A 'i)			
50	Expansion joint	-	Type	None			
51	RhoV2-Inlet nozzle	1868	Bundle entrance 56	Bundle exit 57		kg/(m-s ²)	
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe	Tube side	Flat Metal Jacket Fibe			
53	Floating head	Flat Metal Jacket Fibe					
54	Code requirements	ASME Code Sec.VIII Div 1	TEMA class	R - refinery service			
55	Weight/Shell	485.6	Filled with water 765.6	Bundle 221.7		kg	

Figura 31. Resum de les característiques operacionals i constructives del bescanviador de calor.

Weights	kg	Cost data	Dollar(US)
Shell	210.4	Labor cost	14339
Front head	39.2	Tube material cost	5762
Rear head	14.4	Material cost (except tubes)	12163
Shell cover			
Bundle	221.7		
Total weight - empty	485.6	Total cost (1 shell)	32264
Total weight - filled with water	765.6	Total cost (all shells)	32264

Figura 32. Preu del bescanviador de calor segons HYSYS.

11.6. Disseny dels evaporadors

L'objectiu de l'evaporador és concentrar una solució que consisteix en un solut no volàtil i un solvent volàtil. En les dues etapes d'evaporació que es realitzen a la planta que és objecte de disseny el dissolvent que s'evapora parcialment consisteix en una mescla d'aigua i àcid nítric, donant pas a una dissolució més concentrada en àcid oxàlic, que es dirigeix a cristal·lització.

Els evaporadors utilitzats actuen com un equip flash pel que circulen dos fluids els quals han d'estar a diferents temperatures per a que es doni dit intercanvi.

En aquest cas, el fluid que circula pels tubs i per tant, aporta calor al sistema, és oli tèrmic, i per la carcassa circularà la mescla produïda als reactors o procedent del redissolver, amb la finalitat de concentrar l'oxàlic en la mateixa.

A partir de les pressions de vapor i per tant, conèixer els punts d'ebullició dels components de la mescla, es considera que tant l'aigua com el nítric, seran les dues substàncies evaporades en una proporció de 60% nítric i 40% aigua aproximadament, si bé les proporcions vindran determinades en últim terme per la volatilitat d'ambdues espècies a les condicions d'operació.

D'aquesta manera, el condensat de líquid sortirà més concentrat i més pur per tal de facilitar el procés de cristal·lització posterior, i de la mateixa manera, les mides dels equips requerits per a la dita etapa seran més petits, requeriran menors temps de residència i no requeriran un salt tèrmic tant acusat per a que l'oxàlic precipiti.

L'oli tèrmic que circula per la carcassa entrarà a una temperatura de 290°C i sortirà a una temperatura de 260°C.

11.6.1. Evaporadors de primera etapa

L'evaporador escollit treballa al buit, a una pressió de 0,3 atm per tal d'augmentar l'eficiència d'evaporació, i la temperatura de la cambra d'ebullició, és a dir, la temperatura d'operació romandrà a uns 60°C. Aquesta situació, aconsegueix eliminar la quantitat desitjada dels dos components esmentats anteriorment.

L'alimentació a l'evaporador es realitza per la part superior i la mateixa descendeix per la carcassa i el fluid tèrmic circularà en sentit contrari, per tant, es podria dir que el tipus d'evaporador és de tubs verticals. En quant l'aliment es posa en contacte amb els tubs, comença a produir-se l'evaporació.

A continuació s'explica breument els components principals i més rellevants d'un evaporador.

-Feix de tubs: consisteix en un conjunt de tubs per els quals el fluid es distribuït uniformement. Els diàmetres de tubs acostumen a ser de 5/8, 3/4 i 1 inch. Tub de menor diàmetre poden ser utilitzats però el manteniment d'aquests és més complicat.

-Miralls: són plats perforats per on els tubs estan posats. Els tubs estan assegurats a aquests per a que el fluid en el costat de la carcassa no es barregi amb el fluid de dins dels tubs. El patró que s'acostuma a utilitzar és el triangular degut a que redueix l'espai i per tant, resulta un equip més compacte.

-Baffles: tenen tres funcions. Suportar els tubs, mantenir l'espai entre els tubs i direccionar el flux en el patró desitjat a través del costat de la carcassa.

-Carcassa: Cobertura cilíndrica que envolta tots els elements del intercanviador de calor, en aquest cas l'evaporador. La seva mida depèn del diàmetre i llarg dels tubs que es troben a l'interior de la mateixa.

S'han dissenyat dos evaporadors en paral·lel per afavorir l'evaporació i poder dimensionar uns equips de mides estàndard.

Els evaporadors dissenyats són de tubs verticals llargs i de circulació normal, com es pot veure a la següent taula, els valors per al coeficient global de transferència prendrà valors entre els rangs establerts.

Taula 34: Coeficients globals típics dels evaporadors.

Coeficientes globales típicos de los evaporadores

Tipo	Coeficiente global U	
	$W/m^2 \cdot ^\circ C$	$Btu/ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F$
Evaporadores de tubos verticales largos		
Circulación natural	1 000-2 500	200-500
Circulación forzada	2 000-5 000	400-1 000
Evaporador de película agitada, líquido newtoniano, viscosidad		
1 cP	2 000	400
1 P	1 500	300
100 P	600	120

11.6.2. Procediment de càlcul

En el següent apartat s'exposen els càlculs per al disseny dels evaporadors, no obstant, només es mostren els càlculs per un, ja que els quatre es dissenyaran exactament igual.

En primer lloc, per al disseny de l'evaporador s'ha definit les temperatures d'entrada i sortida del fluid calefactor, oli tèrmic i les propietats d'aquest.

L'oli tèrmic utilitzat és el Therminol 55³⁰, ja que ofereix calor de procés uniforme sense necessitat d'altres pressions. A més a més, el funcionament a temperatures elevades proporciona una vida útil en la majoria de les condicions d'ús del mateix. També, és un fluid no corrosiu, per tant, es poden utilitzar materials per al disseny molt més econòmics.

A la següent taula es recullen les propietats que s'han utilitzat per al disseny dels evaporadors:

Taula 35: Propietats de l'oli tèrmic Therminol 55

Propietats oli tèrmic Therminol 55					
Temperatura °C	Conductivitat [Kcal/hm²K]	Conductivitat [J/s m²K]	Cp [J/Kg °K]	Densitat [Kg/m³]	Viscositat μ [Pa·s]
290	0,0968	0,1123	2860	648,9	0,00036
260	0,097	0,1128	2750	704	0,000451

A la següent figura es mostren els càlculs preliminars per a definir les pressions de vapor a la temperatura d'operació, 65°C. Per a fer-ho s'ha realitzat Antoine per les diferents substàncies de la mescla de sortida dels reactors.

	A	B	C	T (K)	P (mmHg)	P (atm)
H2O	18,304	3816,4	-46,13	338	186,478438	0,245366366
HNO3	16,915	3054,8	-58,97	338	390,361508	0,513633563
H2SO4	15,136	4332,9	-116,34	338	0,0121369	1,59696E-05
Etilen	20,25	6022,2	-28,25	338	2,24312335	0,002951478

Figura 33: Càlcul de les pressions de vapor dels diferents components a 65 °C.

Coneixent els punts d'ebullició de les substàncies que conformen la mescla, s'ha pogut concloure que a la temperatura de 65°C, l'oxàlic no s'evaporarà.

A partir de la figura anterior on es mostren les pressions de vapor dels components restants a la mescla, es menysprea que tant l'etilenglicol com l'àcid sulfúric s'evaporin i per tant, les dues substàncies que s'evaporaran als equips seran el nítric i l'aigua.

Seguidament, a la següent taula es mostren les propietats de la mescla a l'aliment de l'evaporador:

Taula 36: Propietats dels corrents dels evaporadors EV-401 i EV-402

EVAPORADOR 1	
λ_{HNO_3} [kJ/Kg]	628,02
λ_{H_2O} [kJ/Kg]	2260,87
m_{h_2o} =Cabal màssic H ₂ O a evaporar [Kg/s] per evaporador	0,565
m_{hno_3} =Cabal màssic HNO ₃ a evaporar [Kg/s] per evaporador	0,75

Per al disseny de l'equip s'ha utilitzat el mètode de Kern, en primer lloc, per al càlcul de Q, s'ha utilitzat la següent equació, per a saber el calor necessari que s'ha d'aportar per a escalfar la mescla d'aliment a la temperatura desitjada, 65°C, i per tant, evaporar part del nítric i aigua.

Per a fer-ho, s'ha utilitzat la següent equació per al canvi de fase:

$$Q = m \cdot \lambda$$

Equació 1

A partir dels cabals màssics de nítric i aigua que s'han d'evaporar i dels calors latents dels mateixos a la temperatura d'operació (65°C) que es mostren a la *taula.4*, es troba el valor de calor que s'ha d'aportar al sistema.

$$Q = (0,565 \cdot 2260,87) + (0,75 \cdot 628,02) = 1748,41 \text{ kJ/s}$$

Un cop calculat el calor que s'ha d'aportar al sistema es calcula el cabal màssic d'oli tèrmic que s'ha de subministrar per a poder assumir aquest calor.

Es calcula a partir de la següent equació per al canvi de temperatura:

$$Q = m \cdot cP \cdot \Delta T$$

Equació 2

Per tant, aïllant el cabal màssic, s'obté:

$$m_{oli} = \frac{Q}{cP \cdot \Delta T} = \frac{1748,41}{2860 \cdot (290 - 260)} = 0,020 \text{ Kg/s}$$

Calculant un cabal màssic de 0,020 Kg/s.

Un cop conegut el cabal màssic necessari d'oli tèrmic es calcula la velocitat a la que circularà el fluid a partir de les necessitats requerides.

Com el fluid circularà per tubs, és necessari determinar el diàmetre intern d'aquest per a poder procedir als càlculs.

Per a que es compleixi el rang de velocitats típiques de circulació s'ha escollit un diàmetre extern que pren valor de 0,0103 m i el gruix correspon a 0,00124 m . Per tant, el diàmetre intern del tub es calcula a partir de la següent expressió:

$$Di = Dext - 2 \cdot \Delta x$$

Equació 3

Substituint en la equació anterior els valors per al diàmetre extern i intern del tub escollit, s'obté un diàmetre intern de tubs de:

$$Di = 0,0103 - 2 \cdot 0,00124 = 0,00782 \text{ m}$$

Un cop calculat el diàmetre intern per el que circularà el fluid, es calcula la velocitat a la que circularà a partir de la següent equació:

$$v = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} \cdot Di^2}$$

Equació 4

Substituint els valors obtinguts anteriorment:

$$v = \frac{0,020 \text{ Kg/s}}{\frac{\pi}{4} \cdot 0,00782^2 \text{ m}} \cdot \frac{1}{684,9 \text{ Kg/m}^3} = 0,619 \text{ m/s}$$

La velocitat de circulació es situa en el rang de velocitats típiques.

Taula 37: Velocitats recomanades per a fluids per canonades.

Tabla 1. Velocidades recomendadas para fluidos en tuberías.

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

Les altes velocitats dels fluids afavoreixen la transferència de calor, ja que s'obtenen valors més alts de coeficients, però a la vegada donen lloc a caigudes de pressió elevades que no es poden permetre. El valor per a la velocitat del fluid és suficientment alt per a reduir el embrutiment i es troba dins dels límits per a evitar quelcom comentat anteriorment.

Seguidament, es calcula el coeficient individual de transferència de matèria referit al fluid que circula per els tubs (h_i), mitjançant la següent expressió:

$$\frac{h_i}{D_i \cdot k} = A \cdot \left(\frac{\rho \cdot v \cdot D_i}{\mu} \right)^B \cdot \left(\frac{cP \cdot \mu}{k} \right)^C$$

Equació 5

On D_i és el diàmetre intern dels tubs, k , ρ , μ i cP són la conductivitat, la densitat, la viscositat i la calor específica de l'oli tèrmic determinats usant l'eina HYSYS i v és la velocitat de circulació de l'oli a través dels tubs. A, B i C són paràmetres que prenen els següents valors bibliogràfics: 0,023; 0,8; 0,4. Substituint els valors coneguts:

$$\frac{h_i}{0,00782 \cdot 0,0968} = 0,023 \cdot \left(\frac{680 \cdot 0,619 \cdot 0,00782}{0,00036} \right)^{0,8} \cdot \left(\frac{2860 \cdot 0,00036}{0,0968} \right)^{0,4}$$

$$h_i = 1082,09 \left[\frac{J}{s \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

Suposant que l'evaporador està ben aïllat i que la conducció és menyspreable, el coeficient global de transmissió de calor és equivalent al coeficient individual de transferència interna.

Per tant, el coeficient global de bescanvi de calor correspon a 1,08 kJ/s m² °C, un valor per sota dels valors típics, no obstant, es pot prendre per vàlid.

Seguidament es calcula l'àrea d'intercanvi de calor necessària per a eliminar la calor desitjada mitjançant la següent equació:

$$Q = U \cdot A \cdot DTML$$

Equació 6

On la diferència de temperatures mitjana logarítmica es calcula a partir de la següent expressió:

$$DTML = \frac{(T - T_e) - (T - T_s)}{\ln \left(\frac{T - T_e}{T - T_s} \right)}$$

Equació 7

On T és la temperatura d'operació de l'evaporador, T_e és la temperatura d'entrada als tubs del fluid calefactor i T_s és la temperatura de sortida dels tubs del fluid calefactor. Substituint les dades:

$$DTML = \frac{(290 - 65) - (260 - 65)}{\ln \left(\frac{290 - 65}{260 - 65} \right)} = 209,6 \text{ } ^\circ C$$

Per tant, substituint les dades obtingudes a per al càlcul del cabal de calor:

$$Q = 0,621 \cdot 6,71 \cdot 209,6 = 1748,41 \text{ kJ/s}$$

Un cop comprovat que el valor de calor que es desprèn és igual al del calor que ha d'aportar l'oli, es calcula l'àrea d'intercanvi:

$$A = \frac{Q}{U \cdot DTML} = \frac{1748,41}{0,619 \cdot 209,6} = 7,71 \text{ m}^2$$

Per tant, l'àrea necessària per a un evaporador serà de 7,71 m².

11.6.3. Dimensionament de l'evaporador

L'elecció de les dimensions dels tubs dels evaporadors es realitza a partir d'uns valors estàndard. Les longituds per a tubs utilitzades són 6ft (1,86 m), 8 ft (2,44 m), 12 ft (3,66 m), 16 ft (4,88 m), 20 ft (6,10 m), 24 ft (7,32). Per al dimensionament de l'evaporador s'ha pres com a longitud un valor mig de 4,88m.

La disposició dels tubs (Pitch) més utilitzada en evaporadors acostuma a ser de tipus triangular, d'aquesta manera hi ha més espai entre tubs i millor transferència de calor. Per al cas dels evaporadors, el Pitch correspon a 1,25 vegades el diàmetre extern dels tubs.

A la següent taula es mostren els valors per a les constants k₁ i n₁ en funció dels passos per tubs necessaris i de la disposició dels mateixos.

Taula 38: Valors de les constants segons disposició triangular dels tubs.

Pitch triangular (p=1,25.d₀)					
Pasos por tubos	1	2	4	6	8
k₁	0,319	0,249	0,175	0,0743	0,0365
n₁	2,143	2,207	2,285	2,499	2,675

A la següent taula es mostren els valors escollits per al dimensionament de l'evaporador:

Taula 39: Valors utilitzats per al dimensionament de l'evaporador.

Longitud tub [m]	4,88
Diàmetre extern tub (d_o) [m]	0,0103
Espessor paret [m]	0,00124
Diàmetre intern tub (d_i) [m]	0,00782
tipus	Triangular
Relació: pt/ d_o	1,25
Pitch (pt)	0,012875

A partir de l'àrea de transferència de calor, es realitza el disseny de forma del evaporador. Per al càlcul de l'àrea del tub, s'utilitza la següent expressió:

$$A_{tub} = \pi \cdot d_o \cdot L$$

Equació 8

On:

A_{tub} = Àrea per a un tub [m²].

d_o = Diàmetre extern tub [m].

L = Longitud del tub [m].

Per tant, substituint els valors de la taula anterior, s'obté l'àrea d'un tub:

$$A_{tub} = \pi \cdot 0,0103 \cdot 4,88 = 0,16 \text{ m}^2$$

A partir d'aquest valor i amb l'àrea total d'intercanvi necessària, es calcula el numero de tubs necessaris per a poder transmetre la calor necessària al fluid:



$$N^{\circ} \text{ tubs} = N_t = \frac{\text{\AA}rea \text{ total}}{\text{\AA}rea \text{ tub}}$$

Equació 9

Substituint els valors obtinguts s'obté el nombre de tubs necessaris:

$$N_t = \frac{7,71}{0,16} = 42,49$$

El nombre de tubs obtinguts correspon a un nombre no divisible entre els passos per tubs, per tant, s'ha escollit dimensionar per a 44 tubs que resulta múltiple del número de passos per tubs.

Seguidament, s'ha calculat el diàmetre del feix dels tubs a partir de la següent expressió:

$$D_{feix} = d_0 \cdot \left(\frac{N_t}{k_1}\right)^{1/n_1}$$

Equació 10

On d_0 correspon al diàmetre extern, N_t el nombre de tubs, k_1 i n_1 s'han extret de la següent taula per a un pitch triangular de 1,25 vegades el diàmetre extern. Per tant, per a dos passos per tubs, substituint els valors, s'obté un valor de diàmetre de feix de $D_{feix}=1,463$ m.

11.6.4. Distància entre tubs i carcassa

La distància entre els tubs i la carcassa es calcula a partir del diàmetre del feix dels tubs per al tipus d'evaporador utilitzant a partir de la següent figura:

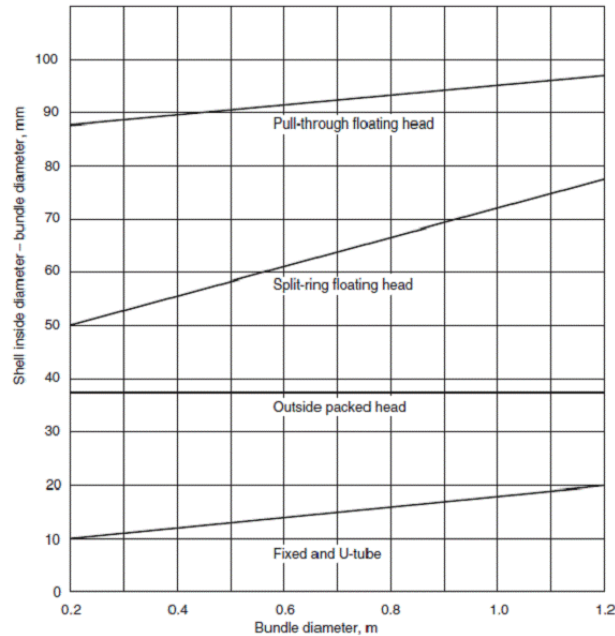


Figura 34: Relació entre el diàmetre del feix del tub i l'espessor del feix a partir del tipus de capçal.

Es selecciona un capçal flotant (Split-ring), la lectura es realitzarà sobre la segona recta des de la part superior de la figura. Extrapolant l'equació de la recta corresponent, quedaria :

$$e_{feix-carcassa} = 44,5 + 27,5 \cdot D_{feix} \text{ (mm)}$$

Equació 11

Per tant, substituint el valor del diàmetre del feix a l'anterior expressió, la distància entre tubs i carcassa és de 0,0847 m. Per al càlcul del diàmetre de la carcassa, es suma el valor del diàmetre del feix dels tubs més la distància entre tubs:

$$D_{i,carcassa} = D_{feix tub} + 2 \cdot e_{feix-carcassa}$$

Equació 12

On:

$D_{feix tub}$ = Diàmetre del feix dels tubs [m]

$e_{feix-carcassa}$ = Distància entre tubs i carcassa [m]

$D_{i,carcassa}$ = Diàmetre intern de la carcassa [m]

Substituint els valors:

$$D_{i,carcassa} = 1,463 + 2 \cdot 0,0847 = 1,633 \text{ m}$$

Un cop es coneix el diàmetre de la carcassa s'utilitza la següent taula per a conèixer l'espessor de la carcassa:

Taula 40: Valors típics per canonades en funció del diàmetre nominal de carcassa.

Diàmetre nominal de la carcassa (mm)	Acero al Carbono		
	Tubería	Especial	Acero aleado
152	7,1	-	3,2
203-305	9,3	-	3,2
330-737	9,5	9,5	4,8
762-991	-	11,1	6,4
1116-1524	-	12,7	7,9

Per un valor de 1473mm de diàmetre de carcassa s'obté un 7,9 mm d'espessor per a la mateixa a partir de la taula anterior.

Finalment, el diàmetre extern de la carcassa es pot calcular a partir de la següent expressió:

$$D_{e,carcassa} = D_{i,carcassa} + 2 \cdot e_{carcassa}$$

Equació 13

On:

$D_{e,carcassa}$ = Diàmetre extern carcassa [m].

$D_{i,carcassa}$ = Diàmetre intern de la carcassa [m].

$e_{carcassa}$ = Espessor de la carcassa [m].

Substituint els valors a l'equació anterior, s'obté el valor per al diàmetre extern de la carcassa:

$$D_{e,carcassa} = 1,633 + 2 \cdot 0,0079 = 1,648 \text{ m}$$

11.6.5. Càlcul de la pèrdua de pressió

La caiguda de pressió a la carcassa només ve determinada per la fricció a la canonada durant la circulació del fluid. L'equació per al càlcul és la següent:

$$\Delta P_{carcassa} = N_{pasos} \cdot \left[8 \cdot j_f \cdot \frac{L}{l_b} \cdot \frac{D_{i,c}}{d_i} \right] \cdot \frac{\rho \cdot u_c^2}{2}$$

Equació 14

On:

$\Delta P_{carcassa}$ = Pèrdua de pressió per la carcassa [kPa].

j_f = Factor de correcció de temperatura.

L = Longitud carcassa [m].

l_b = Espai entre bafles [m].

$D_{i,c}$ = Diàmetre intern de la carcassa [m].

d_i = Diàmetre intern del tubs [m].

ρ = Densitat de la mescla [Kg/m³].

u_c = Velocitat per carcassa [m/s].

El factor de correcció de la temperatura j_f , depèn de la temperatura del fluid que circula per la carcassa i el fluid que circula per tubs i del nombre de passos per carcassa i tubs. Per a poder deduir aquest paràmetre s'han tingut en compte les següents hipòtesis:

- Els fluids circulen en paral·lel o en contracorrent.
- El coeficient global de transferència de calor es pot considerar uniforme i no existeixen pèrdues de calor al sistema.
- No hi ha fugues de fluid entre els passos de la carcassa.
- En cada pas (de carcassa o tubs), l'àrea de transferència de calor és la mateixa.

Per tant, a partir de les suposicions esmentades anteriorment, el valor del coeficient de fricció té un valor de 0,004. La densitat és la del fluid que circula per la carcassa, en aquest cas, la mescla, i pren un valor de 1525 Kg/m³. Per al càlcul de l_b , espai entre els bafles, es calcula amb la següent relació:

$$l_b = \frac{\text{Longitud dels tubs}}{N^{\circ} \text{ de bafles} + 1}$$

Equació 15

La distància entre bafles s'ha anat modificant per a mantenir la velocitat del fluid en la carcassa entre els valor òptims (0,3-1m/s). Quant major sigui el caudal màssic que circula per fora els tubs, més pantalles deflectores s'hauran d'utilitzar. El nombre de bafles utilitzat són 33 i substituint els valors es calcula:

$$l_b = \frac{4,88}{33 + 1} = 0,144 \text{ m}$$

Per al càlcul de la velocitat del fluid a la carcassa, s'utilitza la següent expressió:

$$u_c = \frac{m}{A_c \cdot \rho}$$

Equació 16

On m correspon al flux màssic, 2,044 Kg/s de mescla, ρ és la densitat del fluid a la carcassa, 1525,016 Kg/m³ i A_c l'àrea de la carcassa calculada a partir de la següent expressió:

$$A_c = \frac{(p_t - d_0)}{p_t} \cdot \frac{D_{i,c} \cdot l_b}{N_{passos}}$$

Equació 17

On:

p_t = Pitch triangular [m].

d_0 = Diàmetre extern tub [m].

$D_{i,c}$ = Diàmetre intern carcassa [m].

l_b = Espai entre els bafles [m].

N_{passos} = Numero de passos per carcassa.

Per tant, substituint els valors:

$$A_c = \frac{(0,013 - 0,0103)}{0,012} \cdot \frac{1,633 \cdot 0,144}{1} = 0,04 \text{ m}^2$$

Un cop coneguda l'àrea es calcula la velocitat del fluid per la carcassa substituint els valors a l'equació de la velocitat de fluid per carcassa:

$$u_c = \frac{3,63}{0,04 \cdot 610} = 0,152 \text{ m/s}$$

Per tant, la caiguda de pressió per la carcassa es calcula a partir de l'equació 12 esmentada anteriorment i substituint els valors s'obté:

$$\Delta P_{carcassa} = 1 \cdot \left[8 \cdot 0,004 \cdot \frac{4,88}{0,144} \cdot \frac{0,150}{0,00782} \right] \cdot \frac{1525 \cdot 0,311^2}{2} = 3281,36 \text{ Pa}$$

$$= 3,3 \text{ kPa}$$

Pèrdua de carrega per tubs:

$$\Delta P_{tubs} = N_{pasos} \cdot \left[8 \cdot j_f \cdot \frac{L}{d_i} + 2,5 \right] \cdot \frac{\rho \cdot u_t^2}{2}$$

Equació 18

On la densitat correspon al valor de la densitat de la mescla que hi circula, u_t a la velocitat de circulació de la mescla pels tubs, j_f pren un valor de 0,002, d_i correspon al diàmetre intern dels tubs i L a la longitud d'aquests. Per tant, substituint els valors:

$$\Delta P_{tubs} = 2 \cdot \left[8 \cdot 0,002 \cdot \frac{4,88}{d_i} + 2,5 \right] \cdot \frac{\rho \cdot u_t^2}{2} = 820,34 \text{ Pa} = 0,82 \text{ kPa}$$

Per al càlcul del volum de l'evaporador, s'ha dimensionat com a un cilindre, per tant, el volum de cada evaporador és :

$$V_{evaporador} = \pi \cdot L \cdot d_c = 25,3 \text{ m}^3$$

Equació 19

Per tant, es disposa de dos evaporadors en paral·lel d'un volum de 25,3 m³ cada un i ambdós operen sota les mateixes condicions i per tant han estat dissenyats de la mateixa manera.

11.6.6. Evaporador de segona etapa

L'equip d'evaporació 2 s'ha dissenyat de la mateixa manera que els anteriors. En aquest apartat, es realitzen els càlculs per al disseny de l'equip utilitzant la mateixa metodologia explicada anteriorment. Seguidament, a la següent taula es mostren les propietats de la mescla a l'aliment de l'evaporador:

Taula 41: Propietats dels corrents a l'evaporador EV-403.

EVAPORADOR 2	
λ_{HNO_3} [kJ/Kg]	628,02
λ_{H_2O} [kJ/Kg]	2260,87
m_{h_2o} = Cabal màssic H ₂ O a evaporar [Kg/s] per evaporador	0,1
m_{hno_3} = Cabal màssic HNO ₃ a evaporar [Kg/s] per evaporador	0,14

Per al disseny de l'equip s'ha utilitzat el mètode de Kern, en primer lloc, per al càlcul de Q, s'ha utilitzat la següent equació, per a saber el calor necessari que s'ha d'aportar per a escalfar la mescla d'aliment a la temperatura desitjada, 65°C, i per tant, evaporar part del nítric i aigua.

A partir dels cabals màssics de nítric i aigua que s'han d'evaporar i dels calors latents dels mateixos a la temperatura d'operació (65°C) que mostrats a la taula corresponent, es troba el valor de calor que s'ha d'aportar al sistema. Per tant, substituint les dades a l'equació del càlcul de cabal de calor s'obté:

$$Q = (0,1 \cdot 2260,87) + (0,14 \cdot 628,02) = 314,01 \text{ kJ/s}$$

Un cop calculat el calor que s'ha d'aportar al sistema es calcula el cabal màssic d'oli tèrmic que s'ha de subministrar per a poder assumir aquest calor.

Per tant, substituint els valors i aïllant de la equació de cabal de calor el cabal màssic s'obté:

$$m_{oli} = \frac{Q}{cP \cdot \Delta T} = \frac{314,01}{2860 \cdot (290 - 260)} = 0,004 \text{ Kg/s}$$

S'obté un cabal màssic de 0,004 Kg/s de refrigerant.

Un cop conegut el cabal màssic necessari d'oli tèrmic es calcula la velocitat a la que circularà el fluid a partir de les necessitats requerides.

Com el fluid circularà per tubs, és necessari determinar el diàmetre intern d'aquest per a poder procedir als càlculs.

Per a que es compleixi el rang de velocitats típiques de circulació s'ha escollit un diàmetre extern que pren valor de 0,0103 m i el gruix correspon a 0,00124 m . Per tant, el diàmetre intern del tub es calcula i coincideix amb el del primer evaporador:

$$D_i = 0,00782 \text{ m}$$

Un cop calculat el diàmetre intern per el que circularà el fluid, es calcula la velocitat a la que circularà:

$$v = \frac{0,004 \text{ Kg/s} / 684,9 \text{ Kg/m}^3}{\frac{\pi}{4} \cdot 0,00782^2 \text{ m}} = 0,111 \text{ m/s}$$

Un cop coneguda la velocitat de circulació del fluid, es calcula el coeficient individual de transferència de matèria referit al fluid que circula per els tubs (h_i), mitjançant.

D_i és el diàmetre intern dels tubs, k , ρ , μ i c_p són la conductivitat, la densitat, la viscositat i la calor específica de l'oli tèrmic determinats usant l'eina HYSYS i v és la velocitat de circulació de l'oli a través dels tubs. A , B i C són paràmetres que prenen els següents valors bibliogràfics: 0,023; 0,8; 0,4. Substituint els valors coneguts:

$$\frac{h_i}{0,00782 * 0,0968} = 0,023 * \left(\frac{680 * 0,111 * 0,00782}{0,00036} \right)^{0,8} * \left(\frac{2860 * 0,00036}{0,0968} \right)^{0,4}$$

$$h_i = 273,97 \left[\frac{J}{s \cdot m^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

Suposant que l'evaporador està ben aïllat i que la conducció és menyspreable, el coeficient global de transmissió de calor és equivalent al coeficient individual de transferència interna. Per tant , el coeficient global de bescanvi de calor correspon a 0,27 kJ/s m² °C.

Seguidament es calcula l'àrea d'intercanvi de calor necessària per a eliminar la calor desitjada; en primer lloc es calcula la diferència de temperatures mitjana logarítmica, no obstant, com opera en les mateixes condicions que el primer evaporador dissenyat, aquest valor és el obtingut anteriorment, 209,6°C.

Per tant;

$$Q = 0,27 \cdot 5,47 \cdot 209,6 = 314 \text{ kJ/s}$$

Un cop comprovat que el valor de calor que es desprèn és igual al del calor que ha d'aportar l'oli, es calcula l'àrea d'intercanvi a partir de l'equació.6:

$$A = \frac{Q}{U \cdot DTML} = \frac{314}{0,24 \cdot 209,6} = 5,46 \text{ m}^2$$

Per tant, l'àrea necessària per a un evaporador serà de 5,46 m².

11.6.7. Dimensionament evaporador de segona etapa

L'elecció de les dimensions dels tubs dels evaporadors es realitza a partir d'uns valors estàndard. Les longituds per a tubs utilitzades són 6ft (1,86 m), 8 ft (2,44 m), 12 ft (3,66 m), 16 ft (4,88 m), 20 ft (6,10 m), 24 ft (7,32). Per al dimensionament de l'evaporador s'ha pres com a longitud un valor mig de 1,86 metres que corresponen als tubs de 6ft. La disposició dels tubs (Pitch) més utilitzada en evaporadors acostuma a ser de tipus triangular, d'aquesta manera hi ha més espai entre tubs i millor transferència de calor. El nombre de passos per tubs és 1 i per tant, les constants k1 i n1 prenen valors de 2,143 i 0,319 respectivament.

A la següent taula es mostren els valors escollits per al dimensionament del segon evaporador:

Taula 42: Valors preliminars per al dimensionament de l'evaporador de segona etapa

Longitud tub [m]	1,86
Diàmetre extern tub (d_o) [m]	0,0103
Espessor paret [m]	0,00124
Diàmetre intern tub (d_i) [m]	0,00782
tipus	Triangular
Relació: pt/d_o	1,25
Pitch (pt)	0,012875

A partir de l'àrea de transferència de calor, es realitza el disseny de forma del evaporador. Substituint els valors per al càlcul de l'àrea del tub s'obté:

$$A_{tub} = \pi \cdot 0,0103 \cdot 1,86 = 0,06 \text{ m}^2$$

A partir d'aquest valor i amb l'àrea total d'intercanvi necessària, es calcula el numero de tubs necessaris per a poder transmetre la calor necessària al fluid:

$$N^{\circ} \text{ tubs} = N_t = \frac{\text{Àrea total}}{\text{Àrea tub}}$$

Equació 20

Substituint els valors obtinguts s'obté el nombre de tubs necessaris:

$$N_t = \frac{5,46}{0,06} = 90,83$$

El nombre de tubs obtinguts correspon a un nombre no divisible entre els passos per tubs, per tant, s'ha escollit dimensionar per a 92 tubs que resulta múltiple del número de passos per tubs. Seguidament, s'ha calculat el diàmetre del feix dels tubs, on d_o correspon al diàmetre extern, N_t el nombre de tubs, k_1 i n_1 s'han extret de la següent

taula per a un pitch triangular de 1,25 vegades el diàmetre extern. Per tant, per a un pas per tubs, s'obté un valor de diàmetre de feix de $D_{\text{feix}}=1,66$ m.

11.6.8. Distància entre tubs i carcassa

La distància entre els tubs i la carcassa es calcula a partir del diàmetre del feix dels tubs per al tipus d'evaporador utilitzant a partir de la següent figura:

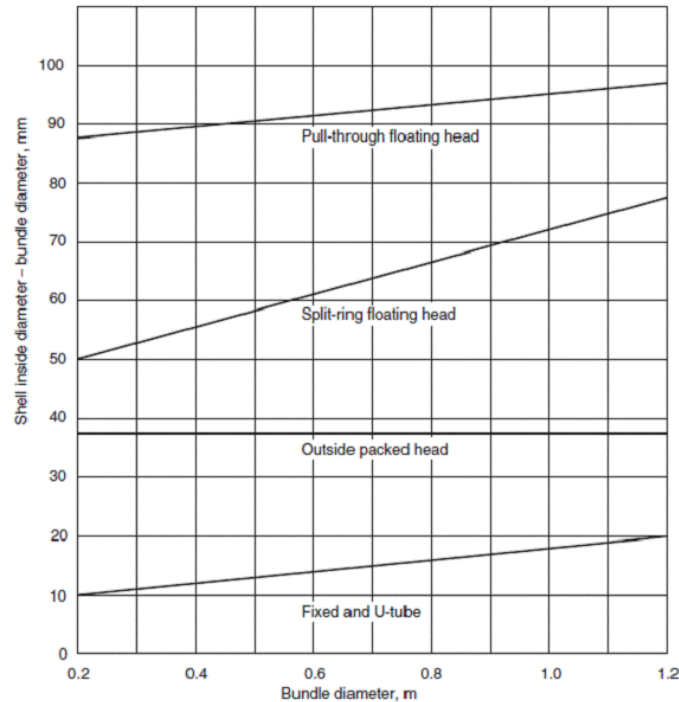


Figura 35: Relació entre el diàmetre del feix del tub i l'espessor del feix a partir del tipus de capçal.

Es selecciona un capçal flotant (Split-ring), la lectura es realitzarà sobre la segona recta des de la part superior de la figura. Extrapolant l'equació de la recta corresponent, quedaria :

$$e_{\text{feix-carxassa}} = 44,5 + 27,5 \cdot D_{\text{feix}} \text{ (mm)}$$

Per tant, substituint el valor del diàmetre del feix a l'anterior expressió, la distància entre tubs i carcassa és de 0,09 m. Per al càlcul del diàmetre de la carcassa, es suma el valor del diàmetre del feix dels tubs més la distància entre tubs, per tant;

$$D_{i,\text{carxassa}} = 1,66 + 2 \cdot 0,09 = 1,84 \text{ m}$$

Un cop es coneix el diàmetre de la carcassa es troba el valor del gruix de la carcassa, per tant, per a un valor de 1840 mm de diàmetre de carcassa s'obté un valor

de 7,9 per a l'espessor de la mateixa. D'aquesta manera es pot conèixer el diàmetre extern de la carcassa substituint els valors corresponents s'obté:

$$D_{e,carcassa} = 1,84 + 2 \cdot 0,0079 = 1,86 \text{ m}$$

11.6.9. Càlcul de la pèrdua de pressió

La caiguda de pressió a la carcassa només ve determinada per la fricció a la canonada durant la circulació del fluid. S'han realitzat els mateixos càlculs que per a l'evaporador 1 a partir dels valors d'aquest. Per tant, en primer lloc, la densitat de la mescla que circula correspon a un valor de 1313 Kg/m³. S'ha calculat l'espai entre bafles; la distància entre bafles s'ha anat modificant per a mantenir la velocitat del fluid en la carcassa entre els valor òptims (0,3-1m/s). Quant major sigui el caudal màssic que circula per fora els tubs, més pantalles deflectores s'hauran d'utilitzar. El nombre de bafles utilitzat són 33 i substituint:

$$l_b = \frac{1,68}{33 + 1} = 0,054 \text{ m}$$

En quant al càlcul de la velocitat del fluid a la carcassa, s'ha realitzat a partir del cabal màssic (que correspon a 2,004 Kg/s de mescla), la densitat del fluid a la carcassa (que és de 1313 Kg/m³) i A_c , l'àrea de la carcassa, que es calcula a continuació.

Primerament, es calcula l'àrea de la carcassa:

$$A_c = \frac{(0,011 - 0,0103)}{0,011} \cdot \frac{1,84 \cdot 0,05}{1} = 0,009 \text{ m}^2$$

Un cop coneguda l'àrea es calcula la velocitat del fluid per la carcassa substituint els valors:

$$u_c = \frac{2,044}{0,009 \cdot 1313} = 0,169 \text{ m/s}$$

Per tant, la caiguda de pressió per la carcassa es calcula a partir de la equació esmentada anteriorment i substituint els valors s'obté:

$$\Delta P_{carcassa} = 5641 \text{ Pa}$$

La pèrdua de càrrega per tubs es calcula a partir de la densitat de la mescla que hi circula, u_t a la velocitat de circulació de la mescla pels tubs, j_f pren un valor de 0,002, d_i correspon al diàmetre intern dels tubs i L a la longitud d'aquests. Per tant, substituint els valors:

$$\Delta P_{tubs} = 53,5 Pa$$

Per al càlcul del volum de l'evaporador, s'ha dimensionat com a un cilindre, per tant, el volum de cada evaporador és :

$$V_{evaporador} = \pi \cdot L \cdot d_c = 10,85 m^3$$

11.7. Cristal·litzadors

En aquest apartat es detalla el disseny dels dos equips de cristal·lització de la planta OXALIN, S.L.. El primer cristal·litzador es troba després dels dos evaporadors en paral·lel i el segon cristal·litzador després de l'evaporador 2 com es pot veure a al diagrama de procés de la planta.

La cristal·lització és una procés físic de separació i purificació que consisteix en la formació de partícules sòlides a partir d'una fase homogènia, generalment líquida.

Aquesta tècnica està basada en la diferència de solubilitat de la substància en un solvent a diferents temperatures.

Aquesta operació té un paper molt important a les indústries degut a la gran quantitat de productes que es venen al mercat en forma de cristalls. A més a més, els cristalls formats a partir d'una solució impura són relativament purs, al mateix temps que proporciona un mètode pràctic per a l'obtenció de substàncies químiques en una forma i estat apropiat per a ser manipulades, empaquetades i emmagatzemades.

Existeixen diferents tipus de processos per a obtenir la cristal·lització:

- Cristal·lització per evaporació: s'evapora una part del dissolvent, fins que la quantitat de substància dissolta en la solució restant superi la concentració de saturació. Aquest mètode és utilitzat freqüentment quan la solubilitat de la substància depèn poc de la temperatura.
- Cristal·lització al buit: s'evapora una part de dissolvent, i l'eliminació de calor necessari enfreda la solució. Aquest cristal·litzador actua com un tanc agitat amb una camisa per la qual circula un fluid calefactor que intercanvia calor amb la mescla que conté el producte desitjat. La finalitat és l'eliminació d'aigua que conté la mescla i d'aquesta manera obtenir els cristalls purs desitjats.
- Cristal·lització per refredament: en el cas dels dos cristal·litzadors emprats per a la planta de producció d'àcid oxàlic s'han utilitzat els cristal·litzadors per refredament de solucions saturades. Aquest mètode involucra un canvi de

temperatura per a induir a condicions de baixa solubilitat i consegüentment de saturació i cristal·lització de la substància desitjada, en aquest cas, l'àcid oxàlic.

En particular, s'han dissenyat dos cristal·litzadors de Suspensió Mesclada i Remoció de Producte Mesclat (MSMPR). Per al disseny dels cristal·litzadors s'han realitzat diferents suposicions:

- En primer lloc, la suposició de la mescla perfecta al cristal·litzador. D'aquesta deriva que la concentració de la solució, la concentració de partícules suspeses, temperatura i la distribució de la mida del cristall es consideren constants en tot el sistema i per tant, són iguals a la sortida del mateix.
- Es suposa també que no entren cristalls suspesos al sistema, sinó una solució homogènia sense estar saturada. Es suposa que la nucleació és l'únic fenomen influent en la formació dels nous cristalls i per tant, no hi ha actuació dels fenòmens de fragmentació i desgast.
- No es té en consideració l'aglomeració i per tant, el creixement és l'únic fenomen significatiu per al augment de mida del cristall.
- La operació es dona en estat estacionari.
- En tot moment el cristal·litzador conté un magma de suspensió mesclada, sense classificació del producte.
- En tot moment hi ha sobresaturació uniforme del magma.
- No s'utilitza cap sistema de retirada de mesures classificades.
- No hi ha cristalls a l'aliment.
- El magma producte abandona el cristal·litzador en equilibri, de manera que el líquid principal en el producte està saturat.
- No hi ha ruptura de cristalls.

A la següent figura es mostra l'esquema simplificat de l'equip cristal·litzador:

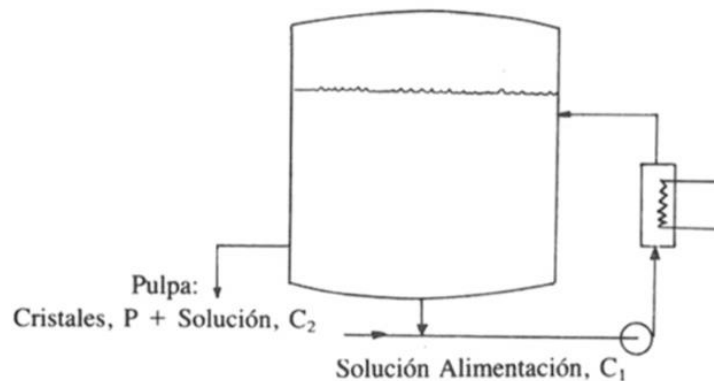


Figura 36: Esquema cristal·litzadors MSMPR

Els mecanismes de cristal·lització que es duen a terme es basen en tres passos bàsics, la sobresaturació de la solució, la formació de nuclis cristal·lins i finalment el creixement del cristall fins la mida que es requereix.

Referent al segon equip, es duu a terme el procés de recristal·lització de la solució per a obtenir un producte cristal·lí més pur. Aquesta tècnica de purificació és molt útil ja que fa possible l'eliminació de les impureses de la massa cristal·lina a partir de tornar a dissoldre els cristalls en una petita quantitat de solvent nou calent, i enfredant la solució per a obtenir cristalls més purs de manera que les impureses queden a la solució.

En aquest cristal·litzador s'acabarà de determinar la mida exacte dels cristalls que es vol obtenir com a producte final. Per al disseny del volum i del temps de residència s'ha utilitzat la següent bibliografia.³¹

11.7.1 Balanç de matèria

Els balanços de massa per al solut i el solvent en el cristal·litzador representat a la figura anterior són els següents:

$$\frac{dM_c}{d\theta} = S_1 C_1 - S_2 C_2 - P$$

Equació 21

$$\frac{dM_s}{d\theta} = S_1 - S_2$$

Equació 22

On:

M_c = massa solut [Kg]

C_1 =concentració de l'alimentació [Kg solut/ Kg aigua]

M_s =massa dissolvent [Kg]

S_1 =flux màssic solvent a l'entrada

C_2 =concentració de saturació a la sortida [Kg solut/Kg aigua]

S_2 =flux màssic solvent a la sortida

La concentració de l'aliment és coneguda a partir dels balanços realitzats anteriorment, en canvi, la concentració de sortida del líquid depèn de la solubilitat; com que l'oxàlic cristal·litzarà majoritàriament, la concentració de sortida serà igual a la concentració de saturació a la temperatura d'operació.

A partir de valors aportats en les classes de "Treball de fi de grau" es calcula els valors de concentració de saturació a la temperatura d'operació.

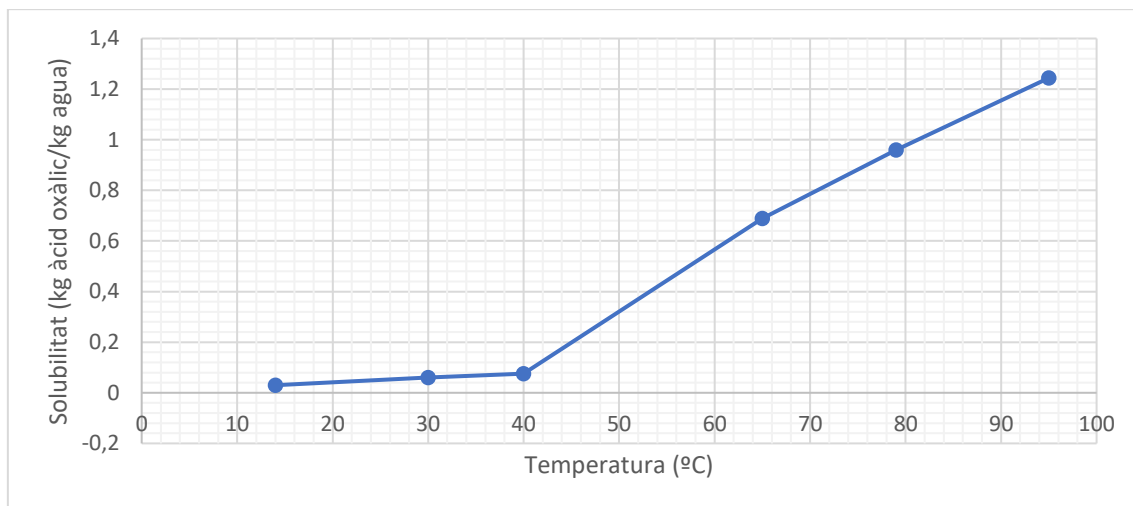


Figura 37: Representació gràfica solubilitat oxàlic en aigua a diferents temperatures d'operació.

A partir de l'anterior gràfic, en el cas del primer cristal·litzador, la temperatura d'operació és 20°C i per tant, el valor corresponent a la concentració de saturació del líquid a la sortida és de 0,095 Kg oxàlic/Kg solució.

A l'estat estacionari els fluxos màssics d'entrada i sortida del cristal·litzador es consideren que no varien, són iguals i per tant, la producció de cristalls es pot expressar de la següent manera:

$$P = S \cdot (C_1 - C_2)$$

Equació 23

On:

P= Producció de cristalls [kg/h]

S= flux màssic del solvent [kg/h]

C₁=concentració de l'alimentació [Kg solut/ Kg aigua]

C₂=concentració de saturació a la sortida [Kg solut/Kg aigua]

Substituint els valors a l'equació anterior s'obté la producció de cristalls, per tant;

$$P = 4,618 \cdot (0,265 - 0,095) = 2826,58 \text{ Kg/h}$$

Definint les variables M_t, massa de cristalls per unitat de volum de suspensió, el flux volumètric de suspensió de descàrrega i e, la fracció de volum de solució a volum de suspensió s'obté la següent equació:

$$P = M_t \cdot Q_2$$

Equació 24

On:

M_t= Massa de cristalls per unitat de volum de suspensió [Kg/m³]

Q₂= Flux volumètric de suspensió a la descàrrega [m³/h]

Per al càlcul de M_t s'han utilitzat les següents equacions:

$$M_t = \frac{d_s d_c (C_1 - C_2)}{d_s (C_1 - C_2) + d_c (1 + C_2)}$$

Equació 221

$$m = \frac{C_2}{(1 + C_2)}$$

Equació 222

$$d_s = d_0 \exp(A \cdot m)$$

Equació 223

d_s = Densitat de la solució [Kg/m³]

A= Paràmetre densitat solució

d_c = Densitat dels cristalls [Kg/m³]

m= Fracció en pes de solut

C_1 = Concentració a l'aliment [Kg/Kg]

C_2 = Concentració de saturació a la
sortida [Kg/Kg]

d_0 = Densitat de la solució [Kg/m³]

El paràmetre de densitat de solució (A), es calcula a partir de la següent equació a la temperatura d'operació del cristal·litzador en °C.

$$A = 0,65933 - 0,00183T + 2,163 \cdot 10^{-5}T^2 - 8,844 \cdot 10^{-8}T^3$$

Equació 224

Els valors obtinguts per el paràmetre A, a la temperatura d'operació de 20°C és el següent:

$$A = 0,65933 - 0,00183 \cdot 20 + 2,163 \cdot 10^{-5} \cdot 20^2 - 8,844 \cdot 10^{-8} \cdot 20^3 = 0,038$$

A partir de la combinació de les equacions per al càlcul de fracció en pes de sòlid i de la densitat de la solució, s'obté el valor de la densitat de la solució per al cristal·litzador. L'equació utilitzada és la següent:

$$d_s = d_0 \exp\left(A \cdot \frac{C_2}{(1 + C_2)}\right)$$

Equació 225

Substituint els valors, es troba la densitat de la solució:

$$d_{s1,cristal\cdot litzador1} = 1509,49 \cdot \exp\left(0,038 \cdot \left(\frac{0,095}{0,095 + 1}\right)\right) = 1514,46 \text{ Kg/m}^3$$

Amb la mateixa equació variant el valor de la concentració de saturació a la sortida per la de l'entrada es calcula la densitat de solució a l'entrada.

A partir dels valors de densitat de cristalls i els calculats anteriorment, es calcula el valor de massa de cristalls per unitat de suspensió a partir de la equació per al càlcul de la massa de cristalls per unitat de volum de suspensió, per tant:

$$M_{t,cristal\cdot litzador1} = \frac{1514,46 \cdot 1637 \cdot (0,265 - 0,095)}{1514,46 \cdot (0,265 - 0,095) + 1637(1 + 0,095)} = 205,6 \text{ Kg/m}^3$$

Per tant, substituint i aïllant a la equació de la producció de cristalls es procedeix al càlcul del flux volumètric de suspensió de descàrrega:

$$Q_2 = P/M_t$$

$$Q_{2\text{ cristal}\cdot litzador1} = \frac{2826,58}{205,6} = 13,748 \text{ m}^3/\text{h}$$

Per a saber el volum del cristal·litzador es realitzen els càlculs a partir de les següents equacions, un cop conegut el flux volumètric de suspensió de descàrrega. Per tant:

$$V = Q_2 \cdot \tau$$

Equació 26

$$\tau = \frac{G_\tau}{G}$$

Equació 27

$$G_\tau = \frac{L}{X}$$

Equació 28

On:

V= Volum del cristal·litzador [m³].

L= Longitud característica del cristall

Q₂= Caudal volumètric de suspensió de descàrrega [m³/h].

[m].

X=Densitat de població de cristalls

τ= Temps de residència [h].

G = Velocitat de creixement lineal dels cristalls [m/h]

G_τ = Relació entre la longitud característica i la mida [m].

Per al càlcul de X s'ha utilitzat la funció de retenció que representa la fracció massica de cristalls retinguts a una certa mida L . La funció ve representada per la següent equació:

$$1 - M'(X) = 1 - \left(1 + X + \frac{X^2}{2} + \frac{X^3}{6} \right) \exp(-X)$$

Equació 29

S'ha fixat un valor per $M'(X)$ equivalent al 0,1%, això vol dir que cada 1 de cada 1000 cristalls serà major a la mida definida. S'ha realitzat un solver donant valor al paràmetre X a partir de fixar el valor de $M'(X)$. S'ha obtingut un valor per a $X=13,06$.

Un cop calculat X i sabent el valor de L s'ha calculat el valor de G_τ a partir de la següent equació:

$$G_\tau = \frac{L}{X}$$

Equació 30

On L , la longitud característica del cristall és igual a 0,1mm i X és igual a 13,06. Per tant, substituint els valors a la equació anterior:

$$G_\tau = \frac{0,1}{13,06} = 7,65 \cdot 10^{-6} \text{ [m]}$$

El valor obtingut per a la velocitat de creixement lineal dels cristalls per a un temps de residència mitjà en el cristal·litzador correspon a $7,65 \cdot 10^{-6}$ metres.

Per al càlcul de G , velocitat de creixement dels cristalls, s'ha utilitzat la següent equació:

$$G = \left[\frac{M_t^{j-1}}{6k_v K_n d_c G_\tau^4} \right]^{\frac{1}{i-1}}$$

Equació 31

On:

M_t = massa de cristalls [Kg]

K_n = Constant cinètica [Kº]

k_v = Factor de forma [adimensional].

d_c = Densitat dels cristalls [Kg/m3]

j, i = valors per l'ordre de nucleació. extrets bibliogràficament del
Correspon a un valor de $j=4$ i per $i=2,4$ document³¹

Substituint els valors, s'obté el valor de la velocitat de creixement dels cristalls:

$$G = \left[\frac{M_t^{4-1}}{6 \cdot 1 \cdot 6,44 \cdot 10^{13} \cdot 1637 \cdot (7,65 \cdot 10^{-6})^4} \right]^{\frac{1}{2,4}-1} = 2,5 \cdot 10^{-6} \text{ m/h}$$

Un cop coneguda la velocitat de creixement i a partir de la següent equació, es troba el temps de residència al cristal·litzador:

$$\tau = \frac{G_\tau}{G}$$

Equació 32

Substituint els valors a per al càlcul del temps de residència:

$$\tau = \frac{7,65 \cdot 10^{-6}}{2,5 \cdot 10^{-6}} = 3,055 \text{ h}$$

I per tant, per al càlcul del volum del cristal·litzador, s'utilitza la següent equació:

$$V = Q_2 \cdot \tau$$

Equació 33

Substituint els valors calculats anteriorment, s'obté:

$$V = 13,748 \cdot 3,055 = 42 \text{ m}^3$$

A la següent taula es mostren els paràmetres utilitzats per als càlculs i els valors obtinguts de disseny del cristal·litzador 1:

Taula 43: Dades paràmetres utilitzats i valors finals disseny dels cristal·litzadors

Cristal·litzador 1	
P [kg/h]	2826,58
M'(X)	0,001
C ₁ [Kg/Kg]	0,265
K _v	1
d _c [Kg/m ³]	1637
K _n [°K]	6,44·10 ¹³
C ₂ [Kg/Kg]	0,095
T operació[°C]	20
d ₀ [kg/m ³]	1509,5
A	0,03
V [m ³]	42
τ [h]	3,055

11.7.2. Dimensionament de l'equip

Un cop trobat el volum del cristal·litzador anteriorment, s'ha sobredimensionat el volum de l'equip un 15% per a assegurar l'equip i poder treballar sota condicions segures, per tant:

$$V_{\text{cristal·litzador}_1} = V \cdot 1,15 = 42 \cdot 1,15 = 63,01 \text{ m}^3$$

La geometria del cristal·litzador simplificada i la del capçal torisfèric es mostren a les següents figures:

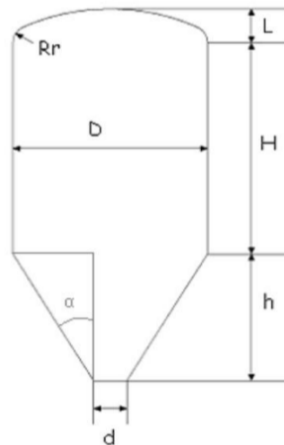


Figura 38: Geometria del cristal·litzador

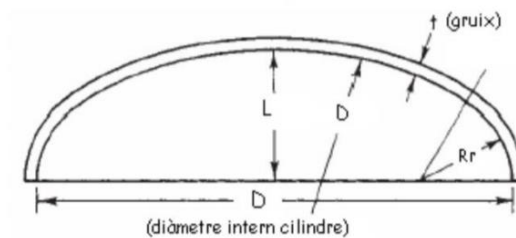


Figura 39: Geometria del capçal torisfèric del cristal·litzador

Per al seu dimensionament s'han diferenciat tres parts que constitueixen el mateix, el capçal torisfèric a la part superior, un cos cilíndric al centre i la part inferior com un tronc cònic per on es desplaçaran i sortiran els cristalls.

El volum del cristal·litzador serà igual a la suma dels volums de les parts esmentades anteriorment, de manera que :

$$V_{\text{cristal·litzador1}} = V_{\text{con}} + V_{\text{capçal}} + V_{\text{cilindre}}$$

Equació 34

Els volums de cadascuna de les parts s'obtenen de la següent manera a partir de les relacions geomètriques de cada part:

$$V_{con} = \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot (R^2 + r^2 + R \cdot r) \quad [m^3]$$

Equació 35

$$V_{capçal} = 0,1 \cdot D^3 \quad [m^3]$$

Equació 36

$$V_{cilindre} = \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2 \cdot H \quad [m^3]$$

Equació 37

On:

H= Alçada del cilindre [m]

R= Radi major del tronc cònic [m]

h= Alçada del tronc cònic [m]

D= Diàmetre intern del cilindre [m]

L= Distància des del punt més alt del
fons torisfèric fins a la part cilíndrica [m]

r= Radi menor del con cònic [m]

Per a poder realitzar els càlculs es fixen les següents variables:

- El diàmetre menor del con (d).
- L'angle alfa amb un valor de 20°. Sabent l'angle i la relació amb el catet oposat de $\frac{D-d}{2}$ es calcula h.
- El valor de H és proporcional a 1,5·D.

Es realitza un solver fent variar el valor del diàmetre intern del cilindre (D) fent que la suma dels volums de les geometries del cristal·litzador sigui igual o propera al volum sobredimensionat calculat. A la següent taula es mostren les dimensions dels cristal·litzadors que s'han obtingut a partir dels càlculs anomenats anteriorment:

Taula 44: Dimensions i volums de les parts del cristal·litzador

Cristal·litzador 1	
D (m)	3,37
H (m)	5,06
h (m)	4,22
r (m)	0,15
R (m)	1,69
d(m)	0,3
Catet oposat (m)	1,54
Vcilindre (m3)	45,34
Vcon (m3)	13,83
Vcapçal (m3)	3,85
Vcristal·litzador (15%) (m3)	63

11.7.2.1. Disseny de l'agitador

Els cristal·litzadors disposen d'un agitador de tipus àncora per a poder afavorir la formació dels sòlids que precipiten i evitar que els cristalls que es formen o s'incrusten a les parets també ho facin.

La velocitat d'agitació és de 33 rpm, una velocitat lenta per a evitar malmetre els cristalls.

Les següents correlacions i valors s'han extret del Perry's Chemical Engineer's Handbook:

- Diàmetre de l'agitador tipus àncora ha de ser un 95% el diàmetre intern del cristal·litzador (D).
- El nombre de potència (N_p) és 2.

A partir de la següent equació es pot calcular la potència absorbida per l'agitador:

$$P = N_p \cdot \rho \cdot v^3 \cdot D_{agitador}^5$$

Equació 38

On:

P = Potència absorbida per l'agitador [W]

ρ = Densitat de la càrrega d'entrada [Kg/m³]

$D_{agitador}$ = Diàmetre de l'agitador [m]

v = Velocitat d'agitació [rps] , valor escollit igual a 0,33.

N_p = Nombre de potència

Substituint els valors per la potència absorbida per l'agitador s'obté:

$$P = 2 \cdot 1404,9 \cdot 0,33^3 \cdot 3,21^5 = 25746,7 \frac{J}{s} = 25,75 \text{ kJ/s}$$

Per tant, el diàmetre i potència de l'agitador per cada cristal·litzador són els següents:

Taula 45: Potència i diàmetre agitador tipus àncora per als cristal·litzador 1

Cristal·litzador 1	
Diàmetre [m]	3,27
Potència [kW]	38,02

11.7.3. Balanç d'energia

Per a poder cristal·litzar, el solut ha d'eliminar el seu calor latent o entalpia de fusió, per a que l'estat cristal·lí, a més a més de ser el més pur, és el de menor nivell energètic, en el que les molècules es troben immòbils unes respecte les altres, formant estructures en l'espai, amb la mateixa geometria, sense importar la mida del cristall. Per tant, el balanç global d'energia del cristal·litzador es pot descriure com:

$$Q = L \cdot H_L + S \cdot H_S + V \cdot H_V - F \cdot H_F$$

Equació 39

On:

$$H_V = Cp_L^V \cdot (T_V - T_{ref}) + \lambda_{VAP}$$

$$H_S = Cp_L^S \cdot (T_S - T_{ref}) + \lambda_{CRIST}$$

$$H_F = Cp_L^F \cdot (T_F - T_{ref})$$

On:

Q= Calor que cal eliminar en el
cristal·litzador [J/s]

F= Càrrega molar de l'aliment al
cristal·litzador [mol]

L= Càrrega molar del líquid al
cristal·litzador [mol]

λ_{CRIST} = Calor de cristal·lització [J/mol]

V= Càrrega molar de vapor al
cristal·litzador [mol]

Cp_L^i = Calor específic de cada càrrega [J/mol·K]

S= Càrrega molar de sòlid al
cristal·litzador [mol]

Tref= Temperatura de referència [K]

Ti= Temperatura de cada corrent [K]

H_i = Entalpia de cada càrrega

Es parteix de les següents simplificacions:

- La temperatura d'entrada al cristal·litzador és igual a la temperatura de referència.
- La temperatura d'operació es troba en equilibri tèrmic.
- No es produeix vapor, per tant, el terme V i Hv són nuls.
- Es suposa que la solució està suficientment saturada i per tant, el calor de cristal·lització (λ_{CRIST}) té el mateix valor que el calor de solució

Aplicant les següents simplificacions l'equació general queda de la següent manera:

$$Q = \frac{S \cdot \lambda_{CRIST} - F \cdot Cp_L^F (T_F - T)}{\tau}$$

Equació 40

Per calcular el calor total, s'ha de sumar el calor del cristal·litzador calculat i el calor aportat per l'agitador, de manera que :

$$Q_{TOTAL} = Q + Q_{Agitador} = Q + 0,92 \cdot P$$

Equació 41

On:

Q = Calor que s'ha d'eliminar del cristal·litzador [J/s]

$Q_{Agitador}$ = Calor que desprèn l'agitador [J/s]

P = Potència de l'agitador [J/s]

A la següent taula es mostren els valors de les variables per a poder resoldre les equacions anteriors:

Taula 46: Dades balanç energètic cristal·litzador

Cristal·litzador 1	
T operació [K]	293
T_F [K]	333
Cp_L^F	82,36
λ_{CRIST} [J/molK]	-16311,32

A partir de les constants A, B, C, D, E extreptes del banc de dades per a cada component de la mescla s'ha calculat el calor específic de càrrega. A la següent taula es mostren les dades obtingudes.

Taula 47: Valors per al càlcul del calor específic de la càrrega al cristal·litzador

	A	B	C	D	E	Cp_L^F [J/kmol K]	Cp_L^F [J/kg K]
1						120348,860	1336,763968
2	1,15E+05	-7,50E+01	8,02E-01	-5,70E-04	0,00E+00	113046,720	1821,336599
3	1,31E+05	-1,22E+02	1,70E-01	0,00E+00	0,00E+00	126696,640	2010,419549
4	5,98E+04	3,95E+02	-5,21E-01	3,12E-04	-7,06E-08	74824,680	762,8943734
5	5,26E+04	2,41E+02	-8,51E-01	1,00E-03	0,00E+00	60980,720	3387,817778

L'equació utilitzada per al càlcul és la següent:

$$Cp = A \cdot T + B \cdot T^2 + C \cdot T^3 + D \cdot T^4 + E \cdot T^5$$

Està en funció de la temperatura d'operació del cristal·litzador, a 20°C. Un cop coneguda per a cada component de la mescla, es coneix per el calor específic de càrrega de la mescla a l'entrada a partir de les composicions molars del corrent; per tant;

$$Cp_L^F = x_{aigua} \cdot Cp_{aigua}^F + x_{etilenglicol} \cdot Cp_{etilenglicol}^F \cdot x_{ac.sulfúric} \cdot Cp_{ac.sulfúric}^F \\ \cdot x_{ac.nítric} \cdot Cp_{ac.nítric}^F \cdot x_{ac.oxàlic} \cdot Cp_{ac.oxàlic}^F$$

Equació 42

Substituint els valors a l'expressió anterior, s'obté el valor de :

$$Cp_L^F = 82,36 \text{ J/mol}$$

Per al càlcul del valor del calor específic de cristal·lització s'ha realitzat a partir del document figurant a la bibliografia³². A la següent taula extreta del mateix document es mostren els valors per a les constants A, B i per a les calors de solució per a una mescla d'àcid oxàlic en forma de dihidrat en àcid sulfúric i nítric.

Table III. Constants for Calculating Slope (A), Intercept (B), and Heat of Solution (ΔH) of Oxalic Acid Dihydrate in Nitric-Sulfuric Acid Solutions

A		B		ΔH , kcal	
$a_0 = -2941.9622128$	$b_0 = 10.4033362$	$d_0 = 13460.2602738$			
$a_1 = 28.8448491$	$b_1 = -0.0967797$	$d_1 = -131.9728629$			
$a_2 = 188.4367710$	$b_2 = -0.7182172$	$d_2 = -862.1483893$			
$a_3 = -4.9585029$	$b_3 = 0.0187940$	$d_3 = 22.6864710$			
$a_4 = -14.6061110$	$b_4 = 0.0509961$	$d_4 = 66.8268461$			
$a_5 = 0.3839517$	$b_5 = -0.0013253$	$d_5 = -1.7566814$			

Figura 40: Constants per al càlcul del calor de solució per diferents proporcions d'àcid oxàlic, nítric i sulfúric

Table I. Solubility of Oxalic Acid Dihydrate in the System HNO₃-H₂SO₄-H₂O at 0, 25, and 50 °C

soln no.	initial composition, wt %							
	1	2	3	4	5	6	7	8
HNO ₃	4.94	9.91	14.90	19.80	4.79	10.02	14.95	19.35
H ₂ SO ₄	39.79	40.00	39.90	39.80	48.30	49.70	49.79	49.45
H ₂ O	55.27	50.09	45.20	40.40	46.91	40.28	35.26	31.20

Figura 41: Proporcions per a les constants de la taula anterior

$$A = a_0 + a_1 C_s + (a_2 + a_3 C_s) C_n + (a_4 + a_5 C_s) C_n^2 \quad (3)$$

$$B = b_0 + b_1 C_s + (b_2 + b_3 C_s) C_n + (b_4 + b_5 C_s) C_n^2 \quad (4)$$

$$\Delta H = d_0 + d_1 C_s + (d_2 + d_3 C_s) C_n + (d_4 + d_5 C_s) C_n^2 \quad (5)$$

Figura 42: Equacions per al càlcul de les constants A, B i el calor de solució

S'ha escollit l'experiment 8 per a les dades de C_n i C_s, que s'apropen més a les proporcions del projecte assolit. Per al càlcul del calor de la solució, s'ha realitzat a partir de la següent equació extreta del document:

$$\Delta H_{\text{solució}} = d_0 + d_1 \cdot C_s + (d_2 + d_3 \cdot C_s) \cdot C_n + (d_4 + d_5 \cdot C_s) \cdot C_n^2$$

Equació 43

Substituint els valors a l'equació anterior, s'obté un valor de :

$$\Delta H_{\text{solució}} = 3,9 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol}} = 16311,32 \frac{\text{J}}{\text{mol}}$$

Per tant, l'entalpia de cristal·lització pren valor de:

$$\lambda_{\text{cristal·lització}} = -16311,32 \text{ J/mol}$$

Un cop es coneix els valors, es substitueixen al càlcul de calor generat, per tant;

$$Q = \frac{43,52 \cdot -16311,32 - 183,57 \cdot 82,36 \cdot (293 - 333)}{3,05} = -430303,24 \text{ J/s}$$

I substituint per al càlcul del calor total (que té en compte l'agitador), el valor obtingut:

$$Q_{TOTAL} = -430303,24 + 0,92 \cdot 25746,7 = 406616,23 \text{ J/s}$$

11.7.3.1. Refrigeració i àrea total de transmissió

Es determina l'àrea màxima de bescanvi disponible com el sumatori de les àrees laterals. L'àrea màxima de bescanvi s'expressa a la següent equació:

$$A_{Màxima \text{ de bescanvi}} = A_{Lateral \text{ cònic}} + A_{Lateral \text{ cilindre}}$$

Equació 44

on:

$$A_{Lateral \text{ cònic}} = \pi \cdot g \cdot (R + r)$$

Equació 45

$$A_{Lateral \text{ cilindre}} = 2 \cdot \pi \cdot H \cdot R$$

Equació 46

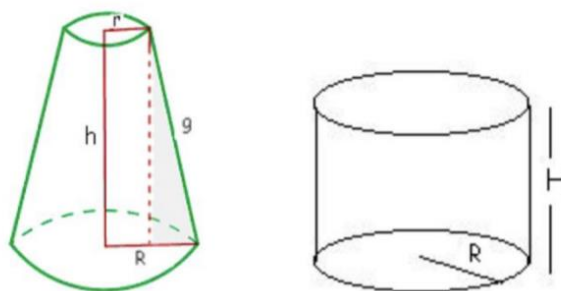


Figura 43: Seccions geomètriques del cristal·litzador

On :

R=Radi gran del tronc cònic i radi del cilindre [m]

H= Alçada del cilindre [m]

r = Radi petit del tronc cònic [m]

g = Es calcula a partir de la hipotenusa;
 $g^2=(R-r)^2 + h^2$ [m]

Per tant, substituint els valors a les equacions de les àrees:

$$A_{Lateral\ cònic} = \pi \cdot 4,5 \cdot (1,69 + 0,15) = 25,97\ m^2$$

$$A_{Lateral\ cilindre} = 2 \cdot \pi \cdot 1,69 \cdot 5,03 = 53,7\ m^2$$

Per tant, l'àrea màxima de bescanvi corresponent al cristal·litzador és:

$$A_{Màxima\ de\ bescanvi} = 25,97 + 53,7 = 79,7\ m^2$$

Aquesta àrea servirà com a referència per a comprovar que l'àrea real de transferència de la mitja canya que necessita el cristal·litzador per a eliminar la calor no supera aquest valor.

S'utilitza etilenglicol com a refrigerant provinent d'un chiller. Aquest entra a una temperatura de -5°C i surt a una temperatura de 5°C , a través d'una mitja canya.

En primer lloc es calcula el cabal del fluid refrigerant necessari per a poder eliminar l'energia en forma de calor generada al cristal·litzador. El cabal es calcula de la següent manera:

$$m_{refrigerant} = \frac{Q_{cristal \cdot litzador}}{Cp_{refrigerant} \cdot (T_{S,ref} - T_{E,ref})}$$

Equació 47

On:

$T_{S,ref}$ = Temperatura de sortida del
refrigerant [°C]

$m_{refrigerant}$ = Cabal màssic refrigerant
necessari [Kg/s]

$T_{E,ref}$ = Temperatura de entrada del
refrigerant [°C]

$Cp_{refrigerant}$ = Calor específic
refrigerant [J/Kg°C]

$Q_{cristal \cdot litzador}$ = Calor total a
eliminar al cristal·litzador [J/s]

Substituint els valors per al càlcul de cabal de refrigerant:

$$m_{refrigerant} = \frac{406616,23}{113046,7 \cdot (5 - (-5))} = 0,36 \frac{Kmol}{s} = 6,47 Kg/s$$

Amb el cabal de refrigerant es calcula l'àrea de mitja canya i seguidament el diàmetre tenint en compte que la velocitat típica de circulació del fluid refrigerant, en aquest cas etilenglicol, per canonades es troba entre 1 i 3 m/s. S'ha fixat un valor de 3 m/s com a velocitat de circulació del fluid refrigerant.

Per tant, a partir de la següent expressió, es pot calcular l'àrea de la mitja canya:

$$A_{MITJA \ CANYA} = \frac{m / \rho_{etilenglicol}}{v_{circulació \ fluid}}$$

Equació 48

On:

$A_{MITJA \ CANYA}$ = Àrea de mitja canya [m²]

m = Cabal màssic aigua de refrigeració
necessària [Kg/s]

ρ_{h20} = Densitat etilenglicol a 40 °C
[Kg/m³]

$v_{circulació \ fluid}$ = velocitat de circulació
del fluid refrigerant [m/s]

Substituint els valors:

$$A_{MITJA CANYA} = \frac{6,47/1110}{3} = 0,00194 \text{ m}^2$$

El diàmetre de la mitja canya es calcula amb la següent equació:

$$d_{MITJA CANYA} = \sqrt{\frac{2 \cdot 4 \cdot A_{MITJA CANYA}}{\pi}}$$

Equació 49

On:

$d_{MITJA CANYA}$ = Diàmetre de la mitja canya [m]

$A_{MITJA CANYA}$ = Àrea de mitja canya [m²]

Substituint els valors s'obté:

$$d_{MITJA CANYA} = \sqrt{\frac{2 \cdot 4 \cdot 0,00194}{\pi}} = 0,07 \text{ m}$$

Per tant, per al càlcul de l'àrea de transmissió de calor es calcula el coeficient global de transmissió de calor a partir dels coeficients individuals. Per al càlcul del coeficient individual de transferència de matèria referit al fluid, s'utilitza la següent equació:

$$\frac{hi}{Di \cdot k} = A \cdot \left(\frac{\rho \cdot v \cdot Di}{\mu} \right)^B \cdot \left(\frac{cP \cdot \mu}{k} \right)^C$$

Equació 50

On Di és el diàmetre intern de la mitja canya, k, ρ, μ i cP són la conductivitat, la densitat, la viscositat i la calor específica de l'etilenglicol determinats utilitzant l'eina HYSYS i v és la velocitat de circulació del mateix a través de la mitja canya. A, B i C són paràmetres que prenen els següents valors bibliogràfics: 0,023 - 0,8 - 0,4.

Substituint els valors de la equació anterior s'obté:

$$\frac{hi}{0,061 * 0,248} = 0,023 * \left(\frac{1110 * 3 * 0,061}{0,04407} \right)^{0,8} * \left(\frac{2464,9 * 0,04407}{0,248} \right)^{0,4}$$

$$hi = 1108,67 \frac{J}{s \cdot m \cdot ^\circ C}$$

Per al càlcul del coeficient individual extern s'ha utilitzat la següent expressió:

$$\frac{he \cdot D}{k} = A * \left(\frac{\rho * N * Da^2}{\mu} \right)^B * \left(\frac{cP * \mu}{k} \right)^C$$

Equació 51

On D correspon al diàmetre del cos del cristal·litzador, k, Cp, μ , ρ són la conductivitat, la calor específica, la viscositat i la densitat de la mescla que hi ha al cristal·litzador i s'han determinat a partir de l'eina HYSYS i Da és el diàmetre de l'agitador. A, B i C, prenen valors bibliogràfics de 0,5; 0,6 i 0,33.

Per tant, substituint els valors a en la darrera equació es pot calcular:

$$\frac{he \cdot 3,37}{0,3391} = 0,5 * \left(\frac{1359 * 1 * 3,2^2}{9,1 \cdot 10^{-4}} \right)^{0,6} * \left(\frac{2293 * 9,1 \cdot 10^{-4}}{0,3391} \right)^{0,33}$$

$$he = 2835,37 \frac{J}{s \cdot m \cdot ^\circ C}$$

Per tant, es calcula el valor del coeficient global de bescanvi de calor a partir de la següent expressió:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_e} + \frac{\Delta x}{k}$$

Equació 52

On k és la conductivitat del material, en aquest cas acer inoxidable AISI-316L i Δx el gruix de la part cilíndrica del cristal·litzador que es mostren els càlculs a l'apartat de dimensionament i pren valor de 6,88mm.

Per tant, substituint els valors a l'expressió anterior, s'obté un valor de coeficient global de bescanvi de calor de **530,92 J/s·m·°C**.

Aquest valor es troba dins dels rangs de coeficient global de bescanvi per a mitges canyes, 250-850 J/s·m·°C extrets bibliogràficament del Perry's Chemical Engineer's Handbook. Un cop conegut el coeficient global de bescanvi de calor, es pot calcular l'àrea de transferència de calor de la mitja canya a partir de la següent expressió:

$$A_{transmissió} = \frac{Q_{total}}{U \cdot \left(T_{cristal·litzador} - \left(\frac{T_{S,refrig} - T_{E,refrig}}{2} \right) \right)}$$

Equació 53

Substituint els valors es calcula:

$$A_{transmissió} = \frac{406616,23}{530,92 \cdot \left(20 - \left(\frac{5 - (-5)}{2} \right) \right)} = 51,15 \text{ m}^2$$

A la següent taula es recullen les dades obtingudes:

Taula 48: Dades i àrees de bescanvi dels cristal·litzadors.

Cristal·litzador 1	
$A_{Lateral\ cònic}$ [m2]	25,9
$A_{Lateral\ cilindre}$ [m2]	53,7
$A_{Màxima\ de\ bescanvi}$ [m2]	79,68
$m_{refrigerant}$ [kg/s]	6,47
$A_{MITJA\ CANYA}$ [m2]	0,00194
$d_{MITJA\ CANYA}$ [m]	0,07
$A_{transmissió}$ [m2]	51,15

11.7.4. Disseny mecànic dels cristal·litzadors

El cristal·litzador treballa a pressió atmosfèrica, i el gruix es calcula amb la pressió de disseny interna. El material escollit pel disseny del cristal·litzador és acer inoxidable AISI-316L ja que hi ha altes concentracions de substàncies com l'àcid nítric que són corrosives però no obstant al treballar a baixes temperatures es pot utilitzar aquest material.

La pressió de disseny es calcula amb la següent equació suposant un sobredimensionat del 15%:

$$P = (P_{operació} + h_L \cdot g \cdot \rho) \cdot 1,15$$

Equació 54

On:

P= Pressió de disseny [Pa]

$P_{operació}$ = Pressió a la que treballa el cristal·litzador [Pa]

g= Força de la gravetat 9,81 [m2/s]

ρ = Densitat de la mescla a tractar al cristal·litzador [Kg/m3]

h_L = Alçada de la columna de mescla [m]

Per tant, substituint els valors:

$$P = (101325 + 9,96 \cdot 9,81 \cdot 1404,9) \cdot 1,15 = 274463,24 \text{ Bar} = 2,71 \text{ atm}$$

A continuació es calculen els gruixos de les tres parts diferenciades del cristal·litzador. Per al càlcul del gruix de la tapa torisfèrica, s'utilitza la següent equació:

$$t_{capçal} = \frac{0,885 \cdot P \cdot L}{S \cdot E - 0,1 \cdot P} + C_1 + C_2$$

Equació 55

Per al càlcul del gruix de la part cilíndrica s'utilitza la següent equació:

$$t_{cilindre} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + C_1 + C_2$$

Equació 56

Per al càlcul del gruix de la part cònica s'utilitza la següent equació:

$$t_{con} = \frac{P \cdot D}{2 \cdot \cos\alpha \cdot (S \cdot E - 0,6 \cdot P)}$$

Equació 57

On:

t= Gruix a la pressió de disseny interna
[mm].

S= Límit elàstic del material.

E= Factor de soldadura

P= Pressió de disseny [Pa]

L= Radi de l'esfera que formaria que és
igual al radi intern del cilindre [mm]

C₁= Tolerància a la corrosió [mm]

C₂= Tolerància a la fabricació [mm]

R= Radi intern del cilindre [mm]

D= Diàmetre major intern del con

En primer lloc es mostra a la següent taula les característiques del material utilitzat per al disseny:

Taula 49: Propietats AISI 316L

AISI 316L	
S (Pa)	2,40E8
E	0,85
C ₁ [mm]	5
C ₂ [mm]	0
Densitat [kg/m ³]	8000

Substituint els valors a l'equació del gruix del capçal:

$$t_{\text{capçal}} = \frac{0,885 \cdot 274463,24 \cdot 1688}{2,90 \cdot 10^8 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 274463,24} + 5 + 0 = 6,66 \text{ mm}$$

Substituint els valors a l'equació del gruix del cilindre:

$$t_{\text{cilindre}} = \frac{274463,24 \cdot 1688}{2,90 \cdot 10^8 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 274463,24} + 5 + 0 = 6,88 \text{ mm}$$

Substituint els valors a l'equació del gruix del con:

$$t_{\text{con}} = \frac{29,15 \text{ psi} \cdot 132,92 \text{ inch}}{2 \cdot \cos(20) \cdot 42060 \text{ psi} \cdot (0,85 - 0,6 \cdot 29,15 \text{ psi})} = 0,06 \text{ inch} = 2,27 \text{ mm}$$

Taula 50: Gruixos obtinguts per al cristal·litzador 1.

Cristal·litzador 1	
Capçal torisfèric (mm)	6,66
Cilindre (mm)	6,88
Tronc cònic (mm)	2,27

Per al càlcul del pes dels cristal·litzadors es realitza a partir del pes buit d'aquests, coneixent la densitat del material amb el que ha estat dissenyat. El pes buit es calcula a partir de la suma de les parts de les que el constitueixen.

Per tant, per al càlcul del pes de la tapa torisfèrica s'obté calculant el volum d'aquesta de la següent manera:

$$V_{torisfèric} = V_{EXT} - V_{INT} = 0,1 \cdot D_{EXT}^3 - 0,1 \cdot D_{INT}^3$$

Equació 58

On:

$V_{torisfèric}$ = Volum de la tapa torisfèrica [m³]

D_{EXT} = Diàmetre extern de la tapa torisfèrica [m]

V_{EXT} = Volum exterior de la tapa torisfèrica [m³]

D_{INT} = Diàmetre intern de la tapa torisfèrica [m]

V_{INT} = Volum intern de la tapa torisfèrica [m³]

Substituint els valors a la equació del volum del capçal torisfèric:

$$V_{torisfèric} = 0,1 \cdot \left(\frac{6,66 \text{ mm}}{1000} + 3,38 \right)^3 - 0,1 \cdot 3,38^3 = 0,0228 \text{ m}^3$$

El pes de la tapa torisfèrica es calcula amb la següent equació:

$$P_{torisfèric} = V_{torisfèric} \cdot \rho_{acer \text{ inoxidable}}$$

Equació 59

On:

$P_{torisfèric}$ = Pes de la tapa torisfèrica [Kg]

$V_{torisfèric}$ = Volum de la tapa torisfèrica [m³]

$\rho_{acer\ inoxidable}$ = Densitat del material de la tapa torisfèrica, acer inoxidable AISI 316L.

Substituint els valors a l'equació anterior:

$$P_{torisfèric} = 0,0228 \cdot 8000 = 183\ Kg$$

Per al càlcul del pes de la part cilíndrica es realitza a partir del càlcul de l'àrea anul·lar d'aquest. Per tant:

$$A_{anul\cdot lar} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{EXT}^2 - D_{INT}^2)$$

Equació 60

On:

$A_{anul\cdot lar}$ = Àrea anul·lar de la part cilíndrica [m²]

D_{EXT} = Diàmetre extern del cilindre [m]

D_{INT} = Diàmetre intern del cilindre [m]

Substituint els valors a l'equació anterior:

$$A_{anul\cdot lar} = \frac{\pi}{4} \cdot \left(\left(3,38 + \frac{6,88}{1000} \right)^2 - 3,38^2 \right) = 0,037\ m^2$$

Es calcula el pes del cilindre a partir de la següent equació:

$$P_{cilindre} = A_{anul\cdot lar} \cdot h_{cilindre} \cdot \rho_{acer\ inoxidable}$$

Equació 61

On:

$P_{cilindre}$ = Pes de la part cilíndrica [Kg]

$A_{anul\cdot lar}$ = Àrea anul·lar de la part cilíndrica [m²]

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

$\rho_{acer\ inoxidable}$ = Densitat del material del cilindre [Kg/m³]

Substituint els valors:

$$P_{cilindre} = 0,037 \cdot 5,06 \cdot 8000 = 1479,8\ Kg$$

Per al càlcul de pes de la part cònica, s'utilitzen les següents expressions:

$$V_{ext} = \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot h \cdot (R_{ext}^2 + r_{ext}^2 + R_{ext} \cdot r_{ext})$$

Equació 68

$$V_{int} = \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot h \cdot (R_{int}^2 + r_{int}^2 + R_{int} \cdot r_{int})$$

Equació 69

$$V_{cònic} = V_{ext} - V_{int}$$

Equació 70

$$P_{cònic} = V_{cònic} \cdot \rho_{uranus}$$

Equació 71

On:

V_{ext} = Volum exterior del con [m³]

R_{ext} = Radi extern del con [m]

V_{int} = Volum interior del con [m³]

R_{int} = Radi intern del con [m]

$V_{cònic}$ = Volum real del con [m³]

r_{ext} = radi extern con (amb gruix) [m]

$P_{cònic}$ = Pes con [Kg]

r_{int} = radi intern con (amb gruix) [m]

h = Altura del con [m]

Substituint els valors a les equacions anteriors s'obtenen els següents valors per al dimensionament de la part cònica del cristal·litzador:

$$V_{ext} = 13,88\ m^3$$

$$V_{int} = 13,82\ m^3$$

$$V_{cònic} = 0,05\ m^3$$

$$P_{cònic} = 443,93\ Kg$$

La suma del pes de les parts del cristal·litzador dona com a resultat el pes buit d'aquest. En el pes de l'equip no es té en compte el pes de la mitja canya, però si que es considera el pes del motor d'agitació i el agitador.

El càlcul del pes del equip en operació es calcula com la suma del pes buit més el volum de la mescla per la densitat de la mateixa de la següent manera:

$$P_{operació} = P_{buit} + V_{mescla} \cdot \rho_{mescla}$$

Equació 72

Substituint els valors a l'equació anterior, s'obté el pes en operació de l'equip, per tant:

$$P_{operació} = 2106,40 + 63,01 \cdot 1404,9 = 90630,6 \text{ Kg} = 90,63 \text{ Tones}$$

Taula 51: Valors obtinguts per al dimensionament del cristal·litzador 1.

[Kg]	Cristal·litzador 1
Pes torisfèric	183
Pes cilindre	1479,8
Pes con	443,93
Pes buit	2106,4
Pes equip en operació	90630

11.8. Disseny del cristal·litzador de segona etapa

El cristal·litzador 2 es troba just després del segon evaporador. En aquest cristal·litzador es dona la purificació del cristall a partir d'una segon equip de cristal·lització. En aquest equip, s'acaba de determinar la mida dels cristalls com a producte.

Per tant, es crea una solució sobresaturada, ja que la cristal·lització no es pot dur a terme sense la sobresaturació. S'ha utilitzat la combinació de l'evaporació i cristal·lització per refredament per a aconseguir aquesta sobresaturació i per tant, obtenir el producte desitjat.

Es realitzen els balanços per a conèixer els corrents d'entrada i de sortida del cristal·litzador i la concentració de saturació de l'àcid oxàlic a la temperatura d'operació, 20°C.

El corrent de sortida de l'evaporador, entra a una temperatura de 60°C al cristal·litzador, per tant, el cristal·litzador ha de poder assumir el salt tèrmic de 40°C que es dona per a obtenir un corrent de sortida de 20°C. Per això, el cristal·litzador disposa d'una mitja canya per la qual circula un fluid refrigerant, en aquest cas etilenglicol, que mantindrà aquesta temperatura al cristal·litzador.

El segon cristal·litzador treballa igual que el primer, per tant, s'han utilitzat els mateixos passos i càlculs que al primer, fent variar els valors corresponents.

A continuació, es descriuen i s'exposen els valors obtinguts de la segona cristal·lització:

11.8.1 Balanços de matèria

A partir de la corba de solubilitats figurant anteriorment, per al cas del segon cristal·litzador, la temperatura d'operació és 20°C i per tant, el valor corresponent a la concentració de saturació del líquid a la sortida és de 0,095 Kg oxàlic/Kg solució.

A l'estat estacionari els fluxos màssics d'entrada i sortida del cristal·litzador es consideren que no varien, són iguals i per tant, la producció de cristalls es pot expressar a partir de la seva equació.

Substituint els valors per a la producció de cristalls s'obté la producció de cristalls, per tant:

$$P = 1,8035 \cdot (0,509 - 0,095) = 2688,03 \text{Kg/h}$$

Definint les variables M_t , massa de cristalls per unitat de volum de suspensió, el flux volumètric de suspensió de descàrrega i e, la fracció de volum de solució a volum de suspensió s'obté la seva equació.

Per al càlcul de M_t s'han utilitzat les següents equacions anomenades anteriorment.

En primer lloc es calcula el paràmetre de densitat de solució (A) i a la temperatura d'operació que correspon a 20°C. Per tant, el paràmetre A és igual al del primer cristal·litzador i pren valor de 0,038.

Un cop conegut aquest paràmetre i a partir de la combinació de l'equació 6 i 7 s'obté el valor de la densitat de la solució a la sortida per al cristal·litzador. Per tant, substituint els valors a l'equació s'obté:

$$d_{s1,cristal\cdot litzador2} = 1570 \cdot \exp\left(0,038 \cdot \left(\frac{0,095}{0,095 + 1}\right)\right) = 1575,17 \text{ Kg/m}^3$$

A partir del valor obtingut per a la densitat de cristalls i els calculats anteriorment, es calcula el valor de massa de cristalls per unitat de suspensió, per tant:

$$M_{t,cristal\cdot litzador1} = \frac{1575,17 \cdot 1637 \cdot (0,509 - 0,095)}{1575,17 \cdot (0,509 - 0,095) + 1637(1 + 0,095)} \\ = 436,68 \text{ Kg/m}^3$$

Per tant, substituint el valor obtingut de M_t i la producció P es procedeix al càlcul del flux volumètric de suspensió de descàrrega:

$$Q_{2\text{ cristal}\cdot litzador2} = \frac{2688,03}{426,68} = 6,16 \text{ m}^3/\text{h}$$

Un cop conegut el flux volumètric de suspensió de descàrrega, es calcula el volum del segon cristal·litzador.

Per a fer-ho s'ha tornat a realitzar el procés explicat anteriorment, en aquest apartat s'anomenen els passos que s'han realitzat i els valors obtinguts:

- S'ha fixat un valor per $M'(X)$ equivalent al 0,1% , això vol dir que cada 0,1 de cada cent cristalls serà major a la mida definida. S'ha realitzat un solver donant valor al paràmetre X a partir de fixar el valor de $M'(X)$. S'ha obtingut un valor per a $X=13,06$.

$$1 - M'(X) = 1 - \left(1 + X + \frac{X^2}{2} + \frac{X^3}{6} \right) \exp(-X)$$

Equació 73

Per tant, substituint els valors s'obté:

$$G_{\tau} = \frac{2 \cdot 10^{-4}}{13,06} = 1,53 \cdot 10^{-5} [m]$$

El valor obtingut per a la velocitat de creixement lineal dels cristalls per a un temps de residència mitjà en el cristal·litzador correspon a $1,53 \cdot 10^{-5}$ metres.

Un cop coneguda G_{τ} , es calcula la velocitat de creixement dels cristalls a partir de l'equació.14 i s'obté un valor de **$3,37 \cdot 10^{-6}$** m/h.

Un cop coneguda la velocitat de creixement, es calcula el temps de residència del cristal·litzador, per tant, substituint els valors s'obté:

$$\tau = \frac{1,53 \cdot 10^{-5}}{3,37 \cdot 10^{-6}} = 4,53 \text{ h}$$

I per tant , el volum del cristal·litzador correspon a:

$$V = 4,53 \cdot 6,156 = 27,9 \text{ m}^3$$

A la següent taula es mostren els paràmetres utilitzats per als càlculs i els valors obtinguts de disseny del cristal·litzador 2:

Taula 52: Dades paràmetres utilitzats i valors finals disseny dels cristal·litzadors.

Cristal·litzador 2	
P [kg/h]	2688,03
M'(X)	0,001
C ₁ [Kg/Kg]	0,509
K _v	1
d _c [Kg/m ³]	1637
K _n [°K]	6,44·10 ¹³
C ₂ [Kg/Kg]	0,095
T operació[°C]	20
d ₀ [kg/m ³]	1570
A	0,038
V [m ³]	27,9
τ [h]	4,531

11.8.2. Dimensionament de l'equip

Un cop trobat el volum del cristal·litzador anteriorment, s'ha sobredimensionat el volum de l'equip un 15% per a assegurar l'equip i poder treballar sota condicions segures, per tant:

$$V_{\text{cristal·litzador2}} = V \cdot 1,15 = 27,9 \cdot 1,15 = 30,7 \text{ m}^3$$

La geometria del cristal·litzador és la mateixa que al cristal·litzador.1 per tant, el dimensionament d'aquest es realitza a partir de la mateixa metodologia utilitzada anteriorment.

Per al seu dimensionament s'han diferenciat tres parts que constitueixen el mateix, el capçal torisfèric a la part superior, un cos cilíndric al centre i la part inferior com un tronc cònic per on es desplaçaran i sortiran els cristalls.

El volum del cristal·litzador serà igual a la suma dels volums de les parts esmentades anteriorment, de manera que:

$$V_{\text{cristal·litzador1}} = V_{\text{con}} + V_{\text{capçal}} + V_{\text{cilindre}}$$

Els volums de cadascuna de les parts s'obtenen a partir de les equacions esmentades a l'apartat del cristal·litzador1.

Per a poder realitzar els càlculs s'han fixat les següents variables:

- El diàmetre menor del con (d).
- L'angle alfa amb un valor de 20°. Sabent l'angle i la relació amb el catet oposat de $\frac{D-d}{2}$ es calcula h.
- El valor de H és proporcional a 1,5·D.

Es realitza un solver fent variar el valor del diàmetre intern del cilindre (D) fent que la suma dels volums de les geometries del cristal·litzador sigui igual o propera al volum sobredimensionat calculat.

A la següent taula es mostren les dimensions dels cristal·litzadors que s'han obtingut a partir dels càlculs anomenats anteriorment:

Taula 53: Dimensions i volums de les parts del cristal·litzador 2.

Cristal·litzador 2	
D (m)	2,66
H (m)	3,98
h (m)	3,23
r (m)	0,15
R (m)	1,32
d(m)	0,3
Catet oposat (m)	1,17
Vcilindre (m3)	22,1
Vcon (m3)	6,7
Vcapçal (m3)	1,87
Vcristal·litzador (15%) (m3)	30,7

11.8.2.1. Disseny de l'agitador

Els cristal·litzadors disposen d'un agitador de tipus àncora per a poder afavorir la formació dels sòlids que precipiten i evitar que els cristalls que es formen o s'incrusten a les parets també ho facin.

La velocitat d'agitació és de 18 rpm, una velocitat lenta per a evitar malmetre els cristalls.

Les següents correlacions i valors s'han extret del Perry's Chemical Engineer's Handbook:

- Diàmetre de l'agitador tipus àncora ha de ser un 95% el diàmetre intern del cristal·litzador (D).
- El nombre de potència (N_p) és 2.

Ara es pot calcular la potència absorbida per l'agitador, per tant, substituint els valors a l'equació:

$$P = 2 \cdot 1149,5 \cdot 0,33^3 \cdot 2,52^5 = 6350,37 \frac{J}{s} = 63,50 \text{ kW}$$

Per tant, el diàmetre i potència de l'agitador per al cristal·litzador.2 es troben a la següent taula:

Taula 54: Potència i diàmetre agitador tipus àncora per als cristal·litzador1.

Cristal·litzador 2	
Diàmetre [m]	2,52
Potència [kW]	63,50

11.8.3. Balanç d'energia

Per a poder cristal·litzar, el solut ha d'eliminar el seu calor latent o entalpia de fusió, per a que l'estat cristal·lí, a més a més de ser el més pur, és el de menor nivell energètic, en el que les molècules es troben immòbils unes respecte les altres, formant estructures en l'espai, amb la mateixa geometria, sense importar la mida del cristall.

Per tant, el balanç global d'energia del cristal·litzador es pot descriure com:

$$Q = L \cdot H_L + S \cdot H_S + V \cdot H_V - F \cdot H_F$$

Equació 74

On:

$$H_V = Cp_L^V \cdot (T_V - T_{ref}) + \lambda_{VAP}$$

$$H_S = Cp_L^S \cdot (T_S - T_{ref}) + \lambda_{CRIST}$$

$$H_F = Cp_L^F \cdot (T_F - T_{ref})$$

On:

Q= Calor que cal eliminar en el
cristal·litzador [J/s]

L= Càrrega molar del líquid al
cristal·litzador [mol]

V= Càrrega molar de vapor al
cristal·litzador [mol]

S= Càrrega molar de sòlid al
cristal·litzador [mol]

F= Càrrega molar de l'aliment al
cristal·litzador [mol]

λ_{CRIST} = Calor de cristal·lització [J/mol]

Cp_L^i = Calor específic de cada càrrega [
J/molK]

Tref= Temperatura de referència [K]

Ti= Temperatura de cada corrent [K]

H_i = Entalpia de cada càrrega

Es parteix de les següents simplificacions:

- La temperatura d'entrada al cristal·litzador és igual a la temperatura de referència.
- La temperatura d'operació es troba en equilibri tèrmic.
- No es produeix vapor, per tant, el terme V i Hv són nuls.
- Es suposa que la solució està suficientment saturada i per tant, el calor de cristal·lització (λ_{CRIST}) té el mateix valor que el calor de solució
-

Aplicant les següents simplificacions l'equació general queda de la següent manera:

$$Q = \frac{S \cdot \lambda_{CRIST} - F \cdot Cp_L^F (T_F - T)}{\tau}$$

Equació 75

Per calcular el calor total, s'ha de sumar el calor del cristal·litzador calculat i el calor aportat per l'agitador, de manera que :

$$Q_{TOTAL} = Q + Q_{Agitador} = Q + 0,92 \cdot P$$

Equació 76

On:

Q = Calor que s'ha d'eliminar del cristal·litzador [J/s]

$Q_{Agitador}$ = Calor que desprèn l'agitador [J/s]

P = Potència de l'agitador [J/s]

A la següent taula es mostren els valors de les variables per a poder resoldre les equacions anteriors:

Taula 55: Dades balanç energètic cristal·litzador 2.

Cristal·litzador 2	
T operació [K]	293
T_F [K]	333
Cp_L^F	69,7
λ_{CRIST} [J/molK]	-16311,32

A partir de les constants A, B, C, D, E extreptes del banc de dades per a cada component de la mescla s'ha calculat el calor específic de càrrega. A la següent taula es mostren les dades obtingudes.

Taula 56. Valors per al càlcul del calor específic de la càrrega al cristal·litzador.

	A	B	C	D	E	Cp_L^F [J/kmol K]	Cp_L^F [J/kg K]
1						120348,860	1336,8
2	1,15E+05	-7,50E+01	8,02E-01	-5,70E-04	0,00E+00	113046,720	1821,3
3	1,31E+05	-1,22E+02	1,70E-01	0,00E+00	0,00E+00	126696,640	2010,4
4	5,98E+04	3,95E+02	-5,21E-01	3,12E-04	-7,06E-08	74824,680	762,8
5	5,26E+04	2,41E+02	-8,51E-01	1,00E-03	0,00E+00	60980,720	3387,8

L'equació utilitzada per al càlcul és la següent:

$$Cp = A \cdot T + B \cdot T^2 + C \cdot T^3 + D \cdot T^4 + E \cdot T^5$$

que està en funció de la temperatura d'operació del cristal·litzador, a 20°C.

Un cop coneguda per a cada component de la mescla, es coneix per el calor específic de càrrega de la mescla a l'entrada a partir de les composicions molars del corrent, per tant:

$$Cp_L^F = x_{aigua} \cdot Cp_{aigua}^F + x_{etilenglicol} \cdot Cp_{etilenglicol}^F + x_{ac.sulfúric} \cdot Cp_{ac.sulfúric}^F + x_{ac.nítric} \cdot Cp_{ac.nítric}^F + x_{ac.oxàlic} \cdot Cp_{ac.oxàlic}^F$$

Equació 77

Substituint els valors a l'expressió anterior, s'obté el valor de :

$$Cp_L^F = 69,7 \text{ J/mol}$$

Per al càlcul del valor del calor específic de cristal·lització s'ha realitzat a partir del banc de dades. Utilitzant les dades bibliogràfiques esmentades en el disseny del primer cristal·litzador, es mostren els valors per a les constants A, B i per a les calors de solució per a una mescla d'àcid oxàlic en forma de dihidrat en àcid sulfúric i nítric.

S'ha escollit l'experiment 8 per a les dades de Cn i Cs. Per al càlcul del calor de la solució:

$$\Delta H_{\text{solució}} = d_0 + d_1 \cdot C_s + (d_2 + d_3 \cdot C_s) \cdot C_n + (d_4 + d_5 \cdot C_s) \cdot C_n^2$$

Equació 78

Substituint els valors a l'equació anterior, s'obté un valor de :

$$\Delta H_{\text{solució}} = 3,9 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol}} = 16311,32 \frac{\text{J}}{\text{mol}}$$

Per tant, l'entalpia de cristal·lització pren valor de:

$$\lambda_{\text{cristal·lització}} = -16311,32 \text{ J/mol}$$

Un cop es coneixen els valors, es substitueixen a la seva equació:

$$Q = \frac{43,52 \cdot -16311,32 - 199,81 \cdot 69,7 \cdot (293 - 333)}{4,54} = -279620,42 \text{ J/s}$$

I substituint a amb l'aportació de la potència de l'agitador, es calcula:

$$Q_{\text{TOTAL}} = 279620,42 + 0,92 \cdot 6350,37 = 273778,08 \text{ J/s}$$

11.8.3.1 Refrigeració i àrea total de transmissió

Es determina l'àrea màxima de bescanvi disponible com el sumatori de les àrees laterals. L'àrea màxima de bescanvi s'expressa a la següent equació:

$$A_{\text{de bescanvi}}^{\text{Màxima}} = A_{\text{Lateral cònic}} + A_{\text{Lateral cilindre}}$$

Es substitueixen els valors obtinguts a les equacions de les àrees laterals còniques i del cilindre per tal d'obtenir l'àrea del lateral cònic i l'àrea del lateral del cilindre. Per tant:

$$A_{\text{Lateral cònic}} = \pi \cdot 3,5 \cdot (1,32 + 0,15) = 15,9 \text{ m}^2$$

$$A_{Lateral\ cilindre} = 2 \cdot \pi \cdot 1,32 \cdot 3,98 = 33,2\ m^2$$

Per tant, l'àrea màxima de bescanvi corresponent al cristal·litzador és:

$$A_{Màxima\ de\ bescanvi} = 33,2 + 15,9 = 49,1\ m^2$$

Aquesta àrea serveix com a referència per a comprovar que l'àrea real de transferència de la mitja canya que necessita el cristal·litzador per a eliminar la calor no supera aquest valor.

S'utilitza etilenglicol com a refrigerant provinent del chiller de la planta. Aquest entra a una temperatura de -5°C i surt a una temperatura de 5°C, a través d'una mitja canya.

En primer lloc es calcula el cabal del fluid refrigerant necessari per a poder eliminar l'energia en forma de calor generada al cristal·litzador. Per tant, el cabal de refrigerant equival a:

$$m_{refrigerant} = \frac{273778,1}{113046,7 \cdot (5 - (-5))} = 0,24 \frac{Kmol}{s} = 4,35\ Kg/s$$

Amb el cabal de refrigerant es calcula l'àrea de mitja canya i seguidament el diàmetre tenint en compte que la velocitat típica de circulació del fluid refrigerant, en aquest cas etilenglicol, per canonades es troba entre 1 i 3 m/s. S'ha fixat un valor de 3 m/s com a velocitat de circulació del fluid refrigerant.

Per tant, a partir de la velocitat i el cabal es calcula l'àrea de la mitja canya;

$$A_{MITJA\ CANYA} = \frac{4,35 / 1110}{3} = 0,00130\ m^2$$

Un cop coneguda l'àrea, es pot calcular el diàmetre de la mitja canya. Per tant:

$$d_{MITJA\ CANYA} = \sqrt{\frac{2 \cdot 4 \cdot 0,00130}{\pi}} = 0,057\ m$$

Per tant, per al càlcul de l'àrea de transmissió de calor es calcula el coeficient global de transmissió de calor a partir dels coeficients individuals.

S'ha realitzat els càlculs per a obtenir els valors dels coeficients individuals i per tant, del coeficient global. Els valors obtinguts es mostren a continuació:

$$h_i = 649,98\ J/s \cdot m \cdot ^\circ C$$

$$h_e = 4949,83\ J/s \cdot m \cdot ^\circ C$$

Per tant, es calcula el valor del coeficient global de bescanvi de calor, on k és la conductivitat del material, en aquest cas acer inoxidable AISI-316L i Δx el gruix de la part cilíndrica del cristal·litzador que es mostren els càlculs a l'apartat de dimensionament i pren valor de 6,29 mm.

Per tant, substituint els valors a l'expressió anterior, s'obté un valor de coeficient global de bescanvi de calor de **468,67 J/s·m·°C**.

Aquest valor es troba dins dels rangs de coeficient global de bescanvi per a mitges canyes, 250-850 J/s·m·°C extrets bibliogràficament del Perry's Chemical Engineer's Handbook.

Un cop conegut el coeficient global de bescanvi de calor, es pot calcular l'àrea de transferència de calor de la mitja canya:

$$A_{transmissió} = \frac{273778,08}{468,67 \cdot \left(20 - \left(\frac{5 - (-5)}{2}\right)\right)} = 38,95\ m^2$$

A la següent taula es recullen les dades obtingudes a l'apartat:

Taula 57: Dades i àrees de bescanvi del cristal·litzador 2.

Cristal·litzador 2	
$A_{Lateral\ cònic}$ [m2]	15,9
$A_{Lateral\ cilindre}$ [m2]	33,25
$A_{Màxima\ de\ bescanvi}$ [m2]	49,24
$m_{refrigerant}$ [kg/s]	4,35
$A_{MITJA\ CANYA}$ [m2]	0,00130
$d_{MITJA\ CANYA}$ [m]	0,057
$A_{transmissió}$ [m2]	38,94

11.8.4. Disseny mecànic del cristal·litzador

El cristal·litzador treballa a pressió atmosfèrica, i el gruix es calcula amb la pressió de disseny interna. El material escollit pel disseny del cristal·litzador és acer inoxidable AISI-316L ja que hi ha altes concentracions de substàncies com l'àcid nítric que són corrosives però no obstant al treballar a baixes temperatures es pot utilitzar aquest material.

La pressió de disseny es calcula amb la següent equació suposant un sobredimensionat del 15%:

$$P = (P_{operació} + h_L \cdot g \cdot \rho) \cdot 1,15$$

Equació 79

On:

P = Pressió de disseny [Pa]

$P_{operació}$ = Pressió a la que treballa el cristal·litzador [Pa]

g = Força de la gravetat 9,81 [m2/s]

ρ = Densitat de la mescla a tractar al cristal·litzador [Kg/m3]

h_L = Alçada de la columna de mescla [m]

Per tant, substituint els valors:

$$P = (101325 + 10,45 \cdot 9,81 \cdot 1404,9) \cdot 1,15 = 239392,4 \text{ Bar} = 2,36 \text{ atm}$$

A continuació es calculen els gruixos de les tres parts diferenciades del cristal·litzador. Ara es procedeix al càlcul dels gruixos del capçal, del cilindre i del con. Realitzant els càlculs i substituint els valors corresponents a les equacions s'obtenen els següents gruixos:

$$t_{\text{capçal}} = \frac{0,885 \cdot 239392,4 \cdot 1328}{2,90 \cdot 10^8 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 239392,4} + 5 + 0 = 6,14 \text{ mm}$$

$$t_{\text{cilindre}} = \frac{239392,4 \cdot 1328}{2,90 \cdot 10^8 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 239392,4} + 5 + 0 = 6,29 \text{ mm}$$

$$t_{\text{con}} = \frac{26,91 \text{ psi} \cdot 94,8 \text{ inch}}{2 \cdot \cos(20) \cdot 42060 \text{ psi} \cdot (0,85 - 0,6 \cdot 26,91 \text{ psi})} = 0,04 \text{ inch} = 1,49 \text{ mm}$$

Taula 59: Gruix del capçal, cilindre i tronc cònic

Gruixos	Cristal·litzador 2
Capçal torisfèric (mm)	6,14
Cilindre (mm)	6,29
Tronc cònic (mm)	1,49

Per al càlcul del pes del cristal·litzador es realitza a partir del pes buit d'aquest, coneixent la densitat del material amb el que ha estat dissenyat. El pes buit es calcula a partir de la suma de les parts de les que el constitueixen.

S'han realitzat els càlculs de la mateixa manera que per al cristal·litzador 1. A la següent taula es recullen els valors obtinguts per al pes del cristal·litzador 2:

Taula 60: Valors obtinguts per al dimensionament del cristal·litzador 2.

[Kg]	Cristal·litzador 2
Pes torisfèric	104
Pes cilindre	837,6
Pes con	180
Pes buit	1120
Pes equip en operació	36400

11.9. Disseny dels mescladors del downstream

11.9.1. Consideracions de disseny

Es requereixen dos mescladors amb finalitats diferents. Primerament, tenim un tanc de recirculats a l'àrea 200, és un tanc agitat en el que s'afegeixen dos corrents, un d'ells prové de la sortida del tanc de condensats i l'altre conté la fase líquida de la centrífuga 1 que no s'ha condensat ni evaporat, aquest corrent s'enviarà a tractament. El segon es un tanc de precristal·litzats que s'ubica a l'àrea 400, que entra la fase líquida que no ha condensat ni evaporat dels evaporadors EV-401 i EV-402.

Aquests mescladors es consideren com a tancs cilíndrics amb tapa i fons fixes, els quals seguiran un disseny guiat per la normativa ASME, per tal d'evitar fugues dels compostos al medi, averies al procés i causar accidents. Les condicions d'operació d'aquests mescladors són a temperatura i pressió atmosfèrica, i disposen dels següents elements:

- Boca d'home: una apertura important a l'equip per tal de facilitar les tasques de manteniment als operaris dins dels mescladors en cas d'averia.
- Entrades i sortides: les apertures principals dels mescladors, on s'introduiran els reactius per separat i en sortiran en conjunt i mesclats per una mateixa canonada.
- Control de nivell: aquests equips tenen la necessitat de mantenir un nivell adequat, útil tant en la posta en marxa com en el funcionament de l'equip, ja que pot informar d'errors o averies en el propi funcionament.
- Venteig: aquest accessori permet alliberar les sobrepressions que es puguin generar a l'interior del mesclador.

El disseny dels equips es fa a partir d'un temps de residència fixat. Aquest temps de residència s'estableix fent un escalat a la mida del nostre procés. El temps de residència escollit és de mitja hora (1800 segons) aproximadament, això per tal de garantir una homogeneïtat en la mescla de més del 95%²². A partir d'aquesta dada es fa un primer disseny dels tres mescladors, partint de cabals volumètrics ja caracteritzats. Amb un primer disseny del volum i les mides del tanc, tapa, fons i agitador, es realitza una iteració per trobar les característiques constructives dels equips amb el volum sobredimensionat com a variable fixada.

11.9.1.1. Normativa ASME-Secció VIII

La normativa ASME (de la Societat Americana d'Enginyers Mecànics) s'utilitza quan es treballa amb tancs i emmagatzematge de sòlids o líquids volàtils a pressió, sense tenir en compte la refrigeració del sistema. El principal objectiu d'aquesta normativa és, a través dels requisits continguts en les diferents seccions, facilitar la construcció de tancs verticals, horitzontals o esfèrics, de fabricació soldada, assegurant que es compleixen les normes de seguretat requerides.

L'abast d'aquesta norma inclou els tancs en els quals s'emmagatzemen fluids líquids i són dissenyats per suportar una operació a pressió d'operació superior a l'atmosfèrica.

Aquesta normativa fixa un gruix mínim en les parets dels equips a partir de la pressió de disseny, longitud nominal (radi o diàmetre), la tensió màxima admissible del material i un factor adimensional de soldadura. El valor de la pressió de disseny és de 6.75 atmosferes pel primer mesclador, la tensió màxima admissible de l'acer 316L és de 580 N/mm² i s'estableix un factor de soldadura de 0.8.

Gruix de la paret cilíndrica:

Per calcular el gruix de la paret cilíndrica es fa servir la següent equació:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P}$$

On:

t = espessor de la planxa d'acer (in.)

P = pressió de disseny (psi)

R = radi del tanc mesclador (in.)

S = tensió màxima de l'acer 316L (psi)

E = factor de soldadura

A aquest valor del gruix de paret s'han d'afegir valors de seguretat. El primer és la corrosió admissible del material, en aquest cas s'ha determinat que és de 0.1 mm/any, com que el període de funcionament de la fàbrica és de 20 anys, s'estableix una corrosió admissible de 2 mm. A continuació, s'afegeix un gruix per defectes de construcció com un 10% del gruix calculat. Finalment, es fa un sobredimensionament del 50% en els gruixos dels equips.

Gruix del capçal Klopper:

Per calcular el gruix de la tapa del tanc mesclador es fa servir la següent equació:

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P}$$

On:

D = diàmetre del tanc mesclador (in.)

S'han d'afegir els factors de seguretat al gruix calculat, i, en el cas de les tapes i els fons dels tanc mescladors s'hi afegeix un factor extra del 10% del gruix calculat per a les parts corbes de l'equip (tapa i fons).

Gruix del fons Klopper:

Per al fons del tanc mesclador el gruix es calcula amb el següent càlcul:

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot D}{S \cdot E - 0,1 \cdot P}$$

S'han de considerar els factors de seguretat i el sobredimensionament del gruix, trobem:

11.9.1.2. Acer inoxidable 316L

Cal tenir en compte que en aquesta apart del procés es treballarà amb àcids forts d'elevada concentració, per tant cal utilitzar materials anticorrosius pel disseny dels equips. El material que es tria pel disseny d'aquests dos mescladors és un derivat de l'acer inoxidable 316, el 316L.

L'acer inoxidable 316 és un acer inoxidable austenític de crom-níquel que conté entre 2% i 3% de molibdè. El contingut de molibdè augmenta la resistència a la corrosió, millora la resistència a les picades en solucions d'ions i augmenta la resistència a altes temperatures. Els acers inoxidables Tipus 316 i 316L proporcionen millor resistència a la corrosió que el tipus 304. Proporcionen excel·lent resistència mecànica i bona resistència a la majoria dels químics implicats en les indústries químiques.

Adicionalment, és particularment efectiu en ambients àcids i serveix per protegir contra la corrosió causada pels àcids sulfúric, clorhídric, acètic, fòrmic i tartàric, així com els sulfats àcids i els clorurs alcalins.

Conegut com a grau marí, el grau 316 posseeix moltes variants. Les més comunes reben les lletres L, F, N i H; cadascuna és lleugerament diferent i s'utilitzen per a diferents propòsits. En aquesta ocasió, la designació "L" vol dir que l'acer 316L posseeix menys carboni que el 316. El fet de tenir menys concentració de carboni li proporciona una major resistència a l'oxidació i a la corrosió enfront de compostos agressius amb el medi de contenció.

A la següent taula es mostren els continguts dels diferents elements que contenen els acers 316 i 316L, en percentatge en massa:

Taula 61: Contingut dels acers 316 i 316L en percentatge màssic.

Element	Tipus 316 (%)	Tipus 316L (%)
Carboni	0,08 màx.	0,03 màx.
Manganès	2,00 màx.	2,00 màx.
Fòsfor	0,045 màx.	0,045 màx.
Sofre	0,03 màx.	0,03 màx.
Crom	16,00 – 18,00	16,00 – 18,00
Níquel	10,00 – 14,00	10,00 – 14,00
Molibdè	2,00 – 3,00	2,00 – 3,00
Nitrogen	0,10 màx.	0,10 màx.

*La resta del material és ferro.

Aquest tipus d'acer presenta un a densitat de 8000 kg/m³ i un mòdul elàstic de 200 GPa, amés de presentar una tensió màxima de 580 N/mm² i una conductivitat tèrmica de 15 W/m·K a temperatura ambient i pressió atmosfèrica.

11.9.1.3.- Equips Klopper

El tipus de tancs agitats que es dissenyen és a partir dels models Klopper de fons torisfèrics. Aquests models disposen de diferents geometries pels fons i una única per la tapa del tanc. El tipus de fons que s'ha escollit per fer el disseny correspon a la referència DIN-28011. Aquest models estan estandarditzats per adaptar-se a qualsevol necessitat de disseny.

Aquests tipus de tapa i fons ens proporcionen un volum extra necessari pel disseny dels mescladors, els quals ajuden a obtenir un sobredimensionament del volum d'operació.

La tapa del mesclador segueix el següent esquema de fabricació:

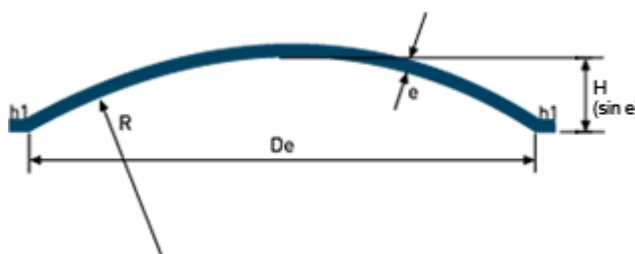


Figura 44: Esquema de la tapa Klopper

Les característiques físiques de la tapa Klopper es calculen a partir de la següent informació:

Taula 62: Equacions de disseny de la tapa Klopper

	$R=De$
H (sense gruix)	$0.134 \cdot De$
Dd	$1.04 \cdot De + 2 \cdot h_1$
V	$0.054 \cdot De^3$

El fons del mesclador segueix el següent esquema de fabricació:

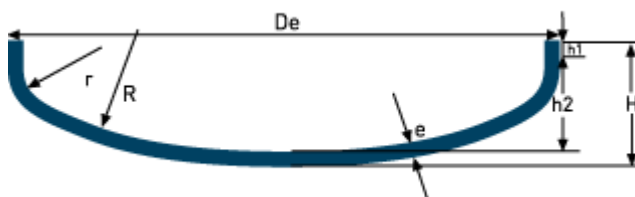


Figura 45: Esquema del fons Klopper

Les característiques físiques del fons Klopper es calculen a partir de la següent informació:

Taula 63: Equacions de disseny del fons Klopper

R	De
r	R/10
h_1	$3.5 \cdot e$
h_2	$0.1935 \cdot De - 0.455 \cdot e$
H	$h_1 + h_2 + e$
Dd	$1.11 \cdot De + 1.85 \cdot h_1$
V	$0.1 \cdot Di^3$

11.9.1.4. Agitació

Aquest és l'element principal en aquest procés unitari ja que assegura la mescla dels components líquids que entren al tanc. S'escull per a tots els mescladors una agitació amb agitadors de 6 pales planes i sense bafles.



Figura 46: Agitador de pales planes

11.9.2. Dimensionament

En primer lloc cal identificar els corrents d'entrada i sortida del sistema i realitzar un balanç de matèria i energia al mesclador. En aquest sistema no es considera cap tipus de reacció química ni acumulació al sistema.

Balanç de matèria:

El M-204 es tracta d'un tanc de mescla on s'homogeneïtzen els dos corrents de sortida de la primera centrífuga i el corrent de sortida dels condensats. Degut a que es

duu a terme la mescla i homogeneïtzació s'ha de complir el balanç de matèria, és a dir, el caudal d'entrada serà igual al caudal de sortida del tanc.

Per tant, podem escriure el següent balanç:

$$E = S \therefore m_1 + m_2 = m_3$$

On:

m = cabal màssic (kg/s)

$$2,665 + 2,632 = 5,297 \text{ kg/s}$$

El M-401 es tracta d'un tanc de mescla on s'homogeneïtzen els dos corrents de sortida de la evaporadors de primera i segona etapa. Degut a que es duu a terme la mescla i homogeneïtzació s'ha de complir el balanç de matèria, és a dir, el caudal d'entrada serà igual al caudal de sortida del tanc.

Per tant, podem escriure el següent balanç:

$$E = S \therefore m_1 + m_2 = m_3$$

On:

m = cabal màssic (kg/s)

$$1,316 + 1,316 = 2,632 \text{ kg/s}$$

Disseny constructiu:

En quant al disseny dels mescladors, cal esmentar que es segueix el mateix procediment de disseny de l'equip en tots els casos. Els passos que es segueixen són els següents:

Primerament, amb la tau bibliogràfica es realitza una primera aproximació al volum necessari del mesclador pel cabal volumètric d'operació:

$$\tau = \frac{V}{Q}$$

On:

τ = temps de residència (s)

V = volum (m^3)

Q = cabal volumètric (m^3/s)

A continuació, a partir d'aquest volum es realitza un sobredimensionament del 15% i es calcula el temps de residència real:

A partir del volum necessari del mesclador, es fan iteracions per trobar les dimensions del cilindre, la tapa i el fons Klopper, a partir dels volums de cada part per separat:

Cos central cilíndric:

Es fa servir una relació entre l'alçada del cos (h) i el diàmetre sense gruix (D_i) igual a $h/D=1.5$ pels càlculs:

$$D_i = \frac{\sqrt[3]{4 \cdot V_{cil}}}{\pi \cdot 1,5}$$

$$h = D \cdot 1,15$$

Tapa Klopper:

Aquesta tapa consta de tres paràmetres variables en el seu disseny i es relaciona amb el fons Klopper en un paràmetre de disseny en les següents equacions:

$$R = D_e = D_i + e$$

$$H = 0,134 \cdot D_e$$

$$D_d = 1,04 \cdot D_e + 2 \cdot h_1$$

On:

R = radi de curvatura (m)

H = alçada de la tapa sense gruix (m)

D_d = diàmetre de la tapa (m)

Una vegada s'han determinat aquests paràmetres es pot fer un càlcul del volum que conté la tapa del mesclador:

$$V_{tapa} = 0,054 \cdot De^3$$

Fons Klopper:

El fons del tanc mesclador depèn de sis paràmetres de disseny i segueixen les següents equacions:

$$R = De = Di + e$$

$$r = \frac{R}{10}$$

$$h_1 = 3,5 \cdot e$$

$$h_2 = 0,1935 \cdot De - 0,455 \cdot e$$

$$H = h_1 + h_2 + e$$

$$Dd = 1,11 \cdot De + 1,85 \cdot h_1$$

On: R = radi de curvatura (m)

r = radi de curvatura de la vora (m)

h_1 = distància de la junta (m)

h_2 = distància de la junta al fons sense gruix (m)

H = alçada del fons amb gruix (m)

Dd = diàmetre del fons (m)

Una vegada s'han determinat aquests paràmetres es pot fer un càlcul del volum que conté el fons del mesclador:

$$V_{fons} = 0.1 \cdot Di^3$$

- Es realitza el disseny de l'agitador que s'incorporarà als tanc mescladors i es calculen els paràmetres de la mescla:

Els paràmetres constructius de l'agitador depenen de les mesures del tanc, no obstant, el càlcul del nombre de Reynolds i la potència de l'agitador depenen del medi de treball. Primer es fa el càlcul dels requeriments físics de l'agitador:

$$Da = E = \frac{Di}{3}$$

$$J = \frac{Di}{12}$$

$$W = \frac{Di}{5}$$

$$f = 0,1 \cdot Di$$

$$L = \frac{Da}{4}$$

$$Ha = H + W - E$$

On:

Da = diàmetre de la turbina de l'agitador (m)

E = distància al fons del tanc (m)

J = amplada del deflector (m)

W = amplada de les pales (m)

f = espai entre els deflectors i les parets del tanc (m)

L = alçada de les pales (m)

Ha = alçada de l'agitador (m)

Per realitzar el disseny de la potència de l'agitador i del número de Reynolds, primerament s'ha de calcular la velocitat angular que necessita aquest agitador. Això s'obté de la següent equació:

$$\left(\frac{N \cdot Da^2 \cdot \mu}{\sigma \cdot Di} \right) \cdot \left(\frac{\rho \cdot \sigma^3}{g \cdot \mu^4} \right)^{0.25} = 2 \cdot \left(\frac{H}{Di} \right)^{0.5}$$

On:

N = velocitat angular de l'agitador (rps)

ρ = densitat de la mescla (kg/m³)

μ = viscositat de la mescla (Pa·s)

σ = constant entre 0.2 i 0.7 (es pren un valor de 0.2 per tots els casos)

g = gravetat estàndard (m/s^2)

$$Re = \frac{N \cdot Da^2 \cdot \rho}{\mu}$$

On Re equival al nombre de Reynolds

Es troba que el Reynolds d'agitació és superior a 10.000 en ambdós mescladors, per tant, ens trobem dins el règim turbulent que assegura una bona interacció molecular i una bona mescla dels components.

La relació entre la potència de l'equip i el seu volum ha de prendre valors entre 1 i 1.5 kW/m^3 per assegurar una bona mescla entre líquids, és en funció d'un paràmetre que depèn del tipus de pales per l'agitador que s'escull, el nombre de potència. En el règim que es treballa del número de Reynolds, les pales planes tenen un nombre de potència de 4, a llavors:

$$P = Np \cdot (N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho)$$

On:

P = potència de l'agitador (W)

En aquest cas es dissenya l'agitador amb pales inclinades, ja que s'obté la següent relació entre potència i volum:

$$\frac{P}{V}$$

Si aquest valor esta dins del rang ens indicarà que la potència és adient per tenir una bona mescla entre líquids al mesclador.

- Per últim, es realitzen diferents càlculs de seguretat:

En primer lloc, el pes del tanc es calcula seguint les següents fórmules, on es calcula el pes del cos cilíndric i de la tapa i el fons per separat:

$$M_{cil.} = \frac{\pi}{4} \cdot H \cdot (De^2 - Di^2) \cdot \rho$$

On: H = alçada del cilindre (m)

De = diàmetre exterior (m)

Di = diàmetre interior (m)

ρ = densitat de l'acer 316L (kg/m³)

A continuació es calcula el pes de la tapa i el fons Klopper amb la següent equació:

$$M = 0,1 \cdot (De^3 - Di^3) \cdot \rho$$

Per tant, el pes total del tanc és:

$$M_{total} = M_{cil} + M_{fons} + M_{tapa}$$

La resistència mínima del terreny per poder suportar aquests equips es calcula amb la següent equació:

$$\tau = \frac{M_{op.}}{A} = \frac{M_{total} + M_{diss.}}{\pi \cdot r^2}$$

La cubeta de retenció per tots tres mescladors es calcula amb les següents equacions:

$$L = 2 \cdot d_1 + (N - 1) \cdot d_2 + d_{tanc}$$

$$L = 2 \cdot 1 + (3 - 1) \cdot 2 + (2 \cdot 1,15 + 2) = 10,3 \text{ m}$$

$$A = 2 \cdot d_1 + d_{tanc}$$

$$A = 2 \cdot 1 + 2 = 4 \text{ m}$$

El volum de la cubeta és:

$$V_{cubeta} = V - V_{tancs}$$

La cubeta de retenció és capaç de resistir la fuga del volum operatiu dels dos tancs.

A partir d'aquí, es realitza un canvi en el volum que ocupa el líquid dins el tanc mesclador, degut a que sobrepassa un 80% del volum ocupat i pot resultar perillós.

Com volem mantenir el disseny constructiu igual, aquest canvi farà que el temps de residència dins el tanc es vegi afectat.

$$\frac{V}{2 \text{ m}^3} \cdot 100 = 80\% \rightarrow V = 1.6 \text{ m}^3$$

Aquest temps de residència es troba al voltant de 30 minuts, per tant es pot afirmar que la homogeneïtat s'aconseguirà pràcticament total. A continuació es presenta el disseny constructiu del mesclador de recirculació M-204, que es caracteritza a la següent taula:

Taula 64: Característiques constructives del mesclador de recirculació M-204

Disseny Mesclador M-204			
MATERIAL		DIMENSIONS COS CILÍNDRIC	
Densitat	8000 kg/m ³	Relació alçada/diàmetre	1,5
Mòdul elàstic	200 Gpa	Alçada	2,87 m
Tensió màxima	580 N/mm ²	Diàmetre intern	1,83 m
Corrosió admissible	0,1 mm/any	Diàmetre extern	1,91 m
Conductivitat tèrmica	15 W/m·K	Volum	8,25 m ³
Densitat mescla	1329 kg/m ³	Radi intern	0,915 m
Viscositat mescla	0,00811 Pa·s	Radi extern	0,958 m
CONDICIONS		Espessor	0,0042 m
Temperatura	20 °C	DIMENSIONS TAPA KLOPPER	
Pressió	0,711 atm	Alçada sense gruix	0,26 m
VOLUM REQUERIT		Alçada amb gruix	0,25 m
Temps de residència	2341 s	Radi curvatura	1,92 m
Volum necessari	8,25 m ³	Diàmetre de la tapa	2,03 m
Sobredimensionament	15%	Volum	0,3807m ³
Volum final	9,33 m ³	Espessor	0,045 m
DIMENSIONS TOTALS		DIMENSIONS FONS KLOPPER	
Alçada	3,52 m	Alçada sense gruix	0,375 m
Diàmetre intern	1,83 m	Alçada amb gruix	0,392 m
Diàmetre extern	1,91 m	Radi curvatura	1,92 m
Volum	9,33 m ³	Radi curvatura menor	0,192 m
Pes total buit	3867,2 kg	Diàmetre del fons	2,16 m
Pes líquid	10965,1 kg	Volum	0,7 m ³
Pes total operatiu	14832,4 kg	Espessor	0,0052 m
AGITACIÓ			
Tipus	agitador de pales planes		
Velocitat	257 rpm		
Diàmetre agitador	0,638 m		
Distància al fons	0,638 m		

Amplada de pales	0,1275 m
Alçada de pales	0,1594 m
Alçada agitador	3,01 m
Potència necessària	43,4 kW

Seguint el mateix procediment de disseny s'arriba a les següents dades de disseny:

Taula 65: Característiques constructives del mesclador de precristal·lització M-401

Disseny Mesclador M-401			
MATERIAL		DIMENSIONS COS CILÍNDRIC	
Densitat	8000 kg/m ³	Relació alçada/diàmetre	1.5
Mòdul elàstic	200 Gpa	Alçada	2.71 m
Tensió màxima	580 N/mm ²	Diàmetre intern	1.73 m
Corrosió admissible	0,1 mm/any	Diàmetre extern	1.81 m
Conductivitat tèrmica	15 W/m·K	Volum	6.96 m ³
Densitat mescla	1344 kg/m ³	Radi intern	0.865 m
Viscositat mescla	0,00346 Pa·s	Radi extern	0.906 m
CONDICIONS		Espressor	0.0048 m
Temperatura	65 °C	DIMENSIONS TAPA KLOPPER	
Pressió	0,298 atm	Alçada sense gruix	0.243 m
VOLUM REQUERIT		Alçada amb gruix	0.23m
Temps de residència	2070 s	Radi curvatura	1.81 m
Volum necessari	6,96 m ³	Diàmetre de la tapa	1.93 m
Sobredimensionament	15%	Volum	0.3214m ³
Volum final	7,87 m ³	Espressor	0.00525 m
DIMENSIONS TOTALS		DIMENSIONS FONS KLOPPER	
Alçada	3,33 m	Alçada sense gruix	0.361 m
Diàmetre intern	1,73 m	Alçada amb gruix	0.377 m
Diàmetre extern	1,81 m	Radi curvatura	1.81 m
Volum	7,87 m ³	Radi curvatura menor	0.181 m
Pes total buit	3531,4 kg	Diàmetre del fons	2.05 m
Pes líquid	9350,1 kg	Volum	0.591 m ³
Pes total operatiu	12881,5 kg	Espressor	0.0065 m
AGITACIÓ			
Tipus	agitador de pales planes		
Velocitat	257 rpm		
Diàmetre agitador	0,603 m		
Distància al fons	0,603 m		
Amplada de pales	0,1205 m		
Alçada de pales	0,1506 m		
Alçada agitador	2,58 m		
Potència necessària	6 kW		

11.10. Disseny del redisolver

El tanc de redisolució és un tanc agitat en el que s'afegeix vapor d'aigua per a poder tornar a dissoldre els corrents de sortida de la centrífuga i posteriorment, dur a terme una segona cristallització per a obtenir un producte més pur i cristalls de la mida corresponent.

11.3.1. Balanç de matèria

Es tracta d'un tanc de mescla on s'homogeneïtzen els dos corrents de sortida de la primera centrífuga i el corrent de vapor d'aigua procedent de l'equip auxiliar corresponent. Degut a que es duu a terme la mescla i homogeneïtzació s'ha de complir el balanç de matèria, és a dir, el caudal d'entrada serà igual al caudal de sortida del tanc.

A la següent taula es mostra els caudals d'entrada i sortida del redisolver:

Taula 66: Corrents d'entrada i sortida del redisolver

Corrent	kg/s
Entrada Redisolver (Sòlids)	1,954
Entrada Redisolver (Vapor)	0,09
Sortida Redisolver	2,044

11.10.2. Disseny funcional

El tanc es troba a una temperatura de 65°C. El corrent d'entrada es una mescla d'àcid oxàlic en forma de dihidrat i menors quantitats de nítric, sulfúric, etilenglicol i aigua, a més a més de l'aigua que es fa entrar del corrent de vapor.

La planta opera en continu, per tant, per assegurar la mescla homogènia dins del tanc, es suposa un temps de mescla de 1080s (0,15h). A partir d'aquest valor i coneixent el caudal d'entrada es pot calcular el volum de mescla en el tanc a partir de la següent expressió:

$$V_{mescla} = Q_v \cdot t_{mescla}$$

Equació 80

On:

V_{mescla} = Volum del fluid dins el tanc [m³].

Q_v = Caudal volumètric [m³/h].

t_{mescla} = Temps de mescla [h]

Per tant:

$$V_{mescla} = 5,75 \cdot 0,15 = 0,862 \text{ m}^3$$

Com es tracta d'un tanc agitat, i per tant, disposa d'un agitador, el dipòsit no ha d'estar ple totalment perquè l'acció de l'agitador pot crear un vòrtex que faria disminuir el nivell del líquid al centre del tanc, i faria augmentar aquest nivell a les parets del mateix.

Per tant, és necessari deixar un espai del volum total per a que no es produeixi la pèrdua de fluid o es pugui trencar el mesclador per una alta pressió produïda per aquest.

Per tant, suposant un sobredimensionat del 15% i a partir de la equació anterior, s'obté un volum del tanc mínim en el que es té en compte la mesura de seguretat per a que no es produeixi els possibles factors explicats anteriorment.

$$V_{tanc,min} = V_{mescla} \cdot 1,15 = 0,99 \text{ m}^3$$

Equació 81

On:

$V_{tanc,min}$ = Volum mínim del tanc [m³].

V_{mescla} = Volum de mescla al tanc [m³].

Els valors obtinguts es mostren a la següent taula:

Taula 67: Valors obtinguts disseny funcional tanc de redissolució.

V_{mescla} [m ³]	0,86
$V_{tanc,min}$ [m ³]	0,99

11.10.3. Dimensionament

Un cop es coneix el volum mínim del tanc es determinen les dimensions del tanc. Per a fer-ho, es dimensiona la part cilíndrica del tanc a partir de la següent equació:

$$V_{tanc} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H$$

Equació 82

- Relació entre altura i diàmetre del tanc:

$$\frac{H}{D} = 2$$

Es calcula el diàmetre a partir de la relació esmentada anteriorment i de l'equació 3, per tant:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{tanc}}{2 \cdot \pi}}$$

Equació 83

On:

H= Altura del tanc [m].

D= Diàmetre del tanc [m].

V_{tanc}= Volum del tanc [m³].

Substituint els valors:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 0,81}{2 \cdot \pi}} = 0,86 \text{ m}$$

A partir de la relació esmentada i el diàmetre s'obté el valor de l'alçada del tanc:

$$H = 2 \cdot D = 2 \cdot 0,80 = 1,72 \text{ m}$$

S'escullen mides estàndard per a poder dimensionar, en aquest cas un valor de 1 metre per al diàmetre del tanc i 2 metres per a l'alçada.

A partir del dimensionament i de les mesures estàndard es torna a calcular el volum del tanc a partir de l'anterior equació, essent aquest el volum real amb el que es dissenyarà el tanc:

$$V_{tanc} = \frac{\pi}{4} \cdot 1^2 \cdot 2 = 1,57 \text{ m}^3$$

Per tant, el volum real del tanc ($V_{\text{tanc,real}}$) correspon a 1,57 m³. A continuació, es calcula el percentatge d'ocupació de la mescla al tanc de la següent manera:

$$\% \text{ Volum ocupat} = \frac{V_{\text{mescla}} / N^{\circ} \text{ tancs}}{V_{\text{tanc,real}}} \cdot 100$$

Equació 84

On:

V_{mescla} = Volum de la mescla [m³].

$N^{\circ} \text{ tancs}$ = Número de tancs (1).

$V_{\text{tanc,real}}$ = Volum real del tanc [m³].

$$\% \text{ Volum ocupat} = \frac{0,862 / 1}{1,57} \cdot 100 = 54,9$$

11.10.4. Disseny mecànic

Per al disseny mecànic del tanc de redissolució s'ha seguit la normativa ASME. S'han dissenyat el tanc a partir de les tres parts diferenciades que el constitueixen, el cos cilíndric, el capçal torisfèric superior i el capçal inferior.

Per a la determinació del material adequat per al disseny del tanc s'han tingut en compte les propietats de la mescla. S'ha estudiat el gruix de les parets que es veuria afectada al llarg dels anys i s'ha utilitzat acer inoxidable com a material de disseny.

S'ha pogut comprovar que l'acer inoxidable proporcionaria la resistència adequada ja que l'àcid nítric i sulfúric de la mescla es troben en proporcions molt petites i per tant, l'efecte de corrosió que suposaria per al tanc no seria perjudicial fins passats 15 anys del mateix.

En primer lloc, és important conèixer la pressió i temperatura de disseny mecànic:

- Pressió i temperatura de disseny.

És necessari calcular la pressió de carga hidrostàtica que suposa la mescla per assegurar que aquesta es mantingui líquida. Per tant:

$$P_{c.hidrostatica} = g \cdot h \cdot \rho$$

Equació 85

On:

ρ = Densitat de la mescla [Kg/m³].

h= Alçada que arriba el fluid [m].

$P_{c.hidrostatica}$ = Pressió de càrrega hidrostàtica de la mescla [bar].

g= Acceleració de la gravetat [9,81 m/s²].

L'alçada del fluid es calcula com:

$$h = \frac{V_{fluid}}{\frac{\pi}{4} \cdot D^2}$$

Equació 86

Substituint el valors:

$$h = \frac{0,862}{\frac{\pi}{4} \cdot 1^2} = 1,09 \text{ m}$$

Un cop coneguda l'alçada del fluid, es pot calcular la pressió de carrega hidrostàtica:

$$P_{c.hidrostatica} = 9,81 \cdot 1,09 \cdot 1525 = 13371,69 \text{ Pa} = 0,198 \text{ bar}$$

Tenint en compte que la pressió inicial correspon a 1,0132 bars, la pressió de disseny:

$$P_{operació} = P_{c.hidrostatica} + P_{inicial} = 0,198 + 1,0132 = 1,212 \text{ bar}$$

I per tant, la pressió de disseny és :

$$P_{disseny} = P_{operació} + P_{inicial} = 1,212 + 1,0132 = 2,22 \text{ bar}$$

La temperatura de disseny s'estableix a 20°C per sobre de la temperatura d'operació del tanc:

$$T_{disseny} = T_{operació} + 20^{\circ}\text{C}$$

Per tant:

$$T_{disseny} = 65 + 20 = 85 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

11.10.5. Espessor dels capçals

Per al càlcul de l'espessor del capçal s'ha realitzat a partir de la següent taula segons el codi ASME. En aquesta taula es mostren els paràmetres per a realitzar el càlculs.

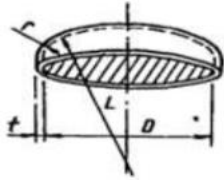
E		ASME FLANGED AND DISHED HEAD (TORISPHERICAL HEAD)															
		When $L/r = 16^{2/3}$															
		$t = \frac{0.885PL}{SE - 0.1P}$	$P = \frac{SEt}{0.885L + 0.1r}$														
		When L/r less than $16^{2/3}$															
		$t = \frac{PLM}{2SE - 0.2P}$	$P = \frac{2SEt}{LM + 0.2t}$														
VALUES OF FACTOR "M"																	
L/r	1.00	1.25	1.50	1.75	2.00	2.25	2.50	2.75	3.00	3.25	3.50	4.00	4.50	5.00	5.50	6.00	6.50
M	1.00	1.03	1.06	1.08	1.10	1.13	1.15	1.17	1.18	1.20	1.22	1.25	1.28	1.31	1.34	1.36	1.39
L/r	7.00	7.50	8.00	8.50	9.00	9.50	10.0	10.5	11.0	11.5	12.0	13.0	14.0	15.0	16.0	16 $\frac{2}{3}$	*
M	1.41	1.44	1.46	1.48	1.50	1.52	1.54	1.56	1.58	1.60	1.62	1.65	1.69	1.72	1.75	1.77	
* THE MAXIMUM ALLOWED RATIO : $L = D + 2r$				(see note 2 on facing page)													

Figura 47: Taula de relacions d'espessor de capçals

On:

- L: Diàmetre intern del cilindre (mm) = 1000 mm
- r: Diàmetre intern del cilindre·0,1= 100 mm

per tant:

$$\frac{L}{r} = \frac{1000}{100} = 10$$

A partir d'aquest valor i amb la figura anterior es pot conèixer el valor de M=1,54, que serà utilitzat per al càlcul de l'espessor del capçal del tanc.

$$t_{capçal} = \frac{P_t \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_t} + C.A.$$

Equació 87

On:

$t_{capçal}$ = Espessor capçal (mm)

P_t = Pressió interna del tanc (Bar).

L = Diàmetre intern del tanc (mm)

M = Factor que depèn de la relació L/r.

S = Esforç del material (bar)

E = Factor de soldadura (0,85)

C.A. = Tolerància a la corrosió (2mm).

El valor corresponent a l'esforç del material, en aquest cas acer inoxidable AISI 316L, s'extreu bibliogràficament a partir de la següent taula:

Taula 68: Valors esforç del material seleccionat, acer inoxidable AISI 304L

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

Per a una temperatura de disseny corresponent a 85°C i per tant, a 185°F el valor corresponent són 15,7 psi. Aquest valor correspon a 1082,48 bars.

Per tant, substituint a la equació esmentada s'obté el valor per l'espessor del capçal del tanc:

$$t_{capçal} = \frac{2,22 \text{ bar} \cdot 1000 \text{ mm} \cdot 1,54}{2 \cdot 2900 \text{ bar} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 2,22 \text{ bar}} + 2 \text{ mm} = 2,70 \text{ mm}$$

Al valor de l'espessor del capçal se li suma una tolerància de fabricació del 10%. Per tant, l'espessor final del capçal és:

$$t_{\text{capçal}} = 2,70 \cdot 1,1 = 2,96 \text{ mm} = 3 \text{ mm}$$

A partir del valor del capçal i mitjançant la següent equació es calcula el diàmetre extern del mateix:

$$D_{\text{ext, capçal}} = D_{\text{int, capçal}} + 2 \cdot t_{\text{capçal}}$$

Equació 88

On:

$D_{\text{ext, capçal}}$ = Diàmetre extern del capçal (mm).

$D_{\text{int, capçal}}$ = Diàmetre intern del capçal (mm).

$t_{\text{capçal}}$ = Espessor del capçal (mm).

Substituint els valors s'obté el valor per al diàmetre extern del capçal:

$$D_{\text{ext, capçal}} = 1000 + 2 \cdot 3 = 1006 \text{ mm} = 1,006 \text{ m}$$

11.10.6. Espessor cilindre

Es calcula l'espessor del cilindre de la mateixa manera que per als capçals, seguint el codi ASME a partir de l'equació de la següent figura:

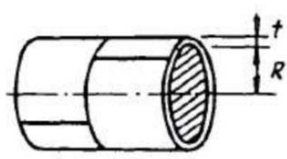
<p>A</p> 	CYLINDRICAL SHELL (LONG SEAM)¹	
	$t = \frac{PR}{SE - 0.6P}$	$P = \frac{SEt}{R + 0.6t}$
	<p>1. Usually the stress in the long seam is governing. See preceding page.</p> <p>2. When the wall thickness exceeds one half of the inside radius or P exceeds 0.385 SE, the formulas given in the Code UA 2 shall be applied.</p>	

Figura 48: Taula de càlcul de l'espessor del cilindre

$$t_{\text{cilindre}} = \frac{P_c \cdot R_{\text{int, c}}}{S \cdot E - 0,6P_c} + C.A.$$

Equació 89

On:

$t_{cilindre}$ = Espessor del cilindre (mm).

P_c = Pressió interna del cilindre (bar).

$R_{int,c}$ = Radi intern del cilindre (mm).

S = Esforç del material (bar).

E = Factor de soldadura (0,85).

C.A. = Tolerància a la corrosió (2mm).

Per tant, substituint els valors corresponents s'obté:

$$t_{cilindre} = \frac{2,22 \text{ bar} \cdot 500 \text{ mm}}{2900 \text{ bar} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 2,22 \text{ bar}} + 2 \text{ mm} = 2,45 \text{ mm}$$

L'espessor del cilindre correspon a 2,45 mm, no obstant, s'escull un valor de 3mm, ja que correspon a un valor d'espessor estàndard.

Un cop conegut l'espessor que s'utilitzarà per al disseny de l'equip, es determina el diàmetre extern del tanc comprovant que correspon al diàmetre extern del capçal a partir de la següent equació:

$$D_{ext,tanc} = D_{tanc} + 2 \cdot t_{cilindre} = 1000 + 2 \cdot 3 = 1006 \text{ mm}$$

11.10.7. Alçada capçals

Per a l'alçada de capçals, s'han utilitzat les equacions trobades a Koenig-co, proveïdora de capçals. Per tant:

$$DH = 0,1935 \cdot D_{tanc} - 0,455 \cdot t_{capçal}$$

Equació 90

$$SF = 3,5 \cdot t_{capçal}$$

Equació 91

$$TH = SF + DH$$

Equació 92

On:

D_{tanc} = Diàmetre intern del tanc (mm).

$t_{capçal}$ = Espessor del capçal (mm).

Substituint els valors a les equacions:

$$DH = 0,1935 \cdot 1000 - 0,455 \cdot 3 = 192,1 \text{ mm}$$

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

$$TH = 192,1 + 10,5 = 202,6 \text{ mm}$$

Per tant, l'alçada dels capçals correspon a un valor de 0,203 m.

11.10.8. Alçada tanc

Es calcula l'alçada del tanc a partir de la següent equació:

$$H_{tanc \text{ total}} = H + 2 \cdot H_{capçal}$$

Equació 93

On:

$H_{tanc \text{ total}}$ = Alçada total del tanc (m)

H = Alçada del tanc (m)

$H_{capçal}$ = Alçada del capçal del tanc (m).

Per tant, substituint els valors:

$$H_{tanc \text{ total}} = 2 + 2 \cdot 0,209 = 2,4 \text{ m}$$

11.10.9. Agitació del tanc

S'instal·la un sistema d'agitació ja que l'equip de redissolució no deixa de ser un tanc de mescla on es busca homogeneïtzar el líquid.

Els principals tipus d'agitadors que s'utilitzen a la indústria són els d'hèlix, pales o de turbina.

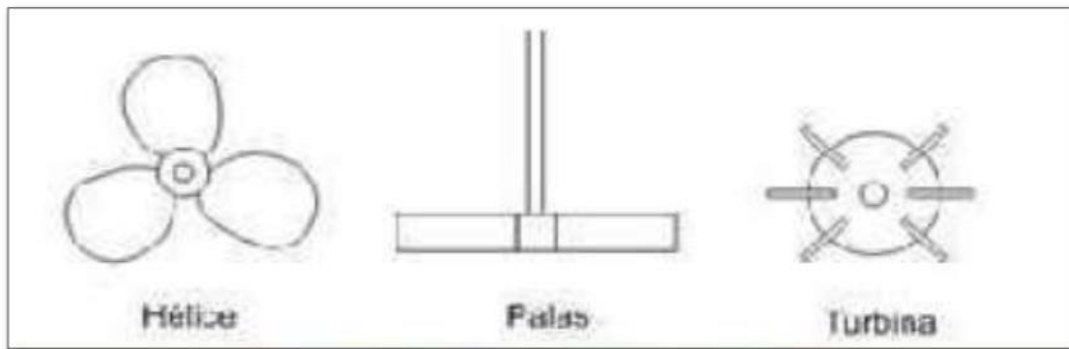


Figura 49: Tipus d'hèlix

S'ha escollit un agitador de turbina de pales ja que s'adapta al procés i treballa per a rangs amplis de viscositat que afavoreixen a que la mescla sigui el màxim homogènia. Les velocitats típiques de l'agitador de turbina són de 30-500 rpm i es pot considerar entre 4 i 14 pales de mescla. L'agitador treballarà a una velocitat de 250 rpm i constarà de 6 pales.

Un cop escollit el tipus d'agitació, es calculen les dimensions a partir de les relacions geomètriques del mateix, representades a la següent figura:

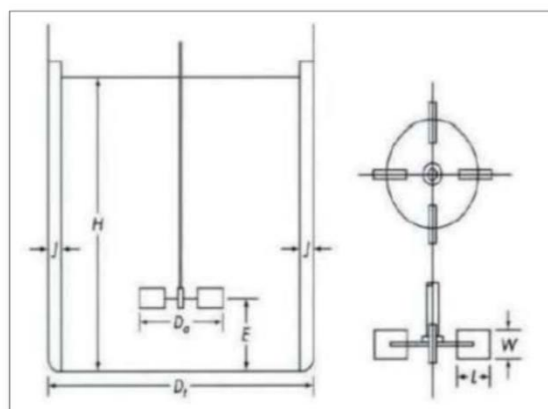


Figura 50: Dimensions de l'agitador

On les relacions geomètriques són les següents:

$$\frac{D_a}{D_t} = 1/3$$

$$\frac{j}{D_t} = 1/12$$

$$\frac{E}{D_t} = 1/3$$

$$\frac{W}{D_a} = 1/5$$

$$\frac{L}{D_a} = 1/4$$

On:

D_t = Diàmetre intern del tanc (m)

D_a = Diàmetre de l'agitador (m)

j = Amplada de les plaques deflectores (m)

W = Alçada de les pales de la turbina (m).

E = Alçada desde la turbina fins el fons del tanc (m).

L = Amplada de les pales de la turbina (m).

Els valors obtinguts a partir de les relacions esmentades anteriorment, es mostren a la següent taula:

Taula 69: Valors obtinguts per al disseny de l'agitador.

D_a [m]	0,33
D_t [m]	1
j [m]	0,08
E [m]	0,33
W [m]	0,07
L [m]	0,08

A partir del nombre de Reynolds es calcula la potència que tindrà l'agitador, per tant, per al càlcul del nombre de Reynolds s'utilitza la següent equació:

$$Re = \frac{\rho \cdot n \cdot D_a^2}{\mu}$$

Equació 94

On:

Re = Nombre de Reynolds, adimensional.

ρ = Densitat de la mescla [Kg/m³].

μ = Viscositat de la mescla [Kg/ms].

D_a = Diàmetre agitador [m].

n = Revolucions de l'agitador, 4,17 rps.

Substituint els valors a l'equació:

$$Re = \frac{1525 \cdot 4,17 \cdot 0,33^2}{6,36 \cdot 10^{-3}} = 93200$$

Un cop conegut el valor de Re , gràficament es pot obtenir el nombre de potència (N_p) que permetrà conèixer la potència necessària requerida per l'agitador del tanc de redissolució.

A partir de la següent figura s'extreu el nombre de potència corresponent als 93200 Reynolds.

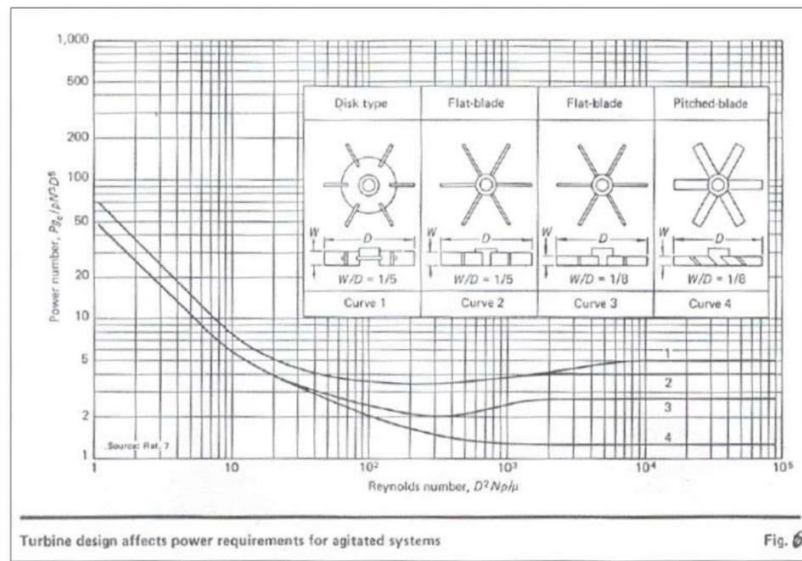


Figura 51 :Gràfic per a la relació de nombre de potència i Reynolds per al tipus d'agitador.

L'agitador correspon al tipus 1, agitador de disc, el qual és representat per la corba 1. Es pot observar que per a aquest valor de Reynolds , es considera un valor constant igual a $N_p=5$, ja que el nombre de Reynolds es troba al final de la corba.

Per tant, per al càlcul de la potència, s'utilitza la següent equació extreta de la figura anterior:

$$P = \frac{N_p \cdot D_a^5 \cdot n^3 \cdot \rho}{g}$$

Equació 95

On:

P = Potència de l'agitador [kW].

D_a = Diàmetre de l'agitador [m].

n = Revolucions de l'agitador [rps].

ρ = Densitat de la mescla [Kg/m³].

g = Acceleració de la gravetat [m/s²].

Substituint els valors a l'equació 95, s'obté la potència:

$$P = \frac{5 \cdot 0,33^5 \cdot 4,17^3 \cdot 1280}{9,81} = 194 \text{ W} = 0,194 \text{ kW}$$

Per assegurar que el disseny és correcte, es calcula la relació entre la potència de l'agitador i el volum de la mescla:

$$Power = \frac{P}{V_{mescla}}$$

Equació 96

Per tant;

$$Power = \frac{0,194}{0,862} = 0,225$$

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

Figura 11.3.1.7. Potencia de agitación.

Figura 52: Potències d'agitació

El valor de Power obtingut correspon a un valor mitjà entre els valors determinats per a agitacions amb transferència de calor i agitacions de mescla líquid-líquid.

11.10.10. Pes del tanc

Per al càlcul del pes del tanc en buit, s'ha de conèixer els volums de les parts que el componen, capçal i cilindre. Per al càlcul del volum intern del capçal es realitza a partir de la següent equació:

$$V_{int, capçal} = 0,1 \cdot D_{tanc}^3$$

Equació 97

On :

$V_{int, capçal}$ = Volum intern del capçal [m³].

D_{tanc} = Diàmetre intern del tanc [m].

Per tant;

$$V_{int, capçal} = 0,1 \cdot 1^3 = 0,1 \text{ m}^3$$

El volum extern dels capçals es calcula a partir de la següent expressió:

$$V_{ext, capçal} = 0,1 \cdot (D_{tanc} + t_{capçal})^3$$

Equació 98

On:

$V_{ext, capçal}$ = Volum extern del capçal [m³]

D_{tanc} = Diàmetre del capçal [m]

$t_{capçal}$ = Espessor capçal [m]

Per tant, substituint els valors:

$$V_{ext, capçal} = 0,1 \cdot (1 + 0,003)^3 = 0,1009 \text{ m}^3$$

La diferència entre els dos volums correspon al volum que ocupa la paret del capçal:

$$V_{\text{paret, capçal}} = V_{\text{ext, capçal}} - V_{\text{int, capçal}} = 0,1 - 0,1009 = 0,0009 \text{ m}^3$$

Es realitzen els mateixos càlculs per a el volum del cilindre intern que conforma el tanc, per tant, per al càlcul del volum intern del cilindre:

$$V_{\text{int, c}} = \pi \cdot \left(\frac{D_{\text{tanc}}}{2}\right)^2 \cdot H$$

Equació 99

On:

$V_{\text{int, c}}$ = Volum intern del cilindre [m³].

D_{tanc} = Diàmetre del tanc [m].

H = Alçada cilindre [m].

Per tant;

$$V_{\text{int, c}} = \pi \cdot \left(\frac{1}{2}\right)^2 \cdot 2 = 1,57 \text{ m}^3$$

Equació 100

Es calcula el volum extern del cilindre a partir de la següent equació:

$$V_{\text{ext, cilindre}} = \pi \cdot \left(\frac{1,008}{2}\right)^2 \cdot 2 = 1,60 \text{ m}^3$$

La diferència entre els dos volums és el volum de la paret del cilindre:

$$V_{\text{paret, cilindre}} = V_{\text{ext, cilindre}} - V_{\text{int, c}} = 0,03 \text{ m}^3$$

A continuació es calcula el volum de la paret del tanc, mitjançant la següent expressió:

$$V_{\text{paret,tanc}} = V_{\text{paret,cilindre}} + 2 \cdot V_{\text{paret,capçal}}$$

Equació 101

Substituint:

$$V_{\text{paret,tanc}} = 0,03 + 0,009 \cdot 2 = 0,031 \text{ m}^3$$

Per al càlcul del pes del tanc buit, es calcula a partir de la densitat de l'acer inoxidable AISI 316L que correspon a 8000 kg/m³. Per tant:

$$M_{\text{tanc,buit}} = 1,1 \cdot V_{\text{paret,tanc}} \cdot \rho_{\text{acer,inox}}$$

Equació 102

On:

$M_{\text{tanc,buit}}$ = Pes de l'equip buit [Kg]

$V_{\text{paret,tanc}}$ = Volum de la paret del tanc [m³]

$\rho_{\text{acer,inox}}$ = Densitat material, acer inoxidable AISI 316L [Kg/m³].

Substituint els valors:

$$M_{\text{tanc,buit}} = 1,1 \cdot 0,031 \cdot 8000 = 182,26 \text{ Kg}$$

Un cop calculat el pes del tanc de mescla buit, es calcula el pes del tanc amb la mescla dins de la següent manera:

$$M_{\text{tanc mescla}} = M_{\text{tanc,buit}} + V_{\text{mescla}} \cdot \rho_{\text{mescla}}$$

Equació 103

On:

$M_{tanc\ mescla}$ = Pes del tanc ple de mescla [Kg]

$M_{tanc, buit}$ = Pes de l'equip buit [Kg]

ρ_{mescla} = Densitat de la mescla [Kg/m³]

V_{mescla} = Volum de la mescla [m³]

Per tant, substituint els valors corresponents:

$$M_{tanc\ mescla} = 182,3 + 0,87 \cdot 1280 = 1295,9 \text{ Kg} = 1,296 \text{ Tones}$$

Les 1,296 Tones corresponen al pes del tanc de mescla en operació.

11.10.11 Balanç d'energia

Al tanc de redissolució se li afegeix un corrent de vapor per a dissoldre els corrents de sortida de la centrífuga i obtenir un valor de solubilitat per l'àcid oxàlic més alt i per tant, obtenir uns cristalls més purs en el segon cristal·litzador.

El corrent de vapor entra per fons del redissolver i condensa instantàniament. Al condensar, es calcula el calor que aporta el vapor al redissolver a partir de la següent equació:

$$Q = m \cdot \lambda_{aigua}$$

Equació 104

On:

Q = Calor que aporta el vapor [kJ/s]

λ_{aigua} = Calor latent del vapor d'aigua

m = Caudal màssic de vapor que entra al redissolver.

El caudal màssic de vapor que entra al redissolver és de 0,09 Kg/s per a poder dissoldre els corrents procedents de la centrífuga. La λ_{aigua} correspon a 2260 KJ/Kg. Substituint els valors a per al càlcul del calor que aporta el vapor:

$$Q = 0,09 \cdot 2260 = 203,4 \text{ kJ/s}$$

El calor aportat per el vapor ha de ser el mateix que l'acceptat per el líquid. Per tant, s'expressa de la següent manera:

$$Q = m \cdot cP \cdot \Delta T$$

Equació 105

On:

m = Cabal màssic de la mescla total [Kg/s]

cP = Calor específic de la mescla [KJ/Kg·°K]

ΔT = Increment de temperatura [°K].

Es coneix que la temperatura de l'aliment a la entrada del redissolver és de 20°C i la de vapor correspon a 134°C, per tant, es pot calcular l'increment de temperatura com:

$$\Delta T = \frac{Q}{m \cdot cP}$$

Equació 106

Substituint els valors a la equació anterior:

$$\Delta T = \frac{203,4}{0,09 \cdot 2,5} = 41,64 \text{ °C}$$

Aquest és l'increment de temperatura que aporta el vapor al redissolver en quant aquest condensa, però s'ha de tenir en consideració la temperatura al redissolver, que es pot calcular com una mitjana de temperatures. Per tant:

$$T_{redisolver} = \frac{T_v \cdot m_{vapor}}{m_{total}} + \frac{T_{aliment} \cdot m_{aliment}}{m_{total}} = 25,02^\circ C$$

Considerant l'increment de temperatura:

$$41,64 = T_{s,redisolver} - 25,02$$

$$T_{s,redisolver} = 66,67^\circ C$$

11.11. Selecció de les centrífugues

Les centrífugues són equips que tenen l'objectiu essencial de separar els sòlids d'una mescla de sòlids i líquids. Ambdós corrents de sortida poden ser aprofitats en la planta per tal de millorar el procés; mentre que el corrent de sòlid es el principal corrent d'interès i per tant el que acabarà formant el producte, el corrent líquid a la sortida es també molt important, ja que aquest té part del producte que no ha cristal·litzat i també altres espècies que s'utilitzen en la reacció i es poden recircular per ser aprofitades de nou.

En OXALIN, S.L. es poden diferenciar dos centrífugues: La primera, amb l'objectiu de separar el sòlid de les altres espècies per poder purificar-lo, mentre que la segona té l'objectiu de separar els cristalls amb una concentració major. El càlcul de les centrífugues es basarà en els balanços de la planta; és a dir, s'estudiarà el rendiment de la centrífuga i s'escollirà a partir dels balanços.

11.11.1. Centrífuga de separació CR-401

La primera centrífuga és la CR-401, i com s'ha esmentat abans, té l'objectiu de separar les espècies químiques que serveixen per afavorir la reacció, part del reactiu que no ha reaccionat i part del producte que no ha cristal·litzat dels cristalls que si que s'han format. Mentre que el corrent de sòlids seguirà circulant pel downstream, el corrent de líquids es recircularà juntament amb les sortides dels gasos dels evaporadors EV-401 i EV-402 condensats.

La entrada a CR-401 i les seves sortides són les següents propietats:

Taula 70: Cabal d'entrada a CR-401

CR-401 Cabal d'entrada			Composició massica (tant per 1)				
Cabal (kg/s)	Densitat (kg/m ³)	Cabal volumètric (m ³ /hr)	Aigua	Àcid nítric	Àcid sulfúric	Etilenglicol	Àcid oxàlic
4,517	1384	11,65	0,199	0,248	0,244	0,06	0,249

Taula 71: Cabals de sortida de CR-401

CR-401 Sortida de sòlids			Composició massica (tant per 1)				
Cabal (kg/s)	Densitat (kg/m ³)	Cabal volumètric (m ³ /hr)	Aigua	Àcid nítric	Àcid sulfúric	Etilenglicol	Àcid oxàlic
1,954	1364	5,16	0,27	0,117	0,115	0,028	0,47
CR-401 Sortida de líquids			Composició massica (tant per 1)				
Cabal (kg/s)	Densitat (kg/m ³)	Cabal volumètric (m ³ /hr)	Aigua	Àcid nítric	Àcid sulfúric	Etilenglicol	Àcid oxàlic
2,562	1423	6,48	0,138	0,336	0,33	0,081	0,115

Per tant, si s'estudia la relació entre el cabal d'entrada i el corrent de sortida de sòlid, es pot definir el rendiment de la centrífuga:

$$\eta = \frac{2,562}{4,517} = 56,72\%$$

Equació 107

El rendiment és del 56,72%, el que vol dir que del corrent d'entrada, per la sortida de líquids surt un 43,28% del corrent total d'entrada. Té sentit ja que aquesta primera centrífuga té una gran entrada de líquid. A partir del rendiment i de la capacitat (és a dir, del corrent d'entrada al equip) es pot seleccionar una centrífuga pel seu ús a la planta.

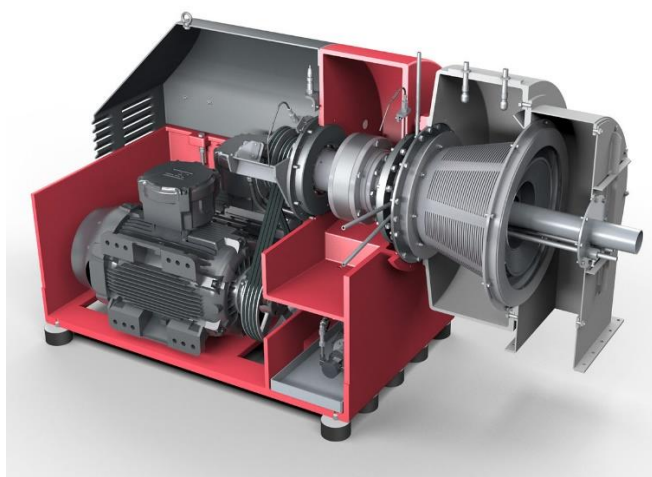


Figura 53: Parts internes de la centrífuga

Tenint en compte el catàleg de Siebtechnik^{® 33}, es pot seleccionar el model Conturbex, que s'utilitza per a la separació d'espècies com l'àcid oxàlic i altres de la mateixa naturalesa, i pot treballar amb àcids (com és el cas d'aquest projecte). En el cas de la CR-401, la capacitat haurà d'esser de 11,65 m³/hr o major. Per seleccionar, s'utilitza la següent taula del catàleg esmentat:

Standard executions

Type	CONTURBEX	H 200	H 250	H 320	H 350	H 400	H 450	H 520	H 600	H 700	H 1000
Feed capacity ¹⁾	about m ³ /h	1.5	3.5	7.0	10	15	20	25	35	50	100
Drive motor	about kW	3.0	5.5	7.5	11	15	22	30	37	55	90
Length	mm	700	910	940	1150	1150	1150	1480	1560	2150	2600
Width	mm	880	1050	1165	1500	1500	1500	1920	2000	2100	2700
Height	mm	570	800	950	970	1150	1150	1470	1470	1650	2600
Weight	kg	230	560	700	900	1000	1100	1800	2000	4000	8000

Figura 54: Prestacions dels diferents models de Conturbex

Amb la qual cosa es selecciona el model H 400, que té una capacitat màxima de 15 m³/hr.

11.11.2. Centrífuga de purificació CR-402

Tal i com s'explicava abans, la segona centrífuga s'utilitzava per a la última separació; el tram del downstream que termina amb aquesta centrífuga té l'objectiu d'aprofitar l'àcid oxàlic que no ha cristal·litzat per fer-ho cristal·litzar afegint aigua,

mentre que queden traces d'àcid nítric, sulfúric i etilenglicol que la primera centrífuga no ha pogut separar.

Primerament, caldrà tenir en compte els corrents d'entrada i sortida, al igual que amb l'anterior centrífuga:

Taula 72: Entrada a CR-402

CR-402 Cabal d'entrada			Composició massica (tant per 1)				
Cabal (kg/s)	Densitat (kg/m ³)	Cabal volumètric (m ³ /hr)	Aigua	Àcid nítric	Àcid sulfúric	Etilenglicol	Àcid oxàlic
1,804	1244	5,221	0,288	0,049	0,124	0,031	0,508

Taula 73: Sortides de CR-402

CR-402 Sortida de líquids			Composició massica (tant per 1)				
Cabal (kg/s)	Densitat (kg/m ³)	Cabal volumètric (m ³ /hr)	Aigua	Àcid nítric	Àcid sulfúric	Etilenglicol	Àcid oxàlic
0,061	1244	0,177	0,43	0,218	0,237	0,058	0,057
CR-402 Sortida de sòlids			Composició massica (tant per 1)				
Cabal (kg/s)	Densitat (kg/m ³)	Cabal volumètric (m ³ /hr)	Aigua	Àcid nítric	Àcid sulfúric	Etilenglicol	Àcid oxàlic
1,743	1375	4,563	0,282	0,043	0,12	0,03	0,525

Es pot calcular el rendiment de la centrífuga per comparar-la amb l'anterior:

$$\eta = \frac{1,743}{1,804} = 96,62\%$$

Equació 108

Es pot observar que el rendiment d'aquesta centrífuga es pràcticament el doble de la primera: això es degut que aquí no queda molt líquid per separar, ja que ha cristal·litzat pràcticament tot el corrent.

Com que les espècies amb les que es treballa són les mateixes, es seleccionarà un altre cop una centrífuga Conturbex; tenint en compte la capacitat (5,221 m³/hr), s'haurà de seleccionar una centrífuga igual a aquesta capacitat o major. En el catàleg, la solució equival a la centrífuga H 320. Per tant, s'han seleccionat les centrífugues de Siebtechnik[®], model Conturbex H 400 i H 320 respectivament.

11.12. Assecador

En aquest apartat es detalla el disseny del assecador de la planta OXALIN, S.L..

L'assecatge és un procés de separació basat en treure part de la humitat d'un corrent (generalment sòlid) mitjançant el contacte amb un corrent d'aire calent que té poca humitat, permetent que aquest pugui absorbir la humitat del corrent de tractament i fent que el sòlid redueixi la quantitat de líquid impregnat. Aquesta operació depèn de les temperatures, entalpies i humitats dels corrents de tractament i d'aire.

L'assecatge forma part de la zona de purificació del producte, i és la operació que permet obtenir àcid oxàlic en forma de dihidrat amb menys del 0.5% d'impureses (aquestes impureses són part del líquid que no ha sigut absorbit per l'aire).

Existeixen diversos equips per realitzar l'assecatge, i aquests es poden dividir en tres grans grups: Assecatge tèrmic, assecatge mitjançant l'absorció i finalment la combinació dels dos anteriors. En aquest cas, s'ha decidit treballar amb un assecador rotatori; com que l'oxàlic no pot arribar als 100°C (perquè a partir d'aquesta temperatura es deshidrata i per tant perdria la forma del producte desitjada), s'han de tenir en compte les temperatures de l'aire i la transmissió de calor entre els corrents, per tant s'utilitza aquest equip perquè permet una bona transmissió de matèria i de calor, és relativament fàcil de dissenyar i permet un bon rang de treball.

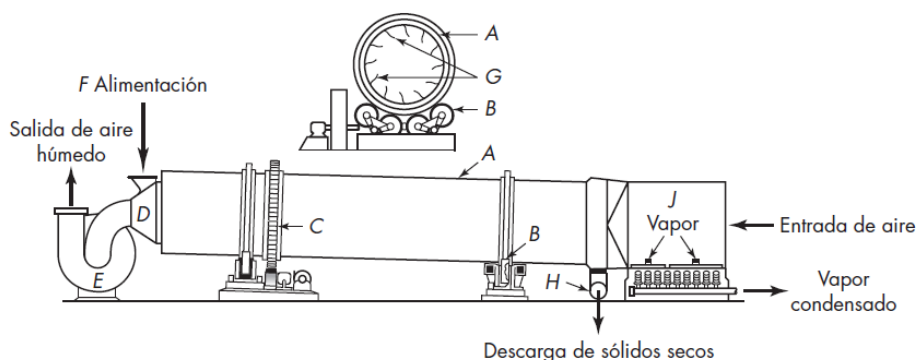


Figura 55: Diagrama d'un assecador

Com es pot observar, el corrent d'aire i l'aliment circulen en contracorrent per tal de garantir un bon intercanvi de calor, que afavorirà a una bona transferència de matèria.

11.12.1. Balanç de matèria

Com s'ha explicat abans, és important tenir en compte l'intercanvi de matèria i d'energia, per tant a continuació es plantegen els balanços respectius:

$$G \cdot (Y_2 - Y_1) = G_S \cdot (X_1 - X_2)$$

Equació 6209

On:

G=Cabal d'aire (kg/s)

G_S=Cabal d'aliment (kg/s)

Y₂=Humitat de sortida de l'aire (kg líquid/kg sòlid)

X₁=Humitat d'entrada de l'aliment (kg líquid/kg sòlid)

Y₁=Humitat d'entrada de l'aire (kg líquid/kg sòlid)

X₂=Humitat de sortida del corrent final (kg líquid/kg sòlid)

$$G \cdot (i_1 - i_2) = G_S \cdot (H_2 - H_1)$$

Equació 110

On:

G=Cabal d'aire (kg/s)

G_S=Cabal d'aliment (kg/s)

i₁=Entalpia d'entrada de l'aire (kJ/kg)

H₁=Entalpia d'entrada de l'aliment (kJ/kg)

i₂=Entalpia de sortida de l'aire (kJ/kg)

H₂=Entalpia de sortida del corrent final (kJ/kg)

El balanç d'energia es tindrà en compte en el diagrama psicomètric, amb el qual es podrà calcular la humitat i temperatura de sortida a partir de la humitat i la temperatura de l'aire d'entrada. Per tant, a continuació es procedirà al càlcul i a fixar les variables de les següents equacions per tal de trobar el cabal d'aire.

11.12.2. Càlcul de les humitats

A l'hora de trobar els valors de la humitat, es treballarà com si el líquid que surt amb el cabal d'entrada de sòlids fos aigua, per tant en els balanços es tindrà en compte com si fos aigua, però amb la densitat de la mescla i un pes molecular ponderat. El primer valor de humitat en base seca es pot calcular segons el corrent d'entrada; si es té en compte que el cabal de líquid equival a 0,462 kg/s, i el cabal d'oxàlic en forma de dihidrat és de 1,281 kg/s, el seu quocient serà la humitat dels sòlids d'entrada:

$$X_1 = \frac{0,462}{1,281} = 0,36 \frac{kg \text{ líquid}}{kg \text{ sòlid}}$$

Equació 111

Mentre que el valor de humitat en base seca a la sortida es fixa segons les necessitats del procés. En aquest cas, s'ha fixat un valor de X_2 equivalent a 0,005 kg líquid/ kg sòlid per tal de poder assolir el 99,5% de puresa de producte desitjada. Amb aquestes humitats i el corrent de sòlids, es pot determinar la quantitat de líquid evaporat:

$$Q_{ev} = G_S (X_1 - X_2)$$

Equació 112

On Q_{ev} és el cabal de líquid evaporat i equival a 0,45 kg/s. A continuació es poden calcular les humitats d'entrada i sortida del corrent d'aire. Tenint en compte que l'aire d'entrada té una humitat de 0.011 kg líquid/kg aire sec, una temperatura de 90°C i a pressió atmosfèrica, utilitzant el diagrama psicomètric es pot determinar la temperatura i la humitat de saturació per aquestes condicions.

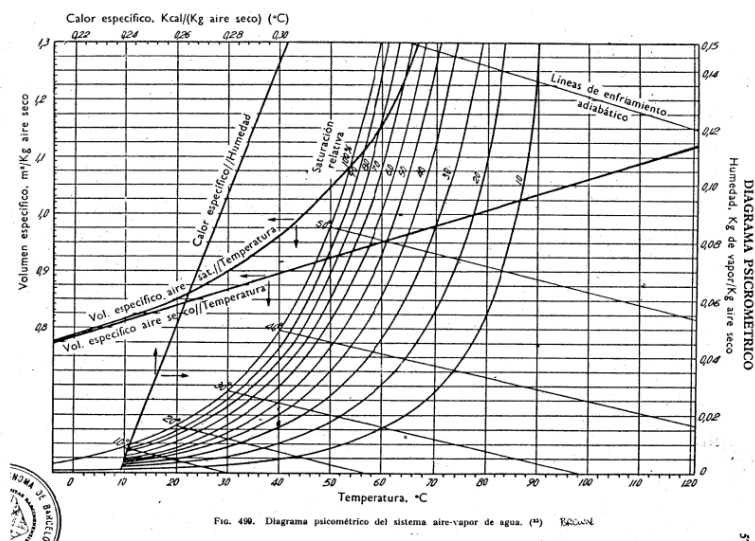


Figura 56: Diagrama psicromètric aire-aigua

Per tant, amb el diagrama psicromètric anterior s'obté una humitat de sortida de 0.0375 kg líquid/kg aire i una temperatura de 35°C. La temperatura del sòlid serà semblant a la d'entrada, encara que s'escalfarà.

11.12.3. Càlcul de la quantitat d'aire necessària i de la humitat de sortida

Un cop es coneixen totes les humitats del sistema, es pot calcular el cabal d'aire tenint en compte el balanç de matèria esmentat anteriorment:

$$G = \frac{Q_{ev}}{(Y_2 - Y_1)} = \frac{0.45}{(0.0375 - 0.011)}$$

Equació 113

S'obté un cabal de 16.89 kg/s o 60.827 kg/hr d'aire.

11.12.4. Disseny del Assecador

En el disseny de l'assecador es podran apreciar valors grans de disseny, i per tant s'optarà per la distribució de dos assecadors en paral·lel, reduint així els cabals necessaris i facilitant la viabilitat dels equips. Per tant, el cabal d'aire i el d'evaporat es reduiran a la meitat, equivalent a 8,445 kg/s i 0.245 kg/s respectivament. Per al disseny, s'utilitza el manual de càlcul³⁴.

Un cop resolt els balanços al assecador, es pot procedir al disseny d'aquest. El primer paràmetre calculable és l'àrea de secció.

Per al càlcul d'aquesta, cal fixar un valor del flux màssic d'aire. En OXALIN, S.L. s'ha optat per tenir com a referència el valor de velocitat màssica establerta per al àcid

adípic, considerant un producte de característiques i producció similar. Consultant-se la bibliografia, s'escull un cas de requeriments similars de producció i eliminació d'impureses, equivalent a $g=14.004 \text{ kg/m}^2\cdot\text{h}$ o $g=3,89 \text{ kg/m}^2\cdot\text{s}$.

En aquest cas s'ha optat per reduir aquest valor, reduint l'arrossegament de partícules sòlides per l'aire, fins a $g=12.240 \text{ kg/m}^2\cdot\text{h}$ o $g=2,5 \text{ kg/m}^2\cdot\text{s}$. Per tant, es pot calcular l'àrea com el quocient entre el cabal de aire i la velocitat massica del assecador:

$$A = \frac{G}{g}$$

Equació 114

Obtenint així l'àrea de secció equivalent a $3,4 \text{ m}^2$.

El diàmetre d'una secció cilíndrica es pot calcular com:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}}$$

Equació 115

Es calcula per tant, un valor del diàmetre de $2,07 \text{ m}$.

El següent paràmetre calculable és la longitud del assecador, que generalment equival entre quatre i deu vegades el diàmetre calculat prèviament. Com que el diàmetre obtingut es bastant gran, es fixarà una longitud 4 vegades el diàmetre, obtenint la longitud de $8,29 \text{ m}$.

Un cop obtingudes la longitud i el diàmetre del assecador, es pot calcular el volum d'aquest, essent en essència un cilindre:

$$V = \pi \cdot D \cdot L$$

Equació 116

Finalment, s'obté un volum d'assecador de $53,91 \text{ m}^3$

A partir d'aquí es defineixen els paràmetres relacionats amb l'agitació, el pes i el motor.

Un paràmetre fàcilment calculable és la velocitat de rotació del assecador, que pot ser entre set i deu dividit pel diàmetre. En aquest disseny s'ha optat per la menor velocitat de rotació per afavorir el màxim contacte amb l'aire i mantenir els cristalls en bon estat. Per tant s'obté un valor de velocitat de rotació de $N=3.38$ rpm o $N=0.056$ s⁻¹.

A continuació es pot determinar el nombre d'aspes i la seva longitud. El nombre d'aspes és entre sis i mig i onze vegades el diàmetre fixat. Per arrodonir s'ha escollit la relació de 6,7635 i s'obté un nombre de 14 aspes.

La longitud de les aspes no pot superar 1/8 del diàmetre del assecador. Fixant aquest valor màxim per maximitzar la agitació s'obté una longitud d'aspes de 0,26 m.

Abans de calcular els paràmetres relacionats amb el pes, es pot calcular el temps de permanència del corrent sòlid i finalment la inclinació del equip que afavorirà el moviment dels cristalls d'àcid oxàlic en forma de dihidrat.

Amb un percentatge de retenció del 5% (generalment aquest valor està compres entre el 3% i el 10%), el volum retingut equival a 1,044 m³. Amb la densitat de la mescla (1542 kg/m³), es pot determinar el pes del retingut, i té un valor de $M=1610,48$ kg.

El temps de permanència del corrent de sòlid serà equivalent al quocient de la massa de retingut i el cabal d'aire:

$$O = \frac{M}{G}$$

Equació 117

Amb la massa retinguda de 1610,48 kg i el cabal d'aire de 8,445 kg/s, s'obté un temps de permanència de 190,63 s o 3,18 min.

Amb el temps de permanència, el diàmetre, la longitud i la velocitat de rotació es pot determinar la inclinació necessària del assecador:

$$S = \frac{0,19 \cdot L}{N \cdot D \cdot O}$$

Equació 118

Amb la equació anterior es calcula un valor de la inclinació de 0.053 metres d'inclinació per metre de longitud. Si es multiplica per la longitud del assecador, es pot obtenir la inclinació total, i és de 0,44 m.

Finalment, es pot calcular el pes i el motor de l'equip. Per tenir en compte el pes, cal calcular el gruix de l'equip, que es pot dividir geomètricament en un cos cilíndric. El material utilitzat serà AISI 316L. Per poder calcular el pes del equip, s'utilitzarà el mètode ASME per garantir la seguretat de l'equip, amb un gruix concret. En aquest cas, cal definir una pressió de disseny; tenint en compte que la pressió de treball es de 1 atm, es sobredimensiona per una pressió del 125%, és a dir, 1,25 atm (o $1,266 \cdot 10^5$ Pa).

La equació per definir el gruix de la paret cilíndrica és la següent:

$$\Delta x \text{ (mm)} = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0.6 \cdot P} + C1 + C2$$

Equació 119

On P serà la pressió (Pa), R el radi del assecador (mm) S el límit elàstic del material (Pa) que equival a $2,9 \cdot 10^8$ Pa, E serà el factor de soldadura (0,85), C1 la tolerància a la corrosió (0,075 mm/any durant 20 anys=15 mm) i C2 la tolerància a la fabricació (que és 0). Amb aquest càlcul, s'obté un gruix de 15,53 mm. A continuació es pot calcular l'àrea anular, amb la que després es podrà calcular el volum i el pes del cilindre:

$$Aa \text{ nular} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2)$$

Equació 120

Tenint en compte que el diàmetre extern és igual al intern més el gruix, l'àrea anular obtinguda equival a $0,050685 \text{ m}^2$. El volum es pot calcular multiplicant aquesta àrea per la longitud del tub:

$$V \text{ anular} = A \text{ anular} \cdot L$$

Equació 121

Es s'obté un volum de $0,42019 \text{ m}^3$. Si es multiplica per la densitat, s'obté finalment el pes de la carcassa del assecador, i aquest equival a $3361,49 \text{ kg}$. Tenint en compte la retenció de càrrega, aquest pes serà de $4971,97 \text{ kg}$.

Un cop definit el pes, es pot calcular la potència del motor teòrica necessària per dur a terme l'assecat. Això es pot calcular de la següent manera:

$$HP_{teor} = \frac{M \cdot R \cdot N}{8.710}$$

Equació 122

On M és el pes de l'assecador amb càrrega, R el radi de la caterina (és a dir, de la roda que fa girar l'assecador, es suposa que el seu radi equival al radi extern del cos cilíndric, que té un valor de 1,0428 m), i N és el nombre de voltes per minut (rpm).

Amb aquests valors s'obté una potència teòrica de 2,012 HP o 1,5063 kJ/s.

La potència real es pot calcular dividint la teòrica entre el reductor de velocitat (r) i la eficiència del motor (x).

$$HP_{real} = \frac{HP_{teor}}{r \cdot x}$$

Equació 123

Suposant un reductor de velocitat del 30% i una eficiència del motor del 80%, la potència real requerida és de 6,28 kJ/s per cada assecador.

11.13 Cicló

En aquest apartat es detalla el disseny dels ciclons de la planta OXALIN, S.L..

El cicló és un equip que permet la separació de partícules sòlides d'un corrent gasós. Aquest té una forma similar a cilindre vertical que es torna cònic al fons, i té una entrada tangencial a prop de l'extrem superior, generalment de forma rectangular, i amb un tub ascendent al centre. Un cop arriba el corrent amb sòlids, circula en espiral fins al fons del cicló, on cauran les partícules arrossegades mentre que el corrent gasós circularà per la canonada central cap amunt.

Els ciclons són equips d'alt rendiment; tenen un factor de separació de partícules sòlides del corrent de pràcticament del 100%.

El seu ús a OXALIN, S.L. es degut que el cabal i la velocitat de circulació del corrent d'aire als assecadors són elevats, i per tant no es pot partir de la suposició que no s'arrosseguen partícules de sòlid (àcid oxàlic en forma de dihidrat). Per tant, per evitar una pèrdua de producte per arrossegament, es col·loca un cicló darrere de cada assecador, permetent un assecat eficaç i sense pèrdues.

El disseny del cicló es preventiu, és a dir, no es coneix la quantitat de partícules arrossegades per l'aire, però per optimitzar la producció i obtenció del producte s'ha optat per dissenyar un cicló que no generi pèrdues.

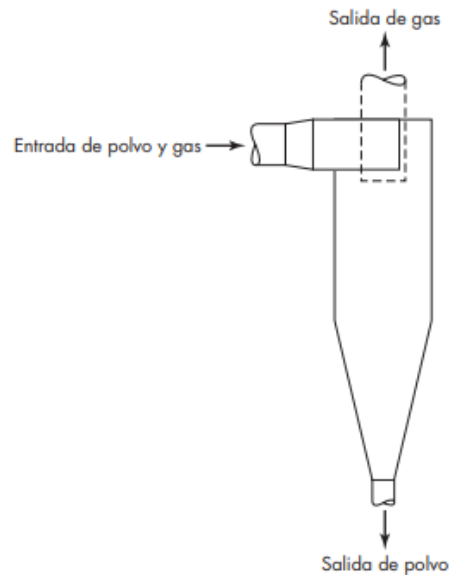


Figura 57: Diagrama d'un cicló

Per dissenyar el cicló, s'ha utilitzat l'article referenciat a la bibliografia³⁶. Cal tenir en compte alguns paràmetres calculats en el disseny del assecador: el corrent de gas té un valor de $G=8,445$ kg/s, i circula en un diàmetre $D=2,07$ m, amb una velocitat de circulació de $v=2.5$ m/s. Amb aquests valors i com es calcula prèviament en el disseny del assecador, l'àrea de secció equival a 3.378 m². Es selecciona una velocitat de circulació d'entrada al cicló de 25 m/s.

Tenint en compte que es desitja el disseny d'un cicló d'alta eficiència, es selecciona un cicló de tipus Staimaird. Els paràmetres de disseny principals depenen directament del diàmetre de cicló cilíndric (D_c). Aquestes mesures poden ser observades en la figura següent:

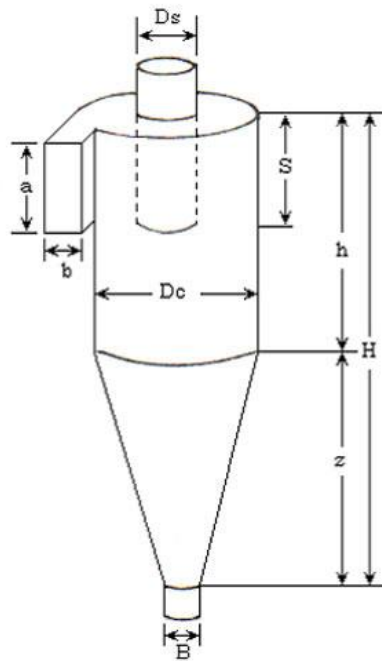


Figura 58: Mesures d'un cicló

Tenint en compte que l'àrea d'entrada del ducte seria el producte de a i b , i aquest ha d'equivaldre al diàmetre d'entrada D_c pot ser calculat segons la següent equació:

$$A = a \cdot b = 0,5D_c \cdot 0,2D_c = (0,5 \cdot 0,2)D_c = 3,378 \text{ m}^2$$

$$D_c = \sqrt{\frac{A}{(0,5 \cdot 0,2)}}$$

Equació 124

Per un cicló de tipus Steinmaird, $a=0,5 \cdot D_c$ i $b=0,2 \cdot D_c$. Resolent aquesta equació, s'obté un diàmetre del cos cilíndric del cicló equivalent a 1,76 m.

Un cop establertes les mesures i definida D_c , existeixen un conjunt de relacions per definir les mesures ja esmentades. A continuació es pot observar en una taula el valor de les relacions i finalment el valor de les mesures:

Taula 74: Mesures del cicló en metres

Mesura del cicló	(m)
a	1,100
b	0,440
S	1,100

D _s	1,100
h	3,301
H	8,804
z	5,502
B	0,825

Per continuar amb els càlculs, cal definir les propietats de l'aire que circula pel cicló i de les partícules arrossegades que surten de l'assegador.

Taula 75: Propietats del corrent de circulació

Densitat (kg/m ³)	1,28
Viscosidad (Pa·s)	0,000174
Densitat partícula (kg/m ³)	1637

A partir d'aquestes propietats es pot estimar la velocitat equivalent W, que seria la velocitat equivalent a la de circulació en una canonada de diàmetre equivalent al D_c:

$$W = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 9.81 \cdot \mu \cdot (\rho_p - \rho)}{3 \cdot \rho^3}}$$

Equació 125

Donant un resultat de W=0,7574 m/s. A partir de la velocitat equivalent es pot calcular la velocitat de saltació, un paràmetre definit per explicar perquè la eficiència de col·lecció alguns cops es veia reduïda amb increments de la velocitat d'entrada, sense que les partícules fossin resuspeses:

$$V_s = \frac{4,913 \cdot W \cdot K_b^{0,4} \cdot D_c^{0,067} \cdot \sqrt[3]{v_i^2}}{\sqrt[3]{1 - K_b}}$$

Equació 126

Tenint en compte que K_b és el factor que acompanya a "b" és 0,2, al igual que K_a és el factor que acompanya a "a" i equival a 0,5, s'obté un valor de V_s=14,095 m/s.

Un paràmetre de disseny per determinar la validesa d'un cicló és el quocient V_i/V_s, que ha de donar un valor menor a 1,35, ja que sinó les partícules estarien en

resuspensió, reduint la eficàcia i fent menys precises les equacions que venen a continuació. En aquest cas, el resultat és 1,135, i per tant es poden acceptar els resultats.

El següent paràmetre calculable és el volum de cicló avaluat sobre la sortida V_{sc} . Es pot calcular de la següent manera:

$$V_{sc} = \frac{\pi}{4} \cdot \left(S - \frac{a}{2}\right) \cdot (D_C^2 - D_S^2)$$

Equació 127

Aquest valor resulta ser igual a 1,57 m³. També es pot calcular la longitud natural del cicló "L", que equival a la longitud recorreguda en espiral dins del cicló pel corrent gasós:

$$L = 2,3 \cdot D_S \cdot \sqrt[3]{\frac{D_C^2}{a \cdot b}}$$

Equació 128

Aquest recorregut és de 5,43 m. A continuació hi ha un altre paràmetre que permet estimar un bon disseny del cicló; la longitud natural del cicló ha de ser menor a la diferència entre l'altura total del cicló i l'altura de sortida del cicló. En aquest cas es compleix que 5,43 és menor a 7,70 (8,80-1,10). Per tant, es pot continuar amb el disseny del cicló.

De les últimes variables calculables, K_L és el factor de dimensions lineals i servirà per al càlcul del volum del cicló natural, i es pot calcular de la següent manera:

$$K_L = D_C - (D_C - B) \cdot \left(\frac{S + L - h}{z}\right)$$

Equació 129

K_L té un valor de 2,76 m. Amb aquest valor, es pot determinar el volum de cicló natural V_r , que equival el volum que ocupa el cicló format dins de l'equip:

$$Vr = \frac{\pi}{4} \cdot D_C^2 \cdot (h - S) + \frac{\pi}{12} \cdot D_C^2 \cdot (L + S - h) \cdot \left[1 + \frac{K_L}{D_C} + \left(\frac{K_L}{D_C} \right)^2 \right] - \frac{\pi}{4} \cdot D_S^2 \cdot L$$

Equació 130

Vr dona un resultat de 18,99 m³. Juntament amb aquest paràmetre, es pot calcular el factor dimensional de les proporcions volumètriques del cicló Kc, que aporta valor als factors de configuració de l'equip:

$$Kc = \frac{V_{sc} + \frac{V_R}{2}}{D_C^3}$$

Equació 131

Kc dona un valor de 1,038 m³. Ara es pot definir el factor de configuració G:

$$G = \frac{8 \cdot K_C}{(K_a \cdot K_b)}$$

Equació 132

El factor de configuració és d'una magnitud de 830,34. Els dos resultats següents determinen l'exponent de vòrtex (n) i el temps de relaxació (Ti). Es poden calcular de la següent manera:

$$n = 1 - (1 - 0,67 \cdot D_C^{0,14}) \left[\frac{T}{283} \right]^{0,3}$$

Equació 133

$$Ti = \frac{\rho_p \cdot D_{pi}^2}{18 \cdot \mu}$$

Equació 134

S'obtenen valors de exponent de vòrtex n=0,768 i un temps de relaxació Ti=0,084 s. Aquests valors serveixen per, a l'hora de dissenyar el cicló, tenir en compte la eficiència de la operació.

Finalment es pot calcular la eficiència del cicló:

$$\eta = 1 - \exp \left[-2 \cdot \left(\frac{G \cdot Ti \cdot Q \cdot (n + 1)}{Dc^3} \right)^{\frac{0,5}{n+1}} \right]$$

Equació 135

Obtenint un rendiment del 99,91%. Amb això es pot confirmar que el cicló serà d'alta eficiència i permetrà evitar pèrdues considerables de producte.

11.14. Disseny dels tancs pulmó de recepció i dispensa de sòlids

Un tanc pulmó emmagatzema el producte per garantir una producció continua en cas d'interrupcions curtes durant el procés, la finalitat es utilitzar-lo com un recipient. En la planta OXALIN, S.L. es dissenyen 3 tancs pulmó en l'àrea de assecatge. Per una banda, s'utilitza un tanc de pre-assegador per introduir els sòlids que provenen de la centrifugar i es divideix en dos corrents que aniran als dos assecadors, s'identifica com a T-501. Per altre banda, es dissenyen dos tancs iguals, en el qual pel tanc T-502 entren els sòlids del assecador D-501 i les partícules que extreuen al cicló CL-501, tanmateix pel tanc T-503 les entrades pertanyen al D-502 i CL-502.

11.14.1 Balanç de matèria

Es tracta d'uns tancs on no es produeix una reacció ni acumulació, únicament té entrada i sortida. En el cas del T-501 té una entrada i dues sortides. En canvi, els T-502 i T-503 tenen dues entrades i una sortida. A continuació es mostren els balanços de matèria.

Taula 76: Balanços de matèria del T-501

TANC T-501	Cabal d'entrada (kg/s)	Cabal de sortida (kg/s)
Centrifuga	1.744	0.872
		0.872

Taula 77 Balanços de matèria del T-502 i T-503

TANC T-502 i T-503	Cabal d'entrada (kg/s)	Cabal de sortida (kg/s)
Assecador	0.636	0.637
Cicló	0.001	

11.14.2 Disseny

Es comença calculant el volum del tanc pulmó a partir de l'equació següent. Es necessita suposar un temps de residència, del qual s'ha escollit de 3 minuts.

$$\text{Equació 136} \quad V = Q \cdot \tau \cdot 1,2$$

On:

$$V = \text{volum (m}^3\text{)}$$

$$Q = \text{cabal volumètric d'entrada (} \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \text{)}$$

$$\tau = \text{temps de residència (h)}$$

Base de càlcul del tanc T-501:

$$V = 1,744 \cdot 0,0833 \cdot 1,2 = 0,456 \text{ m}^3$$

S'ha decidit que els tancs siguin cilíndrics i verticals. El tipus de capçal correspon als toriesfèrics. Abans de fer els càlculs, es determina que la relació d'alçada/diàmetre es 1,5 i que l'altura de cadascun dels capçals son 0,2 vegades el diàmetre del cilindre.

$$\text{Equació 137} \quad D = \sqrt[3]{\frac{V}{\pi \cdot \left(\frac{H/D}{4} + \frac{1}{12}\right)}}$$

On:

$$D = \text{diàmetre del cilindre (m)}$$

$$\frac{H}{D} = \text{proporció alçada i diàmetre (1,5)}$$

Base de càlcul del tanc T-501:

$$D = \sqrt[3]{\frac{0,456}{\pi \cdot \left(\frac{1,5}{4} + \frac{1}{12}\right)}} = 0,724 \text{ m}$$

Per tant, per obtenir l'alçada del tanc es multiplica el diàmetre pels 1,5. El resultat es de 1,08 m. Segons la proporció dels capçals respecte el diàmetre, s'obté que l'alçada dels capçals es 0.144 m.

S'ha de deixar un espai del volum total per a que no es produeixi pèrdua de fluid. Llavors es suposa un sobredimensionament del 20% i a partir de l'equació anterior, s'obté un volum del tanc mínim en el que es té en compte la mesura de seguretat per a que no es produeixi els possibles factors explicats anteriorment.

$$\text{Equació 138} \quad V_{\text{sobredimensionat}} = V \cdot 1,20$$

Base de càlcul del tanc T-501:

$$V_{\text{sobredimensionat}} = 0,456 \cdot 1,20 = 0,548 \text{ m}^3$$

11.14.3 Disseny mecànic

Per al disseny mecànic dels tancs de pulmó s'ha seguit la normativa ASME. S'han dissenyat els tancs a partir de les tres parts diferenciades que el constitueixen, el cos cilíndric, el capçal torisfèric superior i el capçal inferior.

Per a la determinació del material adequat per al disseny del tanc s'han tingut en compte les propietats de la mescla. S'ha estudiat el gruix de les parets que es veuria afectada al llarg dels anys i s'ha utilitzat acer inoxidable com a material de disseny.

En primer lloc, és important conèixer la pressió de disseny mecànic:

$$\text{Equació 139} \quad P_d = (P_0 + (\rho \cdot h \cdot g)) \cdot 1,2$$

On:

$P_d =$ Pressió de disseny (Pa)

$P_0 =$ Pressió d'operació (Pa)

$h =$ alçada del tanc (m)

$\rho =$ densitat $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$

Base de càlcul del tanc T-501:

$$P_d = (101325 + (1375 \cdot 1,08 \cdot 9,81)) \cdot 1,2 = 139184,5 \text{ Pa} \approx 1,37 \text{ atm}$$

En segon lloc, es realitzen els càlculs del espessors del cos cilíndric i dels capçals. S'apliquen les següents equacions:

$$\text{Equació 140} \quad t_{cil} = \frac{P_d \cdot R_{int,c}}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_d} + C1$$

$$\text{Equació 141} \quad t_{cap} = \frac{0,885 \cdot P_d \cdot L}{S \cdot E - 0,1 \cdot P_d}$$

On:

$R_{int,c} =$ radi intern de la carcassa (mm)

$S =$ esforç del material (atm)

$E =$ factor d'eficàcia de soldadura (0,85)

$C1 =$ constant de resistència a la corrosió (mm)

$L =$ diàmetre del cilindre (mm)

Abans de fer els càlculs es determina que la constant de resistència a la corrosió, es coneix que el material utilitzat correspon al AISI 316L. Aquest té una

durada de 20 anys i si es coneix que normalment sol ser 0,1 mm/any, el valor resultant es 1,5 mm. Per escollir el valor del esforç del material es consulta la següent taula:

Taula 78. Especificacions del esforç del material

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

Com s'utilitza el material AISI 316L i s'opera a 25°C, la S correspon a 15,7 ksi ≈ 1068,32 atm.

Base de càlcul del tanc T-501:

$$t_{cil} = \frac{1,37 \cdot 362,3}{1068,32 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,37} + 1,5 = 2,04 \text{ mm}$$

$$t_{cap} = \frac{0,885 \cdot 1,37 \cdot 724,65}{1068,32 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 1,37} = 0,97 \text{ mm}$$

En tercer lloc, es determinen els diàmetres externs mitjançant les equacions:

$$\text{Equació 142} \quad D_{ext,cil} = D_{int,c} + 2 \cdot t_{cil}$$

$$\text{Equació 143} \quad D_{ext,cap} = D_{int,c} + 2 \cdot t_{cap}$$

On:

$D_{ext,cil}$ = diàmetre extern del cilindre (m)

$D_{ext,cap}$ = diàmetre extern del capçal (m)

Base de càlcul del tanc T-501:

$$D_{ext,cil} = 0,724 + 2 \cdot 0,00204 = 0,728$$

$$D_{ext,cap} = 0,724 + 2 \cdot 0,00097 = 0,726$$

11.14.4 Pes del tanc

Es calcula la massa del tanc buit, del capçal, del cilindre i finalment del tanc ple. Es comença amb la massa del cilindre que segueix la següent equació:

$$\text{Equació 144} \quad m_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot (De^2 - Di^2) \cdot h_{cil} \cdot \rho$$

m_{cil} = massa del cilindre (kg)

ρ = densitat del acer inoxidable $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$

Base de càlcul del tanc T-501:

$$m_{cil} = \frac{\pi}{4} \cdot (0,728^2 - 0,724^2) \cdot 1,08 \cdot 8000 = 40,67 \text{ kg}$$

La massa del capçal:

$$\text{Equació 11.X } m_{cap} = \frac{\pi}{4} \cdot (De^3 - Di^3) \cdot \rho$$

Base de càlcul del tanc T-501:

$$m_{cap} = \frac{\pi}{4} \cdot (0,728^3 - 0,724^3) \cdot 8000 = 5,19 \text{ kg}$$

La massa del tanc buit a partir de l'equació 145:

$$\text{Equació 145 } m_{buit} = m_{cil} + 2 \cdot m_{cap}$$

Base de càlcul del tanc T-501:

$$m_{buit} = 40,67 + 2 \cdot 5,19 = 51,05 \text{ kg}$$

Per últim, a partir de l'equació 146 es calcula el pes del tanc ple.

$$\text{Equació 146 } m_{total} = m_{buit} + V \cdot \rho$$

$$\rho = \text{densitat del oxigen} \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)$$

Base de càlcul del tanc T-501:

$$m_{total} = 51,05 + 0,547 \cdot 22,28 = 51,05 \text{ kg}$$

A continuació es mostren els resultats obtinguts pels tancs T-501, T-502 i T-503.

Taula 79 Especificacions del tanc T-501

T-501			
Q (m3/h)	4,566	r _{int} carcassa (mm)	362,328
densitat (kg/m3)	1375,000	S (atm)	1068,320
temps de residència (h)	0,083	E	0,850
V (m3)	0,457	C1 (mm)	1,500
sobredimensionament %	20,000	tcilindre (mm)	2,049
V sobredim (m3)	0,548	t capçal (mm)	0,970
H/D cilindre	1,500	Dext capçal (m)	0,727
H capçal (m)	0,145	Dext cilindre (m)	0,729
D (m)	0,725	massa tanc cil (kg)	40,670
H tanc (m)	1,087	massa capçal (kg)	5,193
P inicial (Pa)	101325,000	massa buit (kg)	51,056
Pressió disseny (atm)	1,374	massa total (kg)	63,264

Taula 80 Especificacions del tanc T-502 i T-503

T-502 i T-503			
Q (m ³ /h)	1,631	rint carcassa (mm)	216,832
densitat (kg/m ³)	1406,000	S (atm)	1068,320
temps de residència (h)	0,050	E	0,850
V (m ³)	0,098	C1 (mm)	1,500
sobredimensionament %	20,000	tcilindre (mm)	1,812
V sobredim (m ³)	0,117	t capçal (mm)	0,552
H/D cilindre	1,500	Dext capçal (m)	0,435
H capçal (m)	0,087	Dext cilindre (m)	0,437
D (m)	0,434	massa tanc cil (kg)	12,902
H tanc (m)	0,650	massa capçal (kg)	1,650
P inicial (Pa)	101325,000	massa buit (kg)	16,201
Pressió disseny (atm)	1,306	massa total (kg)	18,817

11.15. Tanc de condensats

Un tanc de condensats ens permet emmagatzemar líquid que prové de diferents corrents per homogeneïtzar-los i enviar-los conjuntament a un servei de planta o a un posterior tanc. En la planta OXALIN, S.L. es troben dos tancs de condensats. Per una banda, al tanc T-301 s'afegeix el vapor d'aigua que ha condensat dels bescanviadors de calor EV-301 i E-302 per tornar a enviar aquesta quantitat a la caldera de vapor. Per altra banda, en el tanc T-401 s'afegeix el vapor que ha condensat dels evaporadors EV-401 i E-402 per a poder enviar-los al tanc de recirculats.

11.15.1. Disseny funcional

El tanc T-301 i T-401 es troba a una temperatura de 180°C i 65°C, respectivament. El corrent d'entrada per ambdós tancs es vapor d'aigua que ha condensat.

La planta opera en continu, per tant, per assegurar la mescla homogènia dins del tanc, es suposa un temps de mescla de 30 min (0,5h). A partir d'aquest valor i coneixent el caudal d'entrada es pot calcular el volum de mescla en el tanc a partir de la següent expressió:

$$V_{mescla} = Q_v \cdot t_{mescla}$$

Equació 147

On:

V_{mescla} = Volum del fluid dins el tanc [m3].

Q_v = Caudal volumètric [m3/h].

t_{mescla} = Temps de mescla [h]

No s'omplirà completament el tanc per evitar que es produeixin vessaments. Per tant, és necessari deixar un espai del volum total per a que no es produeixi la pèrdua de fluid o es pugui trencar el mesclador per una alta pressió produïda per aquest.

Per tant, suposant un sobredimensionament del 15%, s'obté un volum del tanc mínim en el que es té en compte la mesura de seguretat per a que no es produeixi els possibles factors explicats anteriorment.

$$V_{tanc,min} = V_{mescla} \cdot 1,15$$

Equació 148

On:

$V_{tanc,min}$ = Volum mínim del tanc [m3].

V_{mescla} = Volum de mescla al tanc [m3].

11.15.2. Dimensionament

Un cop es coneix el volum mínim del tanc es determinen les dimensions del tanc. Per a fer-ho, es dimensiona la part cilíndrica del tanc a partir de la següent equació:

$$V_{tanc} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H$$

Equació 149

- Relació entre altura i diàmetre del tanc:

$$\frac{H}{D} = 2$$

Es calcula el diàmetre a partir de la relació esmentada anteriorment:

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{tanc}}{2 \cdot \pi}}$$

Equació 150

On:

H= Altura del tanc [m].

D= Diàmetre del tanc [m].

Vtanc= Volum del tanc [m3].

A partir de la relació esmentada i el diàmetre s'obté el valor de l'alçada del tanc:

$$H = 2 \cdot D$$

S'escullen mides estàndard per a poder dimensionar. Per exemple, un valor de 1 metre per al diàmetre del tanc i 2 metres per a l'alçada

A partir del dimensionament i de les mesures estàndard es torna a calcular el volum del tanc, essent aquest el volum real amb el que es dissenyarà el tanc:

$$V_{tanc} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H$$

A continuació, es calcula el percentatge d'ocupació de la mescla al tanc de la següent manera:

$$\% \text{ Volum ocupat} = \frac{V_{mescla} / N^{\circ} \text{ tancs}}{V_{tanc,real}} \cdot 100$$

Equació 150

On:

V_{mescla} = Volum de la mescla [m3].

N°_{tancs} = Número de tancs (1).

$V_{tanc,real}$ = Volum real del tanc [m3].

11.15.3. Disseny mecànic

Per al disseny mecànic del tanc de condensats s'ha seguit la normativa ASME. S'han dissenyat el tanc a partir de les tres parts diferenciades que el constitueixen, el cos cilíndric, el capçal torisfèric superior i el capçal inferior.

Per a la determinació del material adequat per al disseny del tanc s'han tingut en compte les propietats de la mescla. S'ha estudiat el gruix de les parets que es veuria afectada al llarg dels anys i s'ha utilitzat acer inoxidable com a material de disseny.

S'ha pogut comprovar que l'acer inoxidable proporcionaria la resistència adequada ja que l'àcid nítric i sulfúric de la mescla es nul·la o molt petita i per tant, l'efecte de corrosió que suposaria per al tanc no seria perjudicial fins passats 15 anys del mateix.

En primer lloc, és important conèixer la pressió i temperatura de disseny mecànic:

- Pressió i temperatura de disseny.
- És necessari calcular la pressió de carga hidrostàtica que suposa la mescla per assegurar que aquesta es mantingui líquida. Per tant

$$P_{c.hidrostatica} = g \cdot h \cdot \rho$$

On:

$P_{c.hidrostatica}$ = Pressió de càrrega hidrostàtica de la mescla [bar].

g = Acceleració de la gravetat [9,81 m/s²].

ρ = Densitat de la mescla [Kg/m³].

h = Alçada que arriba el fluid [m].

L'alçada es calcula com:

$$h = \frac{V_{fluid}}{\frac{\pi}{4} \cdot D^2}$$

Equació 151

Tenint en compte que la pressió inicial correspon a 1,0132 bars, la pressió de disseny:

$$P_{operació} = P_{c.hidrostatica} + P_{inicial}$$

I per tant,

La pressió de disseny és :

$$P_{disseny} = P_{operació} + P_{inicial}$$

La temperatura de disseny s'estableix a 20°C per sobre de la temperatura d'operació del tanc:

$$T_{disseny} = T_{operació} + 20^{\circ}C$$

Espessor dels capçals

Per al càlcul de l'espessor del capçal s'ha realitzat a partir de la següent taula segons el codi ASME. En aquesta taula es mostren els paràmetres per a realitzar els càlculs.

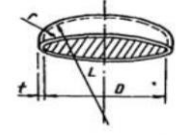
E		ASME FLANGED AND DISHED HEAD (TORISPHERICAL HEAD)															
		When $L/r = 16^2/3$															
	$t = \frac{0.885PL}{SE - 0.1P}$		$P = \frac{SEt}{0.885L + 0.1t}$														
	When L/r less than $16^2/3$																
		$t = \frac{PLM}{2SE - 0.2P}$	$P = \frac{2SEt}{LM + 0.2t}$														
VALUES OF FACTOR "M"																	
L/r	1.00	1.25	1.50	1.75	2.00	2.25	2.50	2.75	3.00	3.25	3.50	4.00	4.50	5.00	5.50	6.00	6.50
M	1.00	1.03	1.06	1.08	1.10	1.13	1.15	1.17	1.18	1.20	1.22	1.25	1.28	1.31	1.34	1.36	1.39
L/r	7.00	7.50	8.00	8.50	9.00	9.50	10.0	10.5	11.0	11.5	12.0	13.0	14.0	15.0	16.0	163	*
M	1.41	1.44	1.46	1.48	1.50	1.52	1.54	1.56	1.58	1.60	1.62	1.65	1.69	1.72	1.75	1.77	
* THE MAXIMUM ALLOWED RATIO : $L = D + 2r$ (see note 2 on facing page)																	

Figura 59. Formulari pel espessor del capçal segons el codi ASME

On:

- L: Diàmetre intern del cilindre (mm) = 1000 mm
- r: Diàmetre intern del cilindre-0,1= 100 mm

per tant:

$$\frac{L}{r} = \frac{1000}{100} = 10$$

A partir d'aquest valor i amb la figura anterior es pot conèixer el valor de M=1,54, necessari per al càlcul de l'espessor del capçal del tanc.

$$t_{capçal} = \frac{P_t \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_t} + C.A.$$

Equació 152

On:

$t_{capçal}$ = Espessor capçal (mm)

P_t = Pressió interna del tanc (Bar).

L = Diàmetre intern del tanc (mm)

M = Factor que depèn de la relació L/r.

S = Esforç del material (bar) (2900 bar)

E = Factor de soldadura (0,85)

C.A. = Tolerància a la corrosió (2mm).

El valor corresponent a l'esforç del material, en aquest cas acer inoxidable AISI 316L, s'extreu bibliogràficament a partir de la següent taula:

Taula 81: Valors esforç del material seleccionat, acer inoxidable AISI 304L

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

Al valor de l'espessor del capçal se li suma una tolerància de fabricació del 10%.

A partir del valor del capçal i mitjançant la següent equació es calcula el diàmetre extern del mateix:

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

Equació 153

On:

$D_{ext, capçal}$ = Diàmetre extern del capçal (mm).

$D_{int, capçal}$ = Diàmetre intern del capçal (mm).

$t_{capçal}$ = Espessor del capçal (mm).

Espessor cilindre

Es calcula l'espessor del cilindre de la mateixa manera que per als capçals, seguint el codi ASME a partir de l'equació de la següent figura:

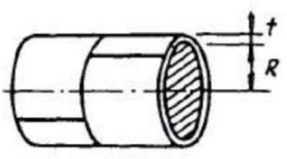
	CYLINDRICAL SHELL (LONG SEAM)¹	
	$t = \frac{PR}{SE - 0.6P}$	$P = \frac{SEt}{R + 0.6t}$
	<p>1. Usually the stress in the long seam is governing. See preceding page.</p> <p>2. When the wall thickness exceeds one half of the inside radius or P exceeds 0.385 SE, the formulas given in the Code UA 2 shall be applied.</p>	

Figura 60. Formulari pel espessor del cilindre segons el codi ASME

$$t_{cilindre} = \frac{P_c \cdot R_{int,c}}{S \cdot E - 0,6P_c} + C.A.$$

Equació 154

On: $t_{cilindre}$ = Espessor del cilindre (mm).

P_c = Pressió interna del cilindre (bar).

$R_{int,c}$ = Radi intern del cilindre (mm).

S = Esforç del material (bar).

E = Factor de soldadura (0,85).

$C.A.$ = Tolerància a la corrosió (2mm).

L'espessor del cilindre s'haurà d'aproximar a un valor d'espessor estàndard. Un cop conegut l'espessor que s'utilitzarà per al disseny de l'equip, es determina el diàmetre extern del tanc comprovant que correspon al diàmetre extern del capçal a partir de la següent equació:

$$D_{ext,tanc} = D_{tanc} + 2 \cdot t_{cilindre}$$

Alçada capçals

Per a l'alçada de capçals, s'han utilitzat les equacions trobades a Koenig-co, proveïdora de capçals.

Per tant;

$$DH = 0,1935 \cdot D_{tanc} - 0,455 \cdot t_{capçal}$$

Equació 155

$$SF = 3,5 \cdot t_{capçal}$$

Equació 156

$$TH = SF + DH$$

Equació 157

On:

D_{tanc} = Diàmetre intern del tanc (mm).

$t_{capçal}$ = Espessor del capçal (mm).

Alçada tanc

Es calcula l'alçada del tanc a partir de la següent equació:

$$H_{tanc\ total} = H + 2 \cdot H_{capçal}$$

Equació 158

On:

$H_{tanc\ total}$ = Alçada total del tanc (m)

H = Alçada del tanc (m)

$H_{capçal}$ = Alçada del capçal del tanc (m).

Pes del tanc

Per al càlcul del pes del tanc en buit, s'ha de conèixer els volums de les parts que el componen, capçal i cilindre. Per al càlcul del volum intern del capçal es realitza a partir de la següent equació:

$$V_{int, capçal} = 0,1 \cdot D_{tanc}^3$$

On :

$V_{int, capçal}$ = Volum intern del capçal [m3].

D_{tanc} = Diàmetre intern del tanc [m].

El volum extern dels capçals es calcula a partir de la següent expressió:

$$V_{ext, capçal} = 0,1 \cdot (D_{tanc} + t_{capçal})^3$$

Equació 159

On:

$V_{ext, capçal}$ = Volum extern del capçal [m3]

D_{tanc} = Diàmetre del capçal [m]

$t_{capçal}$ = Espessor capçal [m]

La diferència entre els dos volums correspon al volum que ocupa la paret del capçal:

$$V_{paret, capçal} = V_{ext, capçal} - V_{int, capçal}$$

Es realitzen els mateixos càlculs per a el volum del cilindre intern que conforma el tanc, per tant, per al càlcul del volum intern del cilindre:

$$V_{int, c} = \pi \cdot \left(\frac{D_{tanc}}{2}\right)^2 \cdot H$$

Equació 160

On:

$V_{int, c}$ = Volum intern del cilindre [m3].

D_{tanc} = Diàmetre del tanc [m].

H = Alçada cilindre [m].

La diferència entre els dos volums és el volum de la paret del cilindre:

$$V_{paret, cilindre} = V_{ext, cilindre} - V_{int, c}$$

A continuació es calcula el volum de la paret del tanc, mitjançant la següent expressió:

$$V_{paret,tanc} = V_{paret,cilindre} + 2 \cdot V_{paret,capçal}$$

Equació 161

Per al càlcul del pes del tanc buit, es calcula a partir de la densitat de l'acer inoxidable així 316L que correspon a 8000 kg/m³. Per tant;

$$M_{tanc,buit} = 1,1 \cdot V_{paret,tanc} \cdot \rho_{acer,inox}$$

Equació 162

On:

$M_{tanc,buit}$ = Pes de l'equip buit [Kg]

$V_{paret,tanc}$ = Volum de la paret del tanc [m³]

$\rho_{acer,inox}$ = Densitat material, acer inoxidable AISI 316L [Kg/m³].

Un cop calculat el pes del tanc de mescla buit, es calcula el pes del tanc amb la mescla dins de la següent manera:

$$M_{tanc\ mescla} = M_{tanc,buit} + V_{mescla} \cdot \rho_{mescla}$$

Equació 163

On:

$M_{tanc\ mescla}$ = Pes del tanc ple de mescla [Kg]

$M_{tanc,buit}$ = Pes de l'equip buit [Kg]

ρ_{mescla} = Densitat de la mescla [Kg/m³]

V_{mescla} = Volum de la mescla [m³]

A continuació, s'adjunten els resultats obtinguts d'ambdós tancs.

Taula 82. Resultats de càlcul del tanc T-301

Dades inicials	
Cabal de sortida(kg/s)	2.736
Densitat (kg/m ³)	1239.000
Tao (hr)	0.500
Volum (m ³)	3.975
Sobredimensionament 15%	4.571
Part cilíndrica	
D (m)	1.428
H/D	2.000
H (m)	2.855
D estàndard (m)	2.000
H estàndard (m)	3.000
Volum real (m ³)	9.425
% volum ocupat	42.174
Disseny mecànic	
h fluid (m)	1.26522399
P càrrega hidro (Pa)	15378.2789
P inicial (Pa)	101300
P operació (bar)	1.16702074
P disseny final (bar)	2.18022074
T operació (°C)	180
T disseny (°C)	200
Espessor capçal	
t capçal (mm)	3.362
t capçal 10% (mm)	3.698
D extern capçal (mm)	2008

Espessor cilindre	
t cilindre (mm)	2.885
D extern cilindre (mm)	2006.000
Alçada capçals	
DH (mm)	385.180
SF (mm)	14.000
TH (mm)	399.180
Alçada tanc	
Alçada total (m)	3.798
Pes	
Vintcab (m ³)	0.800
Vextcab (m ³)	0.805
Vparetcab (m ³)	0.005
Vintcil (m ³)	9.425
Vextcil (m ³)	9.481
Vparetcil (m ³)	0.057
Vparet tanc (m ³)	0.066
V tanc (m ³)	11.025
Densitat AISI 316L (kg/m ³)	8000.000
M tanc buit (kg)	583.024
M tanc omplert (kg)	14242.724

Taula 83. Resultats de càlcul del tanc T-401

Dades inicials	
Cabal de sortida(kg/s)	1,368
Densitat (kg/m ³)	1239,000
Tao (hr)	0,500
Volum (m ³)	1,987
Sobredimensionament 15%	2,286
Part cilíndrica	
D (m)	1,133
H/D	2,000
H (m)	2,266
D estàndard (m)	2,000
H estàndard (m)	3,000
Volum real (m ³)	9,425
% volum ocupat	21,087
Disseny mecànic	
h fluid (m)	0,632612
P càrrega hidro (Pa)	7689,13945
P inicial (Pa)	101300
P operació (bar)	1,09011037
P disseny final (bar)	2,10331037
T operació (°C)	65
T disseny (°C)	85
Espessor capçal	
t capçal (mm)	3,314
t capçal 10% (mm)	3,646

Espessor cilindre	
t cilindre (mm)	2,854
D extern cilindre (mm)	2006,000
Alçada capçals	
DH (mm)	385,180
SF (mm)	14,000
TH (mm)	399,180
Alçada tanc	
Alçada total (m)	3,798
Pes	
Vintcab (m ³)	0,800
Vextcab (m ³)	0,805
Vparetcab (m ³)	0,005
Vintcil (m ³)	9,425
Vextcil (m ³)	9,481
Vparetcil (m ³)	0,057
Vparet tanc (m ³)	0,066
V tanc (m ³)	11,025
Densitat AISI 316L (kg/m ³)	8000,000
M tanc buit (kg)	583,024
M tanc omplert (kg)	14242,724

11.16. Sitja

Les sitges són contenidors de diferents formes i volums que poden estar obertes o tancades hermèticament. S'utilitzen per al emmagatzematge o conservació de diferents productes, en aquest cas, s'utilitzarà per a l'àcid oxàlic.

S'ha escollit una sitja oberta, ja que per ella passarà en continu tot l'oxàlic que es produeixi i només en cas d'averia a algun equip s'utilitzarà per a emmagatzemar-lo.

La sitja té una obertura d'alimentació a la part superior i una boca de descàrrega pel con inferior.

Primer de tot, s'ha d'especificar que tot l'àcid oxàlic produït a la planta passarà per una sitja que es troba just sota del corrent de sortida dels molins i les tamisadores.

S'utilitza aquest mecanisme per assegurar que en cas de mal funcionament d'algun equip de la zona final de producció, és a dir, empaquetatge, es pugués acumular la quantitat d'àcid oxàlic que es determinarà a continuació.

11.16.1. Volum de la sitja.

A partir de la producció total de l'àcid oxàlic s'ha dimensionat la sitja. La producció total correspon a els 4578,4 Kg/h dels quals, 4360,4 Kg/h són d'oxàlic i els 218 Kg/h són impureses del procés.

S'ha dimensionat la sitja per a poder emmagatzemar l'àcid oxàlic durant un dia de producció.

Per tant, el volum de la sitja es calcula de la següent manera:

$$4578,4 \frac{Kg}{h} \cdot \frac{24h}{1dia} \cdot \frac{1m^3}{1637 Kg} \cdot 1 dia = 67,1 m^3$$

On el valor de 1637 Kg/m³ correspon a la densitat de l'àcid oxàlic cristal·litzat.

El volum necessari per a emmagatzemar l'oxàlic és de 67,1 m³, no obstant, es sobredimensiona un 15% ,per motius de seguretat, i el volum final sobredimensionat correspon a:

$$V_{sitja} = 67,1 \cdot 1,15 = 77,2 m^3$$

S'ha escollit una forma geomètrica per a la sitja. Aquesta està composta d'una part cònica amb una obertura per a poder descarregar el producte i una part cilíndrica per a emmagatzemar en cas necessari l'oxàlic. No constarà de capçal ja que el cilindre estarà obert per a que es pugui introduir tot el producte.

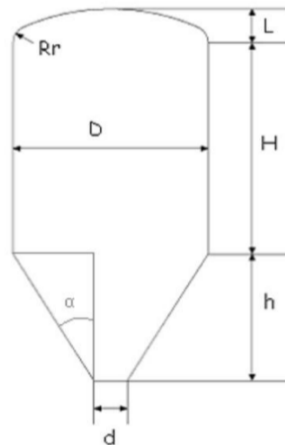


Figura 61: Forma geomètrica de la sitja de la planta de producció d'àcid oxàlic.

El volum de la sitja serà igual a la suma dels volums de les parts esmentades anteriorment, de manera que :

$$V_{sitja} = V_{con} + V_{cilindre}$$

Equació 6364

Els volums de cadascuna de les parts s'obtenen de la següent manera segons la geometria de cada part d'elles, per tant:

$$V_{con} = \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot (R^2 + r^2 + R \cdot r) \quad [m^3]$$

Equació 165

$$V_{cilindre} = \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2 \cdot H \quad [m^3]$$

Equació 166

On:

H= Alçada del cilindre [m]

h= Alçada del tronc cònic [m]

R= Radi major del tronc cònic [m]

D= Diàmetre intern del cilindre [m]

r= Radi menor del con cònic [m]

Per a poder realitzar els càlculs de les equacions anteriors, es fixen les següents variables:

- El diàmetre menor del con (d), amb un valor de 0,3 metres.
- L'angle alfa amb un valor de 30°. Sabent l'angle i la relació amb el catet oposat de $\frac{D-d}{2}$ es calcula h.
- El valor de H és proporcional a 1,5·D.

Es realitza un *solver* fent variar el valor del diàmetre intern del cilindre (D) fent que la suma dels volums de les geometries de la sitja sigui igual o propera al volum sobredimensionat calculat.

A la següent taula es mostren les dimensions obtingudes de la sitja substituint els valors i realitzant el *solver*:

Taula 84: Valors obtinguts de la dimensió de la sitja.

DIMENSIONS SITJA	
D (m)	3,802
H (m)	5,703
h (m)	3,033
r (m)	0,150
R (m)	1,901
d(m)	0,3

Per tant, a partir de les equacions anomenades anteriorment i substituint els valors obtinguts i recollits a la taula anterior, s'obtenen els volums de les parts geomètriques que componen la sitja:

$$V_{con} = \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot (1,901^2 + 0,150^2 + 1,901 \cdot 0,150) = 12,45 \text{ [m}^3\text{]}$$

$$V_{cilindre} = \pi \cdot \left(\frac{3,802}{2}\right)^2 \cdot 5,703 = 64,74 \text{ [m}^3\text{]}$$

Es comprova que la suma dels volums sigui igual al volum sobredimensionat de la sitja a partir de la equació 164:

$$V_{sitja} = V_{con} + V_{cilindre} = 12,45 + 64,74 = 77,2 \text{ m}^3$$

11.16.2. Disseny mecànic de la sitja

La sitja treballa a pressió atmosfèrica i el gruix es calcula amb la pressió de disseny interna. El material escollit pel disseny de la sitja és acer inoxidable AISI 316L.

A la següent taula es mostren les propietats de l'acer inoxidable AISI-316L que s'han utilitzat per al disseny mecànic:

Taula 85: Propietats AISI 316L.

ACER INOXIDABLE 316L	
S [bar]	2900
E Factor de soldadura	0,85
C1 [mm/any] factor corrossió	5
C2 factor de fabricació	0
Densitat [kg/m ³]	8000

La pressió de disseny es calcula amb la següent equació suposant un sobredimensionament del 15%:

$$P = P_{operació} \cdot 1,15$$

Equació 167

On:

P= Pressió de disseny [atm]

$P_{operació}$ = Pressió a la que es troba la sitja[atm]

Substituint els valors a l'equació anterior, s'obté:

$$P = 1 \cdot 1,15 = 1,15 \text{ atm} = 1,165 \text{ bar}$$

A continuació es calculen els gruixos del con i del cilindre de la sitja. S'ha utilitzat el mètode de càlcul seguint la normativa ASME. Per al càlcul del gruix de la part cilíndrica s'utilitza la següent equació:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + C_1 + C_2$$

Equació 168

I per al càlcul del gruix de la part cònica s'utilitza la següent equació:

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot \cos\alpha \cdot (S \cdot E - 0,6 \cdot P)}$$

Equació 169

On:

t= Gruix a la pressió de disseny interna [mm].

S= Límit elàstic del material.

E= Factor de soldadura

P= Pressió de disseny [Pa]

L= Radi de l'esfera que formaria que és igual al radi intern del cilindre [mm]

C₁= Tolerància a la corrosió [mm]

C₂= Tolerància a la fabricació [mm]

R= Radi intern del cilindre [mm]

D= Diàmetre major intern del con [m]

Substituint els valors a l'equació per al càlcul del gruix de la part cònica de la sitja, s'obté:

$$t_{con} = \frac{1,165 \text{ bar} \cdot (1,901/1000) \text{ mm}}{2900 \text{ bar} \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,165 \text{ bar}} + 0,005 \text{ m} + 0 = 5,899 \text{ mm}$$

I Substituint els valors a l'equació per al càlcul del gruix de la part cilíndrica de la sitja, s'obté:

$$t_{con} = \frac{1,165 \text{ bar} \cdot \left(\frac{3,802}{1000}\right) \text{ mm}}{2 \cdot \cos 30 \cdot (2900 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,165)} = 6,038 \text{ mm}$$

Un cop s'han calculat els gruixos de la part cònica i part cilíndrica que formen la sitja, es calcula el pes buit de la mateixa.

Per al càlcul del pes de la part cilíndrica es realitza a partir del càlcul de l'àrea anular d'aquest. Per tant;

$$A_{anular} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{EXT}^2 - D_{INT}^2)$$

Equació 170

On:

$A_{anul·lar}$ = Àrea anul·lar de la part cilíndrica [m²]

D_{EXT} = Diàmetre extern del cilindre [m]

D_{INT} = Diàmetre intern del cilindre [m]

Substituint els valors a l'equació anterior per al càlcul de l'àrea anul·lar de la part cilíndrica, s'obté:

$$A_{anul·lar} = \frac{\pi}{4} \cdot ((5,899 \cdot 10^{-3} + 3,802)^2 - 3,802^2) = 0,035 \text{ m}^2$$

Un cop coneguda l'àrea anul·lar de la part cilíndrica, es calcula el pes del cilindre a partir de la següent equació:

$$P_{cilindre} = A_{anul·lar} \cdot h_{cilindre} \cdot \rho_{acerinox}$$

Equació 171

On:

$P_{cilindre}$ = Pes de la part cilíndrica [Kg]

$A_{anul·lar}$ = Àrea anul·lar de la part cilíndrica [m²]

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

$\rho_{acerinox}$ = Densitat del material del cilindre, AISI 316L. [Kg/m³]

Substituint els valors a l'equació anterior, s'obté el valor per al pes de la part cilíndrica de la sitja:

$$P_{cilindre} = 0,035 \cdot 5,703 \cdot 8000 = 1608,4 \text{ Kg}$$

Per al càlcul del pes de la part cònica es calcula el volum extern del con i el volum intern, seguidament la diferència d'aquests correspon al volum del con real. Per a fer-ho s'utilitzen les següents expressions:

$$V_{ext} = \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot h \cdot (R_{ext}^2 + r_{ext}^2 + R_{ext} \cdot r_{ext})$$

Equació 172

$$V_{int} = \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot h \cdot (R_{int}^2 + r_{int}^2 + R_{int} \cdot r_{int})$$

Equació 173

$$V_{cònic} = V_{ext} - V_{int}$$

Equació 174

$$P_{cònic} = V_{cònic} \cdot \rho_{acerinox}$$

Equació 175

On:

V_{ext} = Volum exterior del con [m3]

V_{int} = Volum interior del con [m3]

$V_{cònic}$ = Volum real del con [m3]

$P_{cònic}$ = Pes con [Kg]

h = Altura del con [m]

R_{ext} = Radi extern del con [m]

R_{int} = Radi intern del con [m]

Substituint els valors a les expressions anteriors:

$$\begin{aligned} V_{ext} &= \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot 3,033 \cdot \left(\left(1,901 + \frac{6,038}{1000} \right)^2 + \left(0,150 + \frac{6,038}{1000} \right)^2 + 1,901 \cdot 0,150 \right) \\ &= 11,871 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$V_{int} = \frac{1}{3} \cdot \pi \cdot 3,033 \cdot (0,150^2 + 1,901^2 + 1,901 \cdot 0,150) = 11,833 = 11,833$$

Es calcula el volum del con com la diferència entre el volum extern i intern:

$$V_{cònic} = V_{ext} - V_{int} = 11,871 - 11,833 = 0,038 \text{ m}^3$$

Un cop es coneix el volum de la part cònica, es calcula el pes d'aquesta a partir de l'equació anterior per al càlcul de la part cònica de la sitja:

$$P_{cònic} = 0,038 \cdot 8000 = 306,635 \text{ Kg}$$

El pes total de l'equip correspon a la suma del pes de les dues parts, per tant:

$$P_{sitja} = 1608,49 + 306,635 = 1915,05 \text{ Kg}$$

Taula 86: Valors obtinguts per el pes de la sitja.

PES SITJA	
Pes cilindre [Kg]	1608,5
Pes con [Kg]	306,64
Pes total equip [Kg]	1915

11.17. Màquina per a l'empaquetatge, paletització i enfardament dels big-bags de producte acabat

Les cintes transportadores tenen la funció de transportar el material a llargues distàncies. Aquestes poden ser utilitzades per al transport de una gran amplitud de materials. Aquestes estan constituïdes per una banda continua que es arrossegada per fricció per l'acció d'un tambor cilíndric, anomenat tambor motriu. Aquest és accionat per un motor elèctric.

La fricció necessària que ha d'existir entre la superfície de la banda en contacte amb el tambor i la superfície del mateix tambor, s'aconsegueix o bé recobrint la superfície del tambor amb un forro que augmenti la fricció amb la banda o aplicant una certa tensió a la banda. El transport del material s'aconsegueix degut al moviment de la banda que es mou en la direcció al tambor situat al cap de la cinta, on la cinta gira i fa la volta, movent-se doncs en sentit contrari al tambor.

Quan el material que porta la cinta arriba al final, la banda, al donar-se la volta, fa que el material transportat sigui avocat fora de la mateixa degut a l'acció de la gravetat o de la inèrcia. Una de les avantatges d'utilitzar una cinta transportadora és la capacitat de transportar càrregues altes a velocitats constants i moderades. A més a més, les cintes transportadores consumeixen menys energia per tona de material transportat que altres sistemes de transport.

Encara que la majoria de les cintes són accionades per un motor elèctric, la diversitat del disseny de la mateixa, permet utilitzar altres fonts d'energia, com ara, motors de combustió, gas natural i energia solar per a accionar el tambor motriu de la cinta. El manteniment i reparació de qualsevol component de la cinta acostumen a ser tasques ràpides i fàcils, que no exigeixen de gran especialització, i per tant, el cost de manteniment d'aquesta instal·lació és més baix que per a altres equips.

En el cas de la planta de OXALIN, S.L., a la zona d'empaquetament, s'ha implementat una cinta per a poder transportar els sacs fins la descàrrega i emmagatzematge d'aquests. Es defineixen breument els components principals que componen la cinta transportadora.

- La banda transportadora és l'element flexible encarregat de transportar els materials des del punt de càrrega del mateix fins l'extrem on es realitza la descàrrega d'aquest.

Aquesta banda ha de ser capaç de suportar l'acció de diferents sol·licitacions com ara; les forces longitudinals derivades de l'esforç tangencial del tambor motriu que la fa moure i el mateix esforç de tensió de la cinta. També, ha de suportar el pes del material transportat, així com els impactes derivats de la caiguda del mateix en el punt de càrrega, que generarà erosions a la superfície de la banda.

Finalment, ha de ser capaç de suportar agents externs que poden degradar les propietats del material de fabricació de la cinta.

- Estacions de rodets

Aquestes s'encarreguen de suportar el pes de la cinta, i al estar muntats sobre rodaments, giren seguint la cinta, facilitant així el seu desplaçament. A la zona de càrrega de la cinta, els rodets acostumen a ser amortidors, ja que així poden esmorteir l'impacte del material al caure sobre la mateixa.

- Tambor de retorn

Aquesta part, està situat al inici de la instal·lació, just al costat oposat respecte la posició que ocupa el tambor motriu. Aquest, té la funció de permetre el retorn de la banda transportadora cap a l'altre extrem de la cinta, on es troba el tambor motriu.

- Tambor motriu

Com bé s'ha dit anteriorment, aquest està situat a l'altre extrem del tambor de retorn. El tambor motriu és l'encarregat de transmetre el moviment de translació de la cinta.

Aquest, és accionat a partir d'un motor elèctric, de combustió entre altres o a través d'una transmissió de politges.

- Estructura del bastidor

El bastidor és l'estructura que sosté la cinta transportadora i tots els elements i components que la constitueixen. Aquesta estructura s'adapta al medi de treball segons la zona on s'ubiqui la cinta i el servei que realitzi.

Per al empaquetament de l'àcid oxàlic com a producte es realitza en big-bags de 1000 Kg.

S'ha escollit un sistema de emplenament de big-bags i cinta transportadora de Payper³⁷, proveïdor mundial de solucions per a empaquetament.

PAYPER proporciona una amplia gama de productes que inclou sistemes d'ompliment de sacs FIBC (Flexible Intermediate Bulk Container) i octavins d'entre 500 i 2000 Kg. S'anomenen els tres sistemes d'ompliment proposats per a la planta OXALIN, S.L. i finalment, el que ha estat escollit en funció dels nostres requeriments.

En primer lloc, hi ha els sistemes FIBC d'octavins de pes brut, aquest és un sistema d'ompliment de sacs semiautomàtic de pes brut, dissenyat per a una producció mitjana de fins a 15 big-bags per hora.

També, disposa d'un altre sistema d'ompliment de sacs de pes brut però en aquest cas és automàtic i està dissenyat per a una producció de fins a 50 big-bags hora.

I finalment, el sistema de cinta transportadora i ompliment de big-bags que s'ha escollit és el de Sistema FIBC/OCTAVINS de pes net.

El sistema seleccionat és el que es mostra a la següent figura:



Figura 62: Sistema d'empaquetament en big-bags de l'àcid oxàlic (1).

Aquest sistema d'ompliment de sacs permet l'empaquetament de 120 big-bags per hora aproximadament. És un sistema versàtil que destaca per una precisió de pesatge i el seu disseny. Proporciona una durabilitat alta. ¹

Encara que la producció a OXALIN, S.L. equival aproximadament a uns 5 big-bags per hora, s'ha escollit un sistema de cinta transportadora i ompliment de big-bags de molta més capacitat, ja que en el cas d'augmentar la producció en els anys posteriors, aquesta no hagi de ser reemplaçada.

El sistema seleccionat disposa de la possibilitat d'afegir accessoris opcionals. En el cas, s'ha afegit un sistema per a inflar els sacs de big-bags abans d'omplir-los, utilitzat abans del procés per a assegurar l'optimització de l'ompliment i estabilitat del mateix i també un sistema d'ompliment de sacs que permet manejar big-bags d'una a quatre ases.

També, s'ha afegit un controlador de pes net, cosa que proporciona amb exactitud el pes del big-bag abans de ser enviat per la cinta a emmagatzemar i un sistema de mostreig per a poder extreure mostres del producte final i procedir a fer els controls de qualitat necessaris.



Figura 63: Accessori per al mostreig del producte.



Figura 64: Sistema per a inflar els sacs abans d'omplir-los.

Finalment, s'ha afegit el sistema automàtic de rebuig de producte que està dissenyat per a evitar la contaminació per partícules de metall, procedents del sistema de producció, i funciona mitjançant la desviació del producte abans de l'ompliment, garantint així la puresa del producte envasat i una quantitat mínima de producte de rebuig.



Figura 65: Sistema automàtic de rebuig de producte.

Els big-bags que s'utilitzen tenen una capacitat de 1000 Kg. Aquests, són big-bags laminats o plastificats, tenen una pel·lícula de polietilè que evita que es pugui perdre

producte en el cas de formar-se pols.



Figura 66: Sac big-bag utilitzat per a l'emmagatzematge de l'àcid oxàlic final.

11.18. Selecció dels equips necessaris per a la dispensa d'aigua de xarxa

El consum d'aigua es veu afectat per les pèrdues d'aigua produïdes a les torres de refrigeració, a la caldera de vapor, a la columna d'absorció, al consum humà i al reg.

El consum humà s'aproxima als 100L/dia d'aigua³⁸. Es calcula el consum d'aigua per una jornada completa de 8h i per a un nombre de 82 treballadors. Les pèrdues generades són d'un total de 1025 kg/h. Respecte l'aigua de reg, es suposa que consumirà 6 L/dia.

A continuació, es mostren els cabals d'aigua consumits i el consum total i anual per a una producció de 320 dies.

Taula 87. Pèrdues d'aigua

Pèrdues	Cabal (kg/s)
Torre de refrigeració	0,0012
Consum humà	1025
Columna d'absorció	3940,43
Reg	144
Purga de la caldera de vapor	1263,6

Taula 88, Consum total d'aigua

Cabal d'aigua total (kg/s)	2432,6
Cabal d'aigua total (m ³ /h)	2,4
Consum anual (m ³ /any)	48944,9

11.19. Selecció dels equips necessaris per a la dispensa d'aigua descalcificada

S'ha elaborat un llistat amb els consumidors que necessiten d'aigua descalcificada. El consum total del cabal s'expressa en m³/h i serà necessari per escollir un equip que pugui descalcificar tots els circuits.

Taula 89. Consumidors d'aigua descalcificada

Consumidors	Cabal (kg/h)
Pèrdues de la torre	0,0012
Purga de la caldera de vapor	6318
Aigua caldera pel Redisolver	324
Columna absorció	3940,43
CABAL TOTAL	10582,43

El cabal total d'aigua a descalcificar són 10,58 m³/h. Aquesta dada ens permet escollir l'equip. El proveïdor és Culligan i la descalcificadora que abasteix aquest cabal es la UltraLine HA. El model que s'adapta a les característiques és el HA 200, amb un cabal màxim de 18 m³/h.³⁹



Figura 67. Descalcificadora UltraLine HA/HA

11.20. Selecció de la torre de refrigeració

Els equips que requereixen aigua de torres són els quatre reactors i els bescanviadors de calor, els tres que condensen la fase líquida dels evaporadors i el que refreda els segells dels reactors.

Equip	T entrada (°C)	T sortida (°C)	Cabal (kg/s)
R-301	30	37	29.61
R-302	30	37	29.61
R-303	30	37	29.61
R-304	30	37	29.61
E-401	30	37	62
E-402	30	37	62
E-403	30	37	11.2
E-309	30	37	1
Cabal total (kg/s)			254.64

La torre ha de permetre un salt tèrmic. Aquest és de 7°C, calculat a partir de l'equació 1.

$$\text{Equació 176 } \Delta T = T_s - T_e = 37 - 30 = 7$$

On:

$\Delta T = \text{Salt tèrmic (°C)}$

$T_s = \text{Temperatura de sortida (°C)}$

$T_e = \text{Temperatura d'entrada (°C)}$

Es vol que la temperatura humida de l'ambient sigui inferior a la temperatura a la que volem refrigerar l'aigua. Per calcular aquest valor es requereix de la temperatura en el pitjor dia de l'any i la temperatura de rosada.

$$\text{Equació 177 } t_w = t - (0,0121 \cdot t + 0,2305) \cdot (t - t_d)$$

On:

$t_w = \text{Temperatura humida (°C)}$

$t = \text{Temperatura màxima (°C)}$

$t_d = \text{Temperatura de rosada (°C)}$

Per a la temperatura màxima s'ha agafat el valor de 31°C.

Per a la temperatura de rosada, es necessita la humitat màxima. A la localitat de Tàrraga, el 16 d'agost es el dia amb més humitat, amb un valor de 13%. A partir del psicromètric s'obté la temperatura de rosada, de 18°C.

$$t_w = 31 - (0,0121 \cdot 31 + 0,2305) \cdot (31 - 18) = 23,12^\circ\text{C}$$

Aquest resultat es inferior als 30 °C d'entrada de refrigeració. La diferència d'aquests valors es un paràmetre important que condiciona les característiques de la torre, de forma que, si la diferència es mes petita, el rendiment es major i per tant, el cost i les dimensions també. La aproximació es la següent:

$$\text{Equació 178} \quad A = T_e - t_w = 30 - 23,12 = 6,8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

La aproximació ha d'oscil·lar entre els 8 i 3 °C per que sigui un disseny econòmic. El valor de la torre es troba dins del rang.⁴¹ Es calcula la potència de refrigeració.⁴²

$$\text{Equació 179} \quad Q_t = m_t \cdot C_p \cdot \Delta T$$

On:

$Q_t = \text{Calor dissipat (kW)}$

$m_t = \text{Cabal total de refrigeració } \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}}\right)$

$C_p = \text{Calor específic de l'aigua } \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}\right)$

Per tant,

$$Q_t = 254,64 \cdot 4,18 \cdot 7 = 7450,7 \text{ kW}$$

Es busca una torre que pugui assolir aquesta calor dissipada. La empresa EWK dissenya i fabrica torres de refrigeració per obtenir la major eficiència energètica. Se selecciona el model EWB 5750 perquè es capaç de dissipar fins a 9193 kW. Treballa a les condicions de temperatures requerides.

Aquestes torres normalment generen pèrdues d'aigua que es subministraran per aigua de xarxa on passen per un descalcificador. Les pèrdues provenen de la evaporació de l'aigua i de l'arrossegament de gotes.⁴¹

$$\text{Equació 180} \quad P_{\text{evap}} = \frac{Q_t}{550.000}$$

On:

$P_{\text{evap}} = \text{Pèrdues per evaporació } \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right)$

$Q_t = \text{Cabal total } \left(\frac{\text{kcal}}{\text{h}}\right)$

$$\text{Equació 181} \quad P_{\text{got}} = P_{\text{màx}} \cdot Q_t$$

On:

$P_{\text{got}} = \text{Pèrdues de gotes}$

$P_{\text{màx}} = \text{Pèrdues d'arrossegament de 0,01\% del cabal}$

$Q_t = \text{Cabal total} \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)$

Per tant,

$$P_{\text{evap}} = \frac{6.406.506}{550.000} = 12,8 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 3,56 \text{ kg/s}$$

$$P_{\text{got}} = 0,0001 \cdot 7450,7 = 0,74 \text{ kg/s}$$

Les pèrdues totals són les següents:

$$\text{Equació 7} \quad P_{\text{totals}} = P_{\text{evap}} + P_{\text{got}} = 3,56 + 0,74 = 4,3 \text{ kg/s}$$

11.21. Chillers

Els equips que requereixen un chiller per refredar per sota de la temperatura del aigua de torres són els bescanviadors de calor pel reactor i els cristal·litzadors. A les següents taules es calculen els cabals totals d'etilenglicol. La nomenclatura dels bescanviadors de calor pel reactors és CH-1001 i la dels cristal·litzadors, CH-1002.

Taula 90. Chiller dels bescanviadors de calor

Equip	T entrada (°C)	T sortida (°C)	Cabal (kg/s)
E-305	-7	12	15
E-306	-7	12	15
E-307	-7	12	7
E-308	-7	12	7
Cabal total (kg/s)			44

Taula 91. Chiller dels cristal·litzadors

Equip	T entrada (°C)	T sortida (°C)	Cabal (kg/s)
CR-401	-5	5	6.474
CR-402	-5	5	4.158
Cabal total (kg/s)			10.632

Es calcula la potència de útil dels chillers. Segons la equació 182.⁴²

$$\text{Equació 182} \quad P_u = m_t \cdot C_p \cdot \Delta T$$

On:

$P_u = \text{Potència útil (kW)}$

$m_t = \text{Cabal total del chiller } \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}}\right)$

$C_p = \text{Calor específic de l'aigua } \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}}\right)$

Per tant, pel CH-1001:

$$P_u = 44 \cdot 4,18 \cdot (12 - (-7)) = 3494,48 \text{ kW}$$

Per l'altre chiller CH-1002:

$$P_u = 10,63 \cdot 4,18 \cdot (5 - (-5)) = 444,42 \text{ kW}$$

Suposant que el rendiment del chiller serà del 80%, la potència real de l'equip serà:

$$\text{Equació 183} \quad P_r = \frac{P_u}{\eta}$$

On:

$P_r = \text{Potència real (kW)}$

$\eta = \text{Rendiment}$

Els resultats de càlcul són:

$$\text{CH-1001:} \quad P_r = \frac{3494,48}{0,8} = 4368,1 \text{ kW}$$

$$\text{CH-1002:} \quad P_r = \frac{44,42}{0,8} = 55,5 \text{ kW}$$

Per seleccionar els chillers s'ha consultat la casa Carrier amb una gran varietat de refredadors per aire. En el cas del CH-1001, aquest circuit requereix d'una potència molt elevada, i de la qual no existeixen equips que puguin subministrar-la. Per tant, es decideix agafar dos chillers que abasteixen una potència de 1700 kW, es tracta del model 30 XBE. Per l'altre, és necessita una potència menor, 55,5 kW. S'escull el model 30KAVZE que suporta una potència de 850 kW suficient pel CH-1002.^{47, 48, 49}



Figura 68. Chiller Carrier 30KAVZE



Figura 69. Chiller Carrier 30 XBE

11.22 Caldera de vapor

El cabal de vapor total que entra a la caldera es el següent:

Taula 92. Cabal total en kg/s

Equip	T entrada (°C)	T sortida (°C)	Cabal (kg/s)
E-501	180	132	8.64
E-502	180	132	8.64
E-303	180	132	0.09
E-304	180	132	0.09
RD-401	180	-	0.09
Cabal total (kg/s)			17.55

Es calcula la potència útil segons la fórmula 184:

$$\text{Equació 184} \quad P_u = m_t \cdot (h_v - h_w)$$

On:

$$h_v = \text{Entalpia de vapor calent de sortida} \left(\frac{kJ}{kg} \right)$$

$$h_w = \text{Entalpia del líquid fred d'entrada} \left(\frac{kJ}{kg} \right)$$

Base de càlcul: ⁴³

$$P_u = 17,55 \cdot (2793 - 854,1) = 34027 \text{ kW}$$

Es coneix que el rendiment es del 80%, per tant es calcula la potència real.

$$\text{Equació 185} \quad P_r = \frac{P_u}{\eta}$$

Base de càlcul:

$$P_r = \frac{34027}{0,8} = 42534 \text{ kW}$$

Respecte les pèrdues del vapor d'aigua per la purga es calcula suposant que es perd un 2% del cabal total. Per tant, les pèrdues són 1263,6 kg/s.

Per triar el model de la caldera es busca que sigui superior a la potència real. L'empresa escollida es ATTSU capaç de produir vapor fins a 50.000 kg/h. S'ha decidit instal·lar dues calderes perquè cap entitat pot subministrar 63.180 kg/h de les calderes d'OXALIN, S.L. El model escollit es H-S que dona un cabal de vapor de 35.000 kg/h.

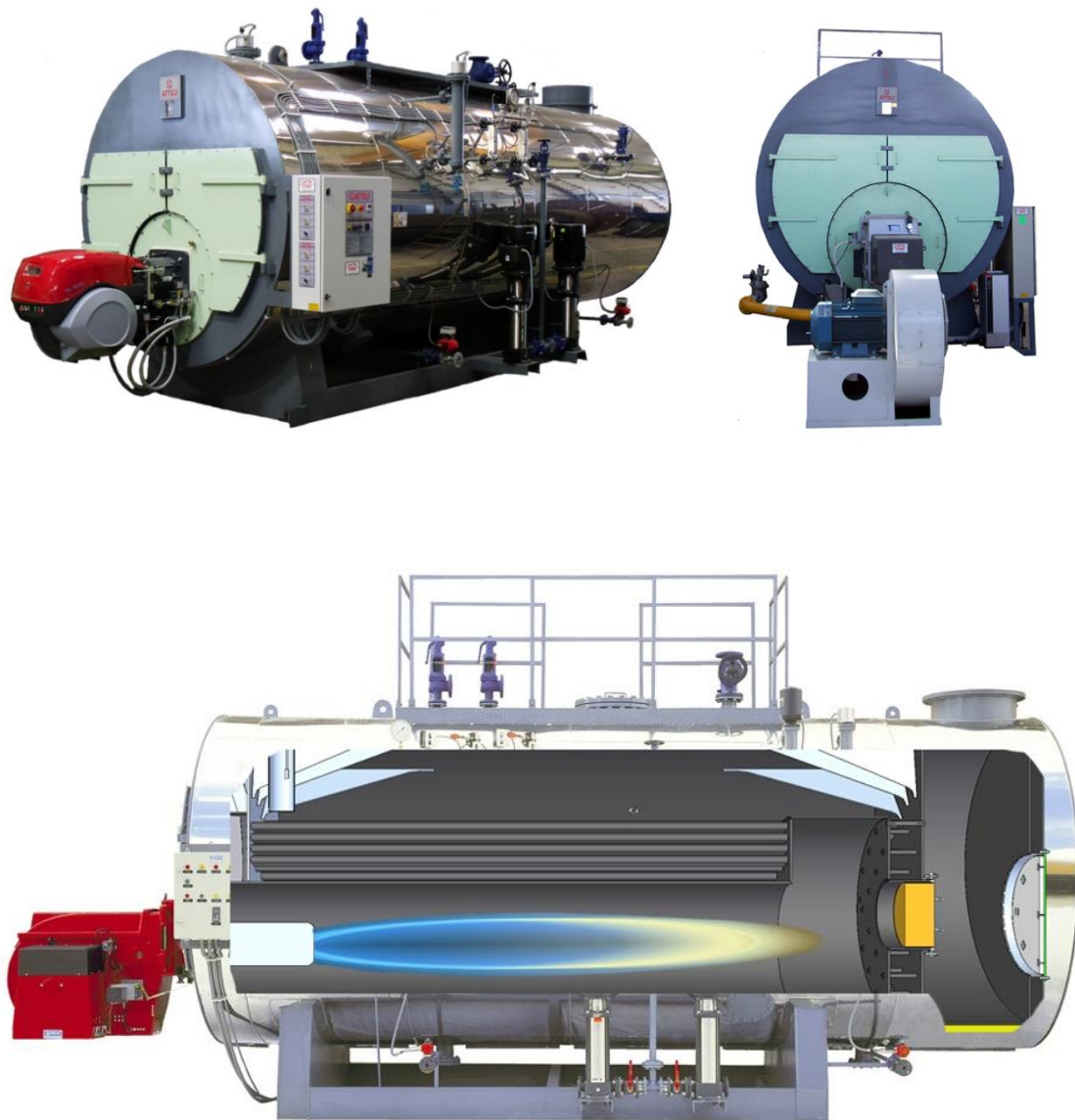


Figura 70. Caldera de vapor ATTSU H-S ⁴⁵

11.23. Càlcul del consum d'aire comprimit

El consum d'aire es calcula segons el nombre de vàlvules pneumàtiques de la planta. S'estima que el cabal d'aire per vàlvula es entre 1,4 i 3 m³/h. S'utilitza el cabal màxim per la planta en la situació extrema.

$$\text{Equació 186} \quad Q_{\text{aire}} = Q_{\text{màx}} \cdot n_v$$

On:

$$Q_{\text{aire}} = \text{cabal d'aire consumit} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right)$$

$$Q_{\text{màx}} = \text{Cabal d'aire màxim suposat} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right)$$

$$n_v = \text{Nombre de vàlvules}$$

Consum d'aire total:

$$Q_{\text{aire}} = 3 \cdot 75 = 225 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

S'emprarà el sistema que ja s'usa per a la compressió d'aire per als circuits de transport pneumàtic, generant una desviació del mateix per a donar servei a les vàlvules de control. Entre el compressor i el col·lector que dona servei a les vàlvules s'hi disposarà un tanc pulmó per a l'emmagatzematge d'una determinada quantitat d'aire per a donar servei al sistema de control independentment de si els compressors es troben en correcte funcionament.

11.24. Caldera d'oli

Els equips que requereixen oli tèrmic són els evaporadors. A la taula següent, es mostra el cabal total del oli.

Taula 93. Cabal total d'oli tèrmic

Equip	T entrada (°C)	T sortida (°C)	Cabal (kg/s)
EV-401	290	260	0.02
EV-402	290	260	0.02
EV-403	290	260	0.004
Cabal total (kg/s)			0.044

Es calcula la potència útil segons la equació 187:

$$\text{Equació 187} \quad P_u = m_t \cdot (h_v - h_w)$$

On:

$$h_v = \text{Entalpia de vapor calent de sortida} \left(\frac{kJ}{kg} \right)$$

$$h_w = \text{Entalpia del líquid fred d'entrada} \left(\frac{kJ}{kg} \right)$$

Per al càlcul de la potència útil:

$$P_u = 0,044 \cdot (2748 - 1330) = 62,4 \text{ kW}$$

Es coneix que el rendiment es del 80%, per tant es calcula la potència real.

$$\text{Equació 188} \quad P_r = \frac{P_u}{\eta}$$

Base de càlcul:

$$P_r = \frac{62,4}{0,8} = 77,9 \text{ kW}$$

Per triar el model de la caldera es busca que sigui superior a la potència real. L'empresa escollida es ETE capaç d'abastir una potència de 500 kW. S'ha decidit instal·lar la FT77/3, una caldera d'oli tèrmic de 90 kW de potència.⁴⁶

11.23. Determinació del consum elèctric i dimensionament de l'estació transformadora

Els equips que consumeixen electricitat es mostren a la taula 94. Cal destacar que la potència de les oficines i edificis s'ha suposat que consumeixen uns 100 kW.

Taula 94. Potència consumida per cada equip

Equipo	Potencia (kW)	Equipo	Potencia (kW)
TR-1001	7450	PC-001	132
PC-102	2.2	CH-1001	4368
PV-102	0.5	CH-1002	555
PC-101	1.5	CC-501	5.5
PV-101	1.2	CC-502	5.5
PC-103	2.2	CC-503	2.2
PV-103	0.3	CC-504	2.2
PC-401	2.2	EX-501	0.75
PV-401	0.4	EX-502	0.75
PC-402	2.2	CO	77.9
PC-403	2.2	Oficines i edificis	100
PC-404	400	D-501/502	12.56
PV-402	0.4	ML-501,ML-502	528
PC-301	15	TM-501,TM-502	2.2
PV-403	3	Potència total (kW)	13672.86

Per calcular la potència aparent es suposa un rendiment del 80%.

$$\text{Equació 189 } P_{ap} = \frac{\sum P}{0,8}$$

On:

P_{ap} = Potència aparent (kVa)

$\sum P$ = Sumatori de totes les potències (kW)

$$P_{ap} = \frac{13675}{0,8} = 17094 \text{ kVa} \rightarrow \text{sobredimensionada un 15\% és 20513 kVa}$$

Aquesta serà la potència que haurà de subministrar l'estació transformadora, el full d'especificacions de la qual es troba al *Capítol 2* de la present memòria.

11.24. Canonades, bombes i compressors

Pel disseny de les canonades i els seus respectius equips, cal realitzar una sèrie de càlculs amb els quals, gràcies als catàlegs adients, serviran per a la selecció en planta de tot el necessari, des de les mateixes canonades, les conduccions d'aire, els cargols sens fi, fins les bombes i els compressors. Per al càlcul de canonades s'ha utilitzat el catàleg de aalco ^{®50}.

11.24.1. Càlcul del diàmetre de canonada i del costat de la conducció d'aire.

En OXALIN, S.L. hi ha diferents tipus de circulació que inclouen canonades, conduccions d'aire i cargols sens fi. Per poder esser dissenyades, cal obtenir el paràmetre principal, el diàmetre.

El diàmetre d'una canonada de secció circular està directament relacionat amb l'àrea d'aquesta:

$$A_s = \frac{\pi}{4} \cdot D_s^2, \quad D_s = \sqrt{\frac{4 \cdot A_s}{\pi}}$$

Equació 6490

On A_s correspon a l'àrea de la secció (m^2) i D_s al diàmetre de la secció (m).

Partint de que l'àrea ocupada de la canonada serà el quocient entre el cabal volumètric i la velocitat de circulació, aquesta pot ser calculada. Utilitzant valors de velocitat dins dels rangs normals de circulació, es pot trobar l'àrea de secció. Per poder realitzar aquest càlcul cal tenir el cabal volumètric. Aquest pot ser calculat com el quocient entre el cabal màssic i la densitat del corrent:

$$A_s = \frac{Q_L}{v}$$

Equació 191

On Q_L correspon al cabal volumètric (m^3/s) i v a la velocitat de circulació (m/s).

Aplicant les equacions anteriors, s'obté el càlcul del diàmetre de canonada. Aquest però, no serà el diàmetre de les canonades final, ja que aquestes són creades en un conjunt de diàmetres concrets, anomenats diàmetres nominals (DN).

Per garantir la correcta circulació, el diàmetre nominal seleccionat haurà d'esser igual o major al diàmetre calculat. El diàmetre es selecciona en figures com la següent:

Nominal Pipe Size	OD		Schedule 5S ¹			Schedule 10S ¹			Schedule 40S			Schedule 80S		
	in	mm	in	mm	kg/m	in	mm	kg/m	in	mm	kg/m	in	mm	kg/m
1/8	0.405	10.3	-	-	-	0.049	1.24	0.28	0.068	1.73	0.37	0.095	2.41	0.47
1/4	0.540	13.7	-	-	-	0.065	1.65	0.49	0.088	2.24	0.63	0.119	3.02	0.80
3/8	0.675	17.1	-	-	-	0.065	1.65	0.63	0.091	2.31	0.84	0.126	3.20	1.10
1/2	0.840	21.3	0.065	1.65	0.80	0.083	2.11	1.00	0.109	2.77	1.27	0.147	3.73	1.62
3/4	1.050	26.7	0.065	1.65	1.03	0.083	2.11	1.28	0.113	2.87	1.69	0.154	3.91	2.20
1	1.315	33.4	0.065	1.65	1.30	0.109	2.77	2.09	0.133	3.38	2.50	0.179	4.55	3.24
1 1/4	1.660	42.2	0.065	1.65	1.65	0.109	2.77	2.70	0.140	3.56	3.39	0.191	4.85	4.47
1 1/2	1.900	48.3	0.065	1.65	1.91	0.109	2.77	3.11	0.145	3.68	4.05	0.200	5.08	5.41
2	2.375	60.3	0.065	1.65	2.40	0.109	2.77	3.93	0.154	3.91	5.44	0.218	5.54	7.48
2 1/2	2.875	73.0	0.083	2.11	3.69	0.120	3.05	5.26	0.203	5.16	8.63	0.276	7.01	11.41
3	3.500	88.9	0.083	2.11	4.51	0.120	3.05	6.45	0.216	5.49	11.29	0.300	7.62	15.27
3 1/2	4.000	101.6	0.083	2.11	5.18	0.120	3.05	7.40	0.226	5.74	13.57	0.318	8.08	18.63
4	4.500	114.3	0.083	2.11	5.84	0.120	3.05	8.36	0.237	6.02	16.07	0.337	8.56	22.32
5	5.563	141.3	0.109	2.77	9.47	0.134	3.40	11.57	0.258	6.55	21.77	0.375	9.53	30.97
6	6.625	168.3	0.109	2.77	11.32	0.134	3.40	13.84	0.280	7.11	28.26	0.432	10.97	42.56
8	8.625	219.1	0.109	2.77	14.79	0.148	3.76	19.96	0.322	8.18	42.55	0.500	12.70	64.64
10	10.750	273.1	0.134	3.40	22.63	0.165	4.19	27.78	0.365	9.27	60.31	0.500 ²	12.70 ²	96.01 ²
12	12.750	323.9	0.156	3.96	31.25	0.180	4.57	36.00	0.375 ²	9.53 ²	73.88 ²	0.500 ²	12.70 ²	132.08 ²
14	14.000	355.6	0.156	3.96	34.36	0.188 ²	4.78 ²	41.30 ²	-	-	-	-	-	-
16	16.000	406.4	0.165	4.19	41.56	0.188 ²	4.78 ²	47.29 ²	-	-	-	-	-	-
18	18.000	457	0.165	4.19	46.81	0.188 ²	4.78 ²	53.26 ²	-	-	-	-	-	-
20	20.000	508	0.188	4.78	59.25	0.218 ²	5.54 ²	68.61 ²	-	-	-	-	-	-
22	22.000	559	0.188	4.78	65.24	0.218 ²	5.54 ²	75.53 ²	-	-	-	-	-	-
24	24.000	610	0.218	5.54	82.47	0.250	6.35	94.45	-	-	-	-	-	-
30	30.000	762	0.250	6.35	118.31	0.312	7.92	147.36	-	-	-	-	-	-

Figura 71: DN relacionat amb el SCHEDULE

Per al cas de les conduccions d'aire, la secció es quadrada, per tant, si es divideix el cabal volumètric per la velocitat, s'obté l'àrea d'un quadrat, que equival al producte del costat i l'alçada.

11.24.2. Càlcul del SCHEDULE de canonada

Les canonades seleccionades hauran de resistir la pressió interna del corrent. Per tant, un cop es coneix la pressió de dins del corrent es pot calcular el SCHEDULE, que és l'equivalent al gruix de la canonada. Aquesta mesura assegurarà que la pressió no sigui cap problema en el disseny de la planta.

Basant-se en el manual de càlcul del gruix de canonades de Aalco®, es calcula el SCHEDULE amb les següents equacions⁵⁰:

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E}$$

Equació 192

On t és el gruix per contribució de la pressió, material i diàmetre (mm), P la pressió (atm), D el diàmetre (mm), S el factor de resistència a la tensió (atm), i el factor E (factor de qualitat) pren valor de 1.

Aquesta és la contribució del gruix per part de la pressió i del diàmetre, però cal tenir en compte també el material de la canonada. Això es té en compte amb el sumatori de totes les contribucions del gruix:

$$t_{min} = t + C$$

Equació 193

On C és la resistència a la corrosió (mm/any). Com que les canonades han sigut dissenyades per que estiguin operatives durant 20 anys, aquest gruix s'ha de multiplicar pel nombre d'anys, el que resulta pràcticament per a totes les canonades una contribució al gruix de 2 mm.

Per tant, un cop es tenen totes les contribucions del gruix es sumen, i es contrasten amb la mateixa figura dels diàmetres; cada diàmetre té diferents SCHEDULEs, per tant a l'hora de seleccionar el SCHEDULE el diàmetre també influeix. El gruix haurà de ser igual o major al de la taula per assegurar la resistència a la pressió de la canonada.

A continuació figura l'exemple d'una canonada de la planta, la 1,25A-30L-C4.

Les dades de les que es disposen són el material (AISI 316L), el cabal màssic (3,368 kg/s), la velocitat de circulació (2 m/s) la densitat (1303 kg/m³), la pressió (4,86 atm), el factor de resistència a la tensió S (16.700 psi) i el factor de corrosió C (2 mm en 20 anys).

El primer que caldrà calcular és el diàmetre. Aquest es pot calcular amb la equació a continuació:

$$A_s = \frac{Q_L}{v} = \frac{m \cdot \rho}{v} = \frac{3,368/1303}{2} = 0,00129 \text{ m}^2$$

Equació 194

Coneguda l'àrea de secció i sabent que aquesta és circular, es pot calcular el diàmetre:

$$D_s = \sqrt{\frac{4 \cdot A_s}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,00258}{\pi}} = 0,04056 \text{ m} = 40,56 \text{ mm}$$

Equació 195

Utilitzant les taules de diàmetre nominal, es pot confirmar que, si cal utilitzar un diàmetre igual o major a 40,56 mm, s'haurà de seleccionar la mida de 42,2 mm, que coincideix amb el DN 1 1/4 (tal i com s'observa a la nomenclatura de la canonada, 1,25 inch).

Utilitzant la equació 196 es pot calcular la contribució del gruix per part de la pressió i del diàmetre t. Cal tenir en compte però, que les unitats han de donar un gruix, i que per tant les variables hauran d'estar en les mateixes unitats. 16.700 psi equivalen a 1136,37 atm.

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E} = \frac{4,86 \cdot 40,56}{2 \cdot 1136,37 \cdot 1} = 0,087 \text{ mm}$$

Equació 196

Finalment es sumen la contribució de diàmetre i pressió i la de corrosió (2 mm):

$$t_{min} = 0,087 + 2 = 2,087$$

Equació 197

Per tant, el gruix mínim d'aquesta canonada haurà de ser de 2,087 mm. Utilitzant la taula de diàmetres i SCHEDULEs, es troba que per el DN 1 1/4 el SCHEDULE 5S només té un gruix de 1,65 mm i que per tant no es pot utilitzar, però el SCHEDULE 10S té un gruix de 2,77 mm, més del necessari. Per tant aquesta canonada serà una DN 1 1/4 amb SCHEDULE 5S.

11.24.3. Càlcul de les pèrdues per fricció, càrrega total i el NPSH disponible

Un cop les canonades han sigut calculades, cal trobar una manera de seleccionar les bombes de tal manera que assegurin que el fluid arribi a l'equip específic. Això serà possible gràcies al càlcul de les pèrdues per fricció, la càrrega total i el NPSH disponible.

Les pèrdues per fricció equivalen a la pèrdua d'energia mecànica del corrent a causa del fregament d'aquest amb les parets de les canonades i dels accessoris pels que circula. Aquestes pèrdues tenen una relació directa amb el Reynolds, i per tant, amb la velocitat, a més a més amb la densitat i amb la viscositat. Depenent del Reynolds de circulació, el corrent es podrà considerar en règim laminar, en règim de transició o en règim turbulent.

Les pèrdues per fricció tenen dues contribucions: les de tram recte i les d'accidents.

- Les pèrdues per fricció de tram recte (ev recte) es calculen mitjançant el Reynolds i la rugositat específica, que és el quocient de la rugositat del material de la canonada i del diàmetre. Amb aquests dos valors s'utilitza l'anomenat Àbac de Moody, que permet el càlcul del factor f, amb el que es podrà calcular el valor total de les pèrdues per fricció del tram recte.

$$e_{v \text{ recte}} = f \cdot \frac{v^2 L}{2 D}, \quad \text{per a Reynolds laminar } f = 64/Re$$

Equació 198

On f és el factor de Moody, v la velocitat de circulació (m/s), L la longitud del tram (m) i D el diàmetre del tram (m)

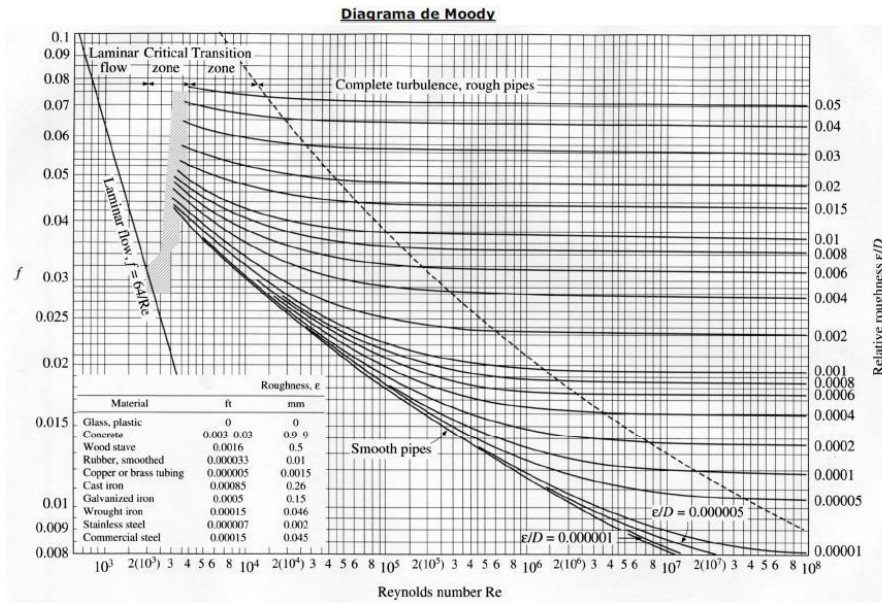


Figura 72: Àbac de Moody amb taula de rugositats relatives

- En el cas de les pèrdues per fricció dels accessoris ($e_{v \text{ acc}}$), és semblant als trams rectes; segons el tipus d'accident les condicions d'aquest, a partir de la següent figura es pot obtenir el paràmetre K, que conjuntament amb la velocitat permetrà el càlcul de les pèrdues per fricció d'accidents.

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
Cabalimetres mecànics	
de disc	7,0
de pistó	15,0
rotatori	10,0
de turbina	6,0
Canvi de diàmetre	
estretament	** (b)
eixamplament	** (b)

$$e_{v \text{ acc}} = K \frac{v^2}{2}$$

Equació 199

Figura 73:
Valor del
coeficient
K per a
diferents
accessoris

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

Per tant, amb les dues contribucions es poden calcular les pèrdues per fricció. Això servirà per plantejar el balanç d'energia mecànica, amb el que després es podrà calcular la càrrega. El balanç d'energia mecànica té la següent forma:

$$\frac{\Delta P}{\rho} + g \cdot \Delta z + \frac{1}{2} \Delta \frac{v^2}{\alpha} = \hat{w} - e_v$$

Equació 200

On ΔP representa la diferència de pressió (Pa), ρ la densitat del corrent (kg/m³), g la constant de gravetat de la Terra (9,81 m/s²), Δz la diferència d'alçada (m), α el factor de correcció de Reynolds per la velocitat (1 per règim turbulent i 0,5 per règim laminar), \hat{w} és la energia per unitat de massa (J/kg) i e_v equival al sumatori total de les pèrdues per fricció. Si el terme de gravetat passa dividint en tot el balanç, queda de la següent manera:

$$\frac{\Delta P}{g \cdot \rho} + \Delta z + \frac{1}{2 \cdot g} \Delta \frac{v^2}{\alpha} = \frac{\hat{w}}{g} - \frac{e_v}{g}$$

Equació 201

Tot el balanç té les mateixes unitats, i per tant, com es pot apreciar molt senzillament en el segon terme, ara mateix les unitats són de longitud (m). D'aquí neix el concepte de càrrega. La càrrega es pot plantejar per a l'aspiració de la bomba, per a la impulsió o per a la diferència d'ambdós (anomenada càrrega total).

Per al càlcul i selecció de bombes s'ha utilitzat la càrrega total (h , en metres), i la seva equació té els següents components:

$$h = (z_2 - z_1) + \frac{1}{g} \left(\frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{1}{2} \left(\frac{v_2^2}{\alpha} - \frac{v_1^2}{\alpha} \right) + e_v \right)$$

Equació 202

El subíndex 2 fa referència a la pressió després de la bomba, mentre que el subíndex 1 fa referència a la pressió abans de la bomba. Si s'ha definit la pressió a la que es vol que arribi la bomba en un lloc concret del procés, es pot plantejar el balanç de matèria per a tot el tram, trobant la pressió de sortida de la bomba.

Com que des de la sortida de la bomba fins el destí especificat no hi ha cap bomba, el terme del treball serà 0. Si es coneixen les velocitats de circulació i les alçades dels punts inicial i final del balanç, les pèrdues per fricció i la pressió final del tram, es pot calcular la pressió de sortida de la bomba com:

$$P_2 = P_1 - \rho \left(g \cdot \Delta z + \frac{1}{2} \frac{v_2^2}{\alpha} + e_v \right)$$

Equació 203

De manera anàloga, es pot estudiar la pèrdua de pressió en la circulació de gasos mitjançant les equacions de Renouard ⁵¹, que depenent del rang de pressions hi ha dos equacions diferents:

$$P_A^2 - P_B^2 = 51,5 \cdot d_c \cdot L_c \frac{Q^{1,82}}{D^{4,82}} \text{ (bar) (per pressions entre 0,05 bar i 5 bar)}$$

$$P_A - P_B = 25076 \cdot d_c \cdot L_c \frac{Q^{1,82}}{D^{4,82}} \text{ (mbar) (per pressions menors a 0,05 bar)}$$

Equació 204

La primera equació és la que representa la majoria dels cassos en la planta, i per la qual s'han donat pràcticament pèrdues de pressió menyspreables. Un cop es comprova que les pèrdues són menyspreables per a tota la circulació de gasos de la planta, es decideix considerar pèrdues de pressió menyspreables per a la circulació de gasos.

Finalment, un altre dels paràmetres de selecció de bomba és el NPSH disponible. La paraula NPSH prové de l'anglès "Net Positive Suction Head", i és un valor utilitzat en l'anàlisi de la cavitació de la instal·lació hidràulica, un fenomen a evitar per assegurar un correcte funcionament. El NPSH disponible és una mesura que serveix per saber quant a prop està el corrent de la cavitació. El NPSH disponible ha de ser major que el NPSH requerit, que ve definit pel proveïdor de la bomba. El NPSH disponible pot ser calculat utilitzant la següent equació:

$$NPSH_{disponible} = h_a - \frac{P_v}{g \cdot \rho} = \frac{1}{g} \left(\frac{V_E^2}{2} + \frac{1}{\rho} (P_E - P_v) \right)$$

Equació 205

Per tant, d'aquesta manera s'han pogut calcular les pèrdues per fricció i amb aquestes, la càrrega total i el NPSH disponible, paràmetres que poden servir per a la selecció de les bombes. Cal dir però, que hi ha diversos catàlegs de bombes que disposen de diferents dades per poder seleccionar les bombes; alguns catàlegs proporcionen la càrrega, el NPSH requerit (que ha de ésser menor al NPSH disponible), també hi ha catàlegs que proporcionen valors de cabal màxim de treball i de pressió màxima d'impulsió. Per a la realització d'aquest projecte s'han utilitzat aquest dos tipus, ja que permeten una selecció senzilla, ja que cal tenir en compte també la selecció per materials segons les propietats del corrent (és a dir, tenir en compte si és molt corrosiu, la seva temperatura...).

11.24.4. Càlcul de la potència dels cargols sense fi

Els cargols sense fi són màquines amb la finalitat de transportar els sòlids entre els diferents equips de la planta a partir de la sortida de sòlids de les centrífugues, i de de la segona d'aquestes fins la sitja.

El càlcul de càlcul de la potència requerida per aquests cargols sense fi té la següent forma: ⁵¹

$$HP = \frac{C \cdot L \cdot \rho_{partícula} \cdot F}{4500}$$

Equació 206

On C és la capacitat (m³/min), L la longitud, $\rho_{partícula}$ és a la densitat de partícula (kg/m³) i F és un factor que depèn de la següent taula:

Type a ($F = 1.2$): light, fine, non-abrasive, free-flowing materials; ρ_b : 480–640 kg/m ³	Type b ($F = 1.4-1.8$): non-abrasive, granular or fines mixed with lumps; ρ_b : up to 830 kg/m ³	Type c ($F = 2.0-2.5$): non and mildly abrasive, granular or fines mixed with lumps; ρ_b : 640–1,200 kg/m ³	Type d ($F = 3.0-4.0$): mildly abrasive or abrasive, fine, granular or fines with lumps; ρ_b : 830–1,600 kg/m ³
Barley	Soy meal	Granular moist malt	Raw sugar
Granular dried malt	Cacao seeds	Cocoa	Bone meal
Corn flour	Coffee seeds	Dehydrated milk	
Cotton seed flour	Corn	Starch	
Wheat flour	Corn meal	Icing sugar	
Malt	Jelly granules		
Rice			
Wheat			

Figura 74: Coeficient F per a diferents tipus de materials

Per al cas concret de la planta s'opta per un factor F de tipus D, essent aquest tipus els materials més abrasius i que per tant, així es té en compte el màxim de potència possible requerida pels cargols sense fi.

11.24.5. Càlcul i selecció dels compressors

Per seleccionar els compressors, cal fixar-se en la seva funció a la planta; mentre que dos compressors han d'aportar aire a pressió per recircular els cristalls de mida major a la requerida a la sortida de la tamisadora fins el molí, els altres dos aporten pressió a un corrent d'aire per que arrossegui els de mida adequada a la sortida de la tamisadora fins la sitja. És a dir, l'aire ha d'arrossegar partícules, i per tant, cal tenir en compte la velocitat de circulació per tal d'assegurar que aquesta sigui major a la velocitat de sedimentació (v_s), és a dir, la velocitat per sota de la qual els sòlids no seran arrossegats.

Per calcular aquesta velocitat cal recórrer al Reynolds de partícula, que relaciona propietats de les partícules amb el corrent transportador:

$$Re_{particula} = \frac{\rho_{aire} \cdot v_s \cdot d_{particula}}{\mu_{gas}}$$

Equació 207

Amb aquest Reynolds de partícula es pot utilitzar el següent gràfic per tal de trobar el coeficient de fregament C_D :

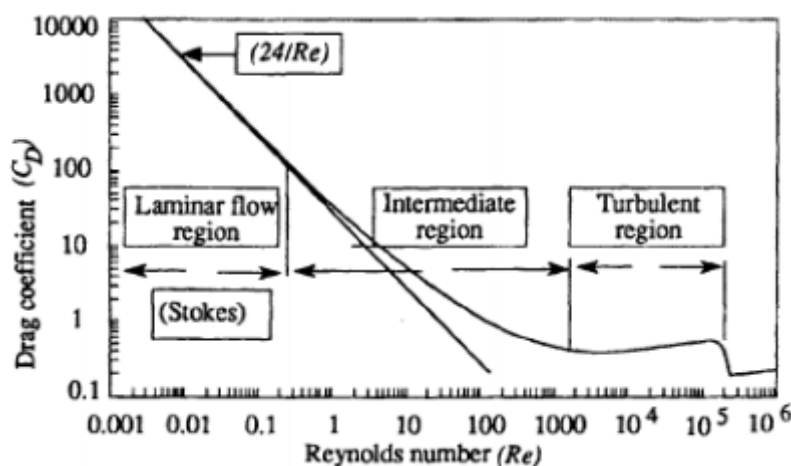


Figura 75: Coeficient de fregament en funció del Reynolds de partícula

Com es pot apreciar, per valors de Reynolds de partícula suficientment baixos es pot considerar que el coeficient de fregament és igual a $24/Re_p$.

Un cop es coneix el coeficient de fregament, existeix un càlcul per aconseguir un valor de la velocitat de sedimentació:

$$v_s = \sqrt{\frac{4 \cdot (\rho_{partícula} - \rho_{aire}) \cdot g \cdot d_p}{3 \cdot C_D \cdot \rho_{aire}}}$$

Equació 208

Per tant, s'ha d'utilitzar un procés iteratiu per tal de trobar la velocitat de sedimentació: Suposant un valor de velocitat de sedimentació i coneixent les variables per calcular el Reynolds de partícula es pot trobar el coeficient de fricció, i amb aquest es pot calcular la velocitat de sedimentació. Si coincideixen la suposada i la calculada, aquest serà el valor de velocitat de sedimentació.

Un cop s'ha trobat el valor de la velocitat de circulació es pot procedir al balanç d'energia mecànica per calcular la energia per unitat de massa. Tenint en compte l'esmentat abans sobre les equacions de Renouard, es pot considerar que les pèrdues per fricció son menyspreables:

$$\frac{\Delta P}{\rho} + g \cdot \Delta z + \frac{1}{2} \Delta \frac{v^2}{\alpha} = \hat{w}$$

Equació 209

Per tant, si es coneix la velocitat inicial de l'aire i la de sortida (que per evitar la sedimentació de partícules consistirà entre el 150-250% de la velocitat de sedimentació), es sap que el compressor treballa en horitzontal ($\Delta z=0$), es coneix la pressió de l'aire d'entrada i es defineix una pressió de sortida dins d'un rang permisible, es pot calcular la energia per unitat de massa:

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{1}{2} \Delta \frac{v^2}{\alpha} = \hat{w}$$

Equació 210

Amb aquest valor d'energia, es pot trobar la potència del compressor, relacionant-la amb el cabal màssic circulant:

$$Potència = \hat{w} \cdot m$$

Equació 211

Amb \hat{w} com energia per unitat de massa (J/kg) i m com a caudal màssic (kg/s). I si es té en compte que aquesta pressió es la teòrica, però que caldrà assegurar que la operació es doni, i que per tant la potència real sigui major (La potència teòrica haurà de ser un 75% de la potència real), s'obté un valor de potència:

$$Potència_{real} = \frac{Potència}{0,75}$$

Equació 212



L'objectiu es que, a partir del cabal, l'increment de pressió del compressor i la potència calculada, es seleccioni un compressor que pugui complir tots els requisits anteriors. Els catàlegs de AUNOIR[®] que figuren a la bibliografia del capítol 4 poden proporcionar un compressors segons les variables esmentades anteriorment.

11.25.Referències bibliogràfiques

¹Sridhar, T., & Potter, O. (1982). *Diffusion Coefficient of Oxygen in Liquids*. *Chemical Engineering Communications*, 21(1-3), 47-54. (<https://doi.org/10.1080/00986448308940275>)

²CE. *Introduction to Green Engineering*. (2012, 26 novembre). (https://wordpress.its.virginia.edu/CE_2050_F12/)

³Arcelor Mittal. (2011, febrero). *URANUS S1*. Industeel. (<https://telus-applications.com/pdf/UR%20S1%204361.pdf>)

⁴Euzen, J., & Trambouze, P. (2004). *Chemical Reactors*. Editions Technips.

⁵Arcelor Mittal. (2011, febrero). *URANUS The alternative to 304L*. Industeel. (uranus-material.pdf)

⁶Universidad de las Américas. (2012, abril). *Temperatura y presión de diseño*. (http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/lpro/esquivel_e_jr/capitulo3.pdf)

⁷Instalar, S. C. (2018, 4 mayo). *¿Cómo se ejecuta la prueba hidráulica? | Revista Sepa Cómo Instalar*. Revista Sepa Cómo Instalar. (<https://sepacomoinstalar.com.ar/como-se-ejecuta-la-prueba-hidraulica/>)

⁸Kulkarni, A. V., & Joshi, J. B. (2011). Design and selection of sparger for bubble column reactor. Part I: Performance of different spargers. *Chemical Engineering Research and Design*. Published. (<https://doi.org/10.1016/j.cherd.2011.01.004>)

⁹Euzen, J., & Trambouze, P. (2004). *Chemical Reactors*. Editions Technips, (110-113)

¹⁰Cho, H. B., & Park, Y. H. (2003). The effects of impeller characteristics in the hydrogenation of aniline on Ru/C catalyst. *Korean Journal of Chemical Engineering*, 20(2), 262–267. (<https://doi.org/10.1007/bf02697238>)

¹¹Chemineer. (2013, enero). *BT-6 Gas Dispersion Impeller* (N.º 713). ([bt-6 bulletin 715 4 \(1\).pdf](https://www.chemineer.com/bulletin_715_4_1.pdf))

¹²Castillo, V. (2013, 1 octubre). Diseño y Cálculo de un Agitador de Fluidos. *Universidad del Bío-Bío*. (http://repobib.ubiobio.cl/jspui/bitstream/123456789/412/1/Castillo_Uribe_Vladimir.pdf)

¹³*Correlacions per a l'estimació del coeficient individual de transmissió de calor*. Manual

¹⁴Rockwool Firesafe insulations, *Aislamiento de equipos Industriales*. Catálogo. ([catalegSenserAngelina \(rockwool.es\)](https://www.rockwool.es/catalegSenserAngelina))

¹⁵ITC MIE-APQ-6: "Almacenamiento de líquidos corrosivos"

¹⁶Talleres Villalón. *Fondos Klopper, Modelo FV-3*. Catálogo. ([Klopper.doc \(fondosvillalon.com\)](https://www.fondosvillalon.com/Klopper.doc))

¹⁷UTILITIES - HORFASA - *Boilermaking and sheet metal fabrication in iron and stainless steel*. (2011).Horfasa. (<http://www.horfasa.com/utilidades.php?lang=en&ide=41&card=3>)

¹⁸NTP-051: "Almacenamiento de oxígeno"

¹⁹Chromalox. *Propiedades termodinámicas de fluidos comunes*. Chromalox Documentos Técnicos. ([Chromalox Propiedades físicas y termodinámicas de los líquidos comunes](#))

²⁰Foncalp S.L. (2015). Catálogo de fondos CAMPSA. (<http://foncalp.es/fondos-campsa-klopper-korbbogen.html>)

²¹Fondeyur. (2019, 27 diciembre). *Fondo Korbbogen DIN 28013*. (<https://fondeyur.com/fondos/fondo-korbbogen-din-28013/>)

²²A.L. Rossman & M. W. Grayman. Scale-model studies of mixing in drinking water storage tanks. vol. 125, no. 8, pp. 755-761, 1999

²³Acerinox. *Acero austenítico al Cr-Ni-Mo* (2013). Catálogo, ([ACX240-14401-AISI316-14404-AISI316L.pdf \(cedinox.es\)](#))

²⁴Engineering Page > Heat Exchangers > TEMA designation. (2013). Engineering page. (https://www.engineeringpage.com/heat_exchangers/tema.html)

²⁵*Manual de diseño de intercambiadores de calor*. (<https://seb0e249b932f46de.jimcontent.com/download/version/1603151661/module/6089381277/name/INTERCAMBIADORES%20DE%20CALOR-DISE%C3%91O.pdf>)

²⁶CADE Soluciones. (2003). *intercambiadores de calor Archives*. CADE Engineered Technologies. (<https://cadeengineering.com/es/tag/intercambiadores-de-calor/>)

²⁷*Entender y prevenir el ensuciamiento en un intercambiador de calor*. (2020, 16 abril). HRS Heat Exchangers. (<https://www.hrs-heatexchangers.com/es/noticias/entender-y-prevenir-el-ensuciamiento-en-un-intercambiador-de-calor/>)

²⁸Lamus, J. S., *Coeficientes de ensuciamiento varios para intercanviadors* (2014)

²⁹A. (2017, 18 agosto). *Nickel Alloy 20, Carpenter® 20, Incoloy® 20*. Continental Steel & Tube Company. (<https://continentalsteel.com/nickel-alloys/grades/20-carpenter-20-incoloy-20/>)

³⁰Eastman. *Therminol 55 Heat Transfer Fluid*. ([Therminol 55 Heat Transfer Fluid - Efficient, reliable mediumtemperature-range fluid](#))

³¹Myerson, Allan S. *Handbook of Industrial Crystallization*, 2nd Edition, 2002. Butterworth-Heinemann

³²Williard, J. W., Sullivan, J. M., & Kim, Y. K. (1982). Solubility of oxalic acid dihydrate in nitric and sulfuric acid solutions at 0, 25, and 50.degree.C. *Journal of Chemical & Engineering Data*, 27(4), 442–445. (<https://doi.org/10.1021/je00030a022>)

³³ SIEBTECHNIK, Centrifuges Delivery Program. Catàleg

- ³⁴Eguia, M. (1989) *Diseño de un secador rotatorio continuo*, Universidad Autónoma Metropolitana. ([CARACTERIZACION DE CAOLINES Y DISEÑO DE UN SECADOR ROTATORIO CONTINUO \(uam.mx\)](http://www.uam.mx))
- ³⁵Mesa, M. Y. (2020, 14 junio). *Diseño de un secador industrial tipo cilindro rotatorio para granos*. Scielo. (http://scielo.sld.cu/scielo.php?pid=S2071-00542020000300062&script=sci_arttext&lng=es)
- ³⁶Londoño, C. A. E. (2006). *Diseño óptimo de ciclones* | *Revista Ingenierías*. Revista Ingenierías. (<https://revistas.udem.edu.co/index.php/ingenierias/article/view/239>)
- ³⁷Payper. *Sistemas de llenado de sacos FIBC y octabines*. Catàleg.
- ³⁸¿Qué norma legal exige el suministro de agua potable en los lugares de trabajo? (2020, 31 diciembre). DT - Consultas. (<https://www.dt.gob.cl/portal/1628/w3-article-60435.html>)
- ³⁹Culligan. *Descalcificadores Industriales*. Catàleg.
- ⁴⁰Culligan. *Descalcificador ULTRALINE HA 200-1400 y ULTRALINE HB 770-1550*. Catàleg.
- ⁴¹Grupo Beta. *Torres de refrigeración y condensadores evaporativos*. Ingemecanica.
- ⁴²Ministerio de Industria, Comercio y Turismo. *Guía Técnica Torres de Refrigeración. Ahorro y Eficiencia Energética en Climatización*.
- ⁴³Universidad Tecnológica Nacional. *Tablas de vapor de agua*.
- ⁴⁴ATTSU. *Calderas de vapor. Modelo H*. Catàleg.
- ⁴⁵ATTSU H Fabricantes *Caldera de vapor / Generador de vapor*. (2021). attsu. (<https://www.attsu.com/es/productos/calderas-de-vapor/combustible-liquido-y-gaseoso/modelo-hh.html>)
- ⁴⁶*Calderas industriales de aceite térmico*. (2021, 19 enero). Thermic Electric Solutions. (<https://ete.es/calderas-electricas/caldera-aceite-300c/>)
- ⁴⁷AquaForce® *enfriadora condensada por aire 30KAVZE/30KAVPZE*. (2020). Carrier. (<https://www.carrier.com/commercial/es/es/soluciones/enfriadoras/enfriadoras-aire-agua/30kavze-30kavpze/>)
- ⁴⁸AquaForce® *enfriadora condensada por aire 30XBE-30XBP*. (2020). Carrier. (<https://www.carrier.com/commercial/es/es/soluciones/enfriadoras/enfriadoras-aire-agua/30xbe-30xbp/>)
- ⁴⁹Manualslib.com. (2020). *Carrier AquaForce 30XB series Installation, Operation And Maintenance Instructions (Page 27 of 70) | ManualsLib*. Carrier. (<https://www.manualslib.com/manual/1486110/Carrier-Aquaforce-30xb-Series.html?page=27#manual>)



⁵⁰Aalco, *Stainless Steel Tubular Products*. Catàleg.

⁵¹Walas, S.M. *Chemical Process Equipment*. Butterworth-Heinemann Series in Chemical Engineering, USA, 1990.

