

ESCOLA POLITÈCNICA SUPERIOR D'ENGINYERIA DE MANRESA

**Departament
d'Enginyeria Minera, Industrial i TIC**



TREBALL FINAL DE GRAU

Recuperació de dissolvents



Autor: Rubén Pamplona Llanos

Tutora: Anna Bonsfills Pedrós

Titulació: Grau en Enginyeria Química

MANRESA, 7 de Juliol de 2017

Agraïments

Un cop finalitzat el projecte final de grau vull agrair a totes les persones que han ajudat a que sigui possible la seva realització.

En l'àmbit personal, vull agrair amb molt d'èmfasi a la meva família, però en especial a la meva parella, l'Elena Guillamón la qual ha estat al meu costat en tot moment, donant-me suport als moments més fluixos i per sobre de tot, creient en mi.

També vull agrair als meus pares els quals han aconseguit que sigui la persona que sóc avui en dia i que seré en un futur, i m'han donat suport i els medis en totes les meves necessitats com a estudiant, a més, d'haver cregut en mi all llarg de la meva vida en tot el que feia.

Per últim, vull agrair a la meva tutora del projecte, l'Anna Bonsfills, tot el suport que m'ha donat al llarg de tot el projecte, ajudant-me, aconsellant-me i guiant-me per fer possible la finalització del projecte.

Resum

En aquest treball es realitza una recuperació d'un o més dissolvents a través del mètode més assequible econòmicament. Per començar, es fa una explicació teòrica del que és una destil·lació flash i fraccionada. Es continua, explicant quin és l'estat inicial dels dissolvents i quines empreses treballen en la seva recuperació, actualment, a Catalunya, a més, s'explica com és la mescla de dissolvents tractats, les seves propietats físiques més característiques i les perillositats que tindran els components d'aquesta mescla. Es complementa la teoria amb un diagrama de flux, que és el conjunt de la planta, per poder realitzar els càlculs de dimensionat, de composicions i tèrmics. Per acabar, es mostra una valoració econòmica del treball per al seu desenvolupament.

Abstract

In this project, a recovery of one or more solvents is made through the most economically affordable method. It begins with a theoretical explanation of flash and fractional distillation, followed by the discussion of the initial state of the solvents and the companies which are working on their recovery in Catalonia. A description of how the mixture of solvents is treated, their physical characteristic properties and the hazards of the components of this mixture is also provided. The theory is complemented with a flow diagram of the whole plant, to be able to perform the dimension, composition and thermal calculations. Finally, an economic evaluation of the plant for its development is shown.

Índex

1. Introducció	3
2. La destil·lació a la indústria	4
2.1. Equilibri líquid-vapor	4
2.1.1. Mescla binària i multicomponent ideal	5
2.1.2. Mescla binària i multicomponent real	7
2.1.3. Coeficient d'activitat	8
2.1.4. Azeòtrops	9
2.2. Destil·lació flash multicomponent	13
2.3. Destil·lació fraccionada multicomponent	16
2.4. Intercanviadors de calor de carcassa i tubs.....	21
3. Recuperació de dissolvents	25
3.1. Empreses que treballen en la recuperació de dissolvents a Catalunya	26
4. Estat de l'art	29
5. Objectius.....	30
6. Mescla de dissolvents a estudiar	30
7. Simulació amb Aspen Hysys	33
7.1. Utilitat de la simulació en aquest projecte.....	35
8. Proposta de procés industrial per separar la mescla de dissolvents	36
8.1. Treball previ	36
8.2. Proposta final de la planta.....	38
8.3. Explicació detallada de la planta.....	40
9. Càlcul del dimensionat dels equips	45
9.1. Dimensionat del separador flash	45
9.2. Dimensionat de la columna de fraccionament.....	46
9.3. Dimensionat dels intercanviadors de calor	48
9.3.1. Intercanviador de calor abans del separador flash	48
9.3.1.1. Descripció de l'intercanviador	48
9.3.1.2. Dimensionat de l'intercanviador.....	49
9.3.2. Intercanviador de calor com a calderí de la columna.....	56

9.3.2.1. Descripció de l'intercanviador	56
9.3.2.2. Dimensionat de l'intercanviador.....	57
9.3.3. Intercanviador de calor com a condensador de la columna.....	64
9.3.3.1. Descripció de l'intercanviador	64
9.3.3.2. Dimensionat de l'intercanviador.....	65
9.4. Altres equips	70
9.4.1. Tanc d'emmagatzematge.....	70
9.4.2. Canonades	71
9.4.3. Vàlvula reductora de pressió.....	75
9.4.4. Bomba centrífuga	76
10. Valoració econòmica	77
11. Resum de resultats.....	83
12. Conclusions	86
13. Treball futur	87
14. Índex de figures.....	88
15. Índex de taules	90
16. Bibliografia	91
17. Annex.....	93
17.1. Plànols	93

1. Introducció

En aquest treball es realitza una recuperació d'un o més dissolvents a través del mètode més assequible econòmicament. Per començar, es fa una explicació teòrica del que és una destil·lació flash i fraccionada. Es continua, explicant quin és l'estat inicial dels dissolvents i quines empreses treballen en la seva recuperació, actualment, a Catalunya, a més, s'explica com és la mescla de dissolvents tractats, les seves propietats físiques més característiques i les perillositats que tindran els components d'aquesta mescla. Es complementa la teoria amb un diagrama de flux, que és el conjunt de la planta, per poder realitzar els càlculs de dimensionat, de composicions i tèrmics. Per acabar, es mostra una valoració econòmica del treball per al seu desenvolupament.

2. La destil·lació a la indústria

La destil·lació és una operació unitària de separació per a diferents substàncies dins d'una mescla líquida, a través de la volatilitat i condensació selectiva dels components de la mescla. Es basa en la propietat física del punt d'ebullició de cada substància, ja que aquesta és una propietat intensiva i no varia en funció de la massa o el volum però sí de la pressió. El procediment tracta d'escalfar la mescla fins que el component més volàtil comenci a evaporar-se i passa a través d'un condensador que el refreda i el liqua de nou.

Aquesta operació s'aplica en tots els nivells industrials de producció, des d'aplicacions en indústria farmacèutica i de química fina, fins a la indústria del petroli i producció a gran escala.

Les tècniques de destil·lació més importants per a la separació són:

- Destil·lació flash
- Destil·lació diferencial
- Destil·lació industrial o rectificació

En aquest treball s'utilitzarà per tractar la mescla de dissolvents la tècnica de destil·lació flash i la destil·lació fraccionada.

2.1. Equilibri líquid-vapor

És necessari saber les composicions dels elements a destil·lar per poder dur a terme la separació dels components líquids a través de la destil·lació, per això, s'ha de saber les relacions d'equilibri líquid-vapor. Aquestes dades d'equilibri estan representades per la relació de mols de vapor i de líquid a una temperatura determinada, també aquest equilibri pot ser estudiat a partir de les pressions de vapor dels components.

Aquest equilibri es basa en la llei de Raoult, que estableix que la relació entre la pressió de vapor de cada component en una solució ideal depèn de la pressió de vapor de cada component individual i de la fracció molar d'aquests en la solució; però si la mescla no es tracta com a ideal, aquesta llei s'ha de modificar afegint el coeficient d'activitat de cada component. Quan es tracta d'un gas, aquestes equacions no serveixen i s'ha de recórrer a la llei de Dalton de les pressions parcials. En el cas que el comportament del gas no s'adeqüi a un comportament ideal, cal emprar models per al fase gas més encarats a un comportament no ideal, com pot ser el model de Van der Waals, de Redlich-Kwong, Virial, de Peng-Robinson, Estats corresponents, etc.

2.1.1. Mescla binària i multicomponent ideal

Partint de la llei Raoult, per construir un equilibri líquid-vapor es necessita la relació entre la pressió de vapor d'un component de la mescla i la fracció molar d'aquest en la solució:

$$P_A = P_A^\circ \cdot x_A$$

On:

P_A → és la pressió parcial per al component A

P_A° → és la pressió de vapor per al component A

x_A → fracció molar en la fase líquida per al component A

En una mescla binària, distingim els 2 components de la manera que el component més volàtil serà el A i el component menys volàtil serà el B. Tornant a la llei de Raoult i sabent la pressió total del sistema podem arribar a obtenir una equació per trobar la fracció molar del component més volàtil en la part líquida:

$$P = P_A^\circ \cdot x_A + P_B^\circ \cdot x_B$$

On:

P → Pressió del sistema

P_B° → és la pressió de vapor per al component B

x_B → fracció molar en la fase líquida per al component B

$$P = P_A^\circ \cdot x_A + P_B^\circ \cdot x_B \cdot (1 - x_A)$$

$$P = P_A^\circ \cdot x_A + P_B^\circ - P_B^\circ \cdot x_A$$

$$P = x_A(P_A^\circ - P_B^\circ) + P_B^\circ$$

$$x_A = \frac{P - P_B^\circ}{P_A^\circ - P_B^\circ} \quad (1)$$

Quan es tracta d'un gas, aquestes equacions no serveixen i s'ha de recórrer a la llei de Dalton de les pressions parcials. Aquesta llei estableix que la pressió d'una mescla de gasos, que no reaccionen químicament, és igual a la suma de les pressions parcials que exerciria cadascun d'ells si només ocupés tot el volum de la mescla, sense variar la temperatura. La llei de Dalton és molt útil quan desitgem determinar la relació que existeix entre les pressions parcials i la pressió total d'una mescla. Es pot fer una definició de la teoria on la pressió d'una mescla de gasos pot expressar-se com una suma de pressions mitjançant:

$$P_A = P \cdot y_A$$

On:

y_A → composició molar a la fase vapor

Per a una mescla binària:

Així, per a pressions de baixes a moderades i es considera la idealitat de la fase líquida, l'equació original de Raoult es modifica a:

$$P \cdot y_A = P_A^\circ \cdot x_A \quad (2)$$

A partir d'aquestes equacions es pot formar el que es diu un diagrama d'equilibri líquid-vapor, el qual descriu la distribució d'una de les espècies químiques entre la fase gas i la fase líquid, tot en fracció molar, com es pot veure en la figura 1.

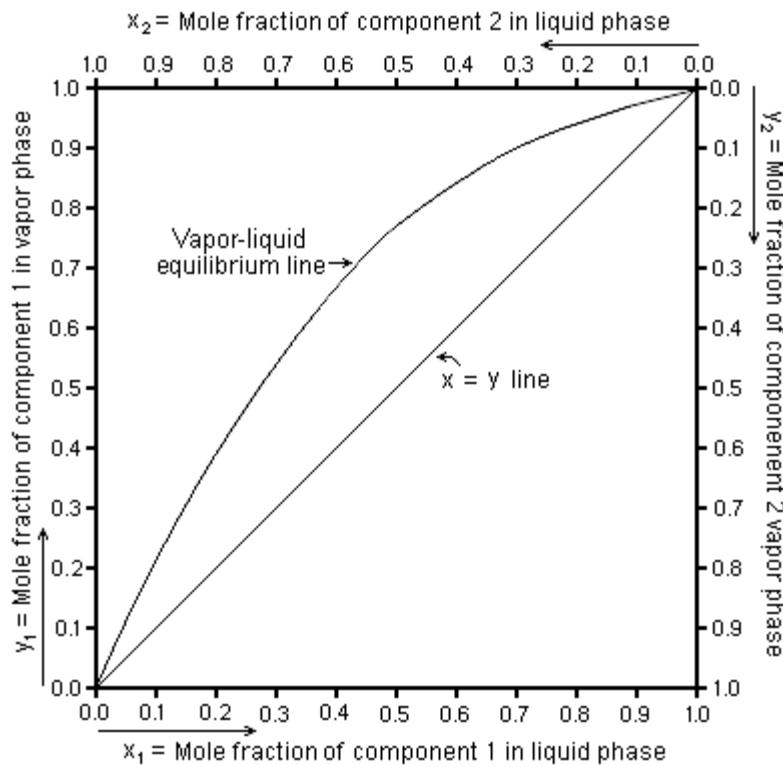


Figura 1: Diagrama d'equilibri d'una mescla binària. Font: Kister, Henry Z.

Per a una mescla multicomponent:

En canvi, per una mescla multicomponent ideal, les expressions de la llei de Raoult canvien i s'adapten al nombre de components existents en la mescla. Per una mescla multicomponent ideal, s'utilitzarà la següent:

$$\sum_{i=1}^c y_i P = \sum_{i=1}^c x_i P_i^{\circ} \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (3)$$

2.1.2. Mescla binària i multicomponent real

El terme d'equilibri ideal no és vàlid per a qualsevol sistema. Per a poder predir millor els equilibris liquid-vapor per a fluids amb un comportament no ideal, s'ha d'incloure una nova expressió, sent aquesta el coeficient d'activitat (γ_i) i aquest es defineix com la relació entre l'activitat del component "i" i una mesura convenient de la concentració.

Per a una mescla binària:

Afegint aquest terme a la equació de Raoult i considerant la no idealitat de la fase líquida, dona lloc a:

$$P \cdot y_A = \gamma_A \cdot P_A^{\circ} \cdot x_A \quad (4)$$

Aquesta equació rep el nom d'Equació de Raoult modificada, la qual prediu millor l'equilibri liquid-vapor.

Per a una mescla multicomponent:

Per una mescla multicomponent real o no ideal, l'equació de Raoult modificada canvia i s'adapta al nombre de components existents en la mescla. De baixes a moderades pressions i a temperatures fora del punt crític, l'equilibri líquid-vapor per a una mescla multicomponent pot expressar-se com:

$$\sum_{i=1}^c y_i P = \sum_{i=1}^c \gamma_i x_i P_i^{\circ}, \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (5)$$

On:

$\gamma_i \rightarrow$ coeficient d'activitat

2.1.3. Coeficient d'activitat

La desviació de la idealitat de la fase líquida pot descriure a través dels coeficients d'activitat. El coeficient d'activitat és un número que expressa el factor d'activitat químic en una substància i va lligat amb la seva concentració molar. Aquest coeficient serveix per comprovar quan una substància o mescla, no segueix un comportament ideal, es a dir, és una mesura de la no idealitat d'una mescla i canvia tant amb la temperatura com amb la composició.

Per a poder calcular aquest coeficient, no hi ha una equació d'estat general en mescles líquides, no obstant, es pot partir de l'Equació d'entalpia lliure d'excés, la qual és la següent:

$$G^E = \sum_{i=1}^c x_i RT \ln \gamma_i \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (6)$$

On:

G^E → És l'entalpia lliure o energia de Gibbs

R → És la constant dels gasos ideals

T → Temperatura

γ_i → Coeficient d'activitat

x_i → Concentració molar

L'energia lliure de Gibbs dóna la condició d'equilibri i d'espontaneïtat per a una reacció química:

$$G^E = H^E - TS^E$$

On:

H^E → Entalpia

S^E → Entropia del sistema

A partir d'aquestes dos equacions, molts autors han treballat en diferents tipus d'equacions per a poder calcular el coeficient d'activitat per a molts tipus de mescles i casos concrets.

Alguns autors com Margules, Van Laar, Scatchard, Hildebrand i Hamer, van desenvolupar equacions de l'entalpia lliure molar d'excés suposant nul·la l'entropia molar d'excés. Altres autors com Flory i Huggins, van desenvolupar equacions per la entalpia molar d'excés suposant nul·la la entalpia molar d'excés.

Per últim, altres autors com Wilson, Renon, Prausnitz i Abrams, van desenvolupar equacions de la entalpia lliure molar d'excés per a mescles reals més apartades de la idealitat en les que tant l'entalpia molar d'excés com l'entropia molar d'excés poguessin ser diferents de zero.

Aquest treball es centra en un model calculat amb l'equació de Margules, on aquesta equació va ser la primera representació de la discrepància d'entalpia desenvolupada. Existeix una família d'aquestes equacions anomenades "de sufix doble" i "de sufix triple"; expressions associades a si l'equació que descriu la discrepància d'energia lliure és quadràtica o cúbica en la variable fracció molar en cada cas. La més usada és la de sufix triple amb dues constants i per a un sistema binari:

$$\ln\gamma_1 = Ax_2^2 + Bx_2^3, \quad \ln\gamma_2 = Ax_1^2 + 1,5Bx_1^2 - Bx_1^3$$

On:

A i B → Coeficients que es troben tabulats (Perry, 6^a edició).

x1 i x2 → Fracció molar del component 1 i 2.

Per a mescles multicomponent de n components:

$$RT \ln\gamma_k = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n \left(A_{ik} - \frac{1}{2} A_{ij} \right) x_i x_j \quad i = 1, 2, \dots, n; j = 1, 2, \dots, m \quad (7)$$

On:

A_{ik} i A_{ij} → Constants de Margules.

x_i i x_j → Fracció molar del component "i" i "j" respectivament.

R → Constant del gasos.

T → Temperatura.

2.1.4. Azeòtrops

El terme azeòtrop significa "no bullir per cap mitjà", i indica una mescla de dos o més components on les composicions de vapor i líquid d'equilibri són iguals a una pressió i temperatura donades. Més específicament, el vapor té la mateixa composició que el líquid i la mescla bull a una temperatura d'ebullició diferent a la dels components purs.

Els azeòtrops de vegades s'han confós amb components individuals perquè bullen a una temperatura constant, no obstant això, per un azeòtrop, una variació en la pressió canvia no només la temperatura d'ebullició, sinó també la composició de la mescla, i això fàcilment ho distingeix d'un component pur. Hi ha dos tipus d'azeòtrops, els d'ebullició màxima i els d'ebullició mínima, com es pot veure a la figura 2.

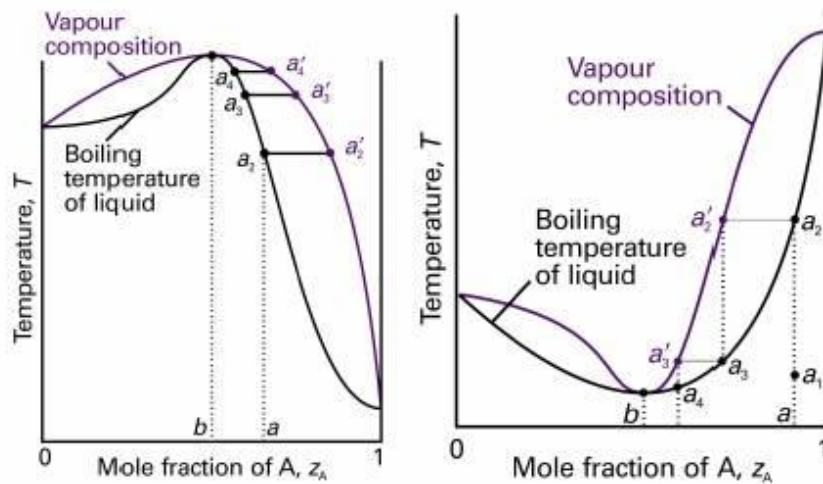


Figura 2: La primera imatge correspon a un azeòtrop d'ebullició màxima i la segona imatge correspon a un azeòtrop d'ebullició mínima. Font: López Cornejo, P.

Uns exemples d'azeòtrops d'ebullició mínima són l'azeòtrop format pel metanol i l'acetona, mostrat a la figura 3, on el seu punt d'ebullició està a 55,5°C a pressió d'una atmosfera, i té una composició del 88% en acetona, a més de l'azeòtrop format pel metanol i cloroform, mostrat a la figura 4, on el seu punt d'ebullició està a 53,6 °C a pressió d'una atmosfera, i té una composició del 65% en cloroform.

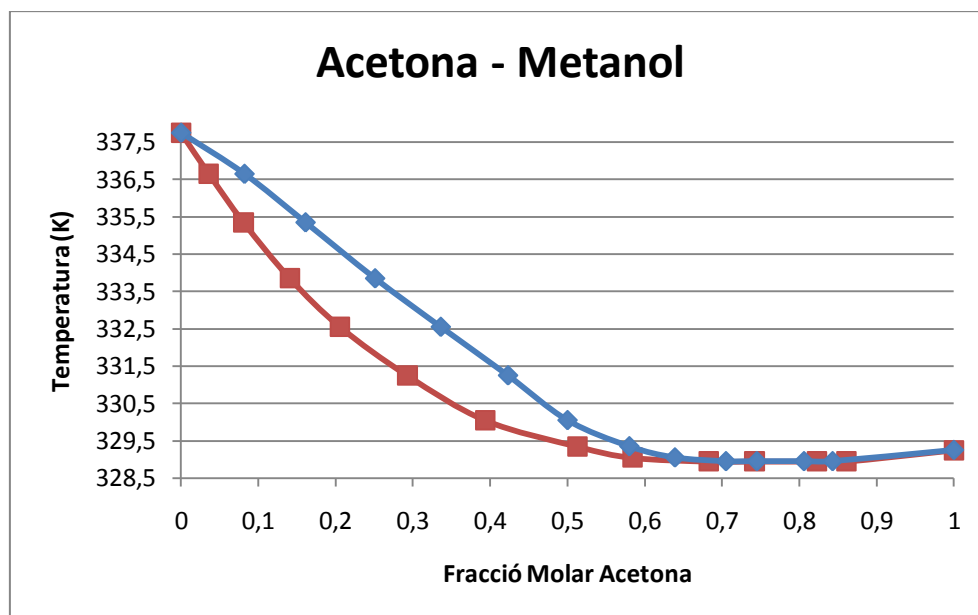


Figura 3: Diagrama líquid-vapor acetona – metanol. Font: Elaboració pròpia amb Excel.

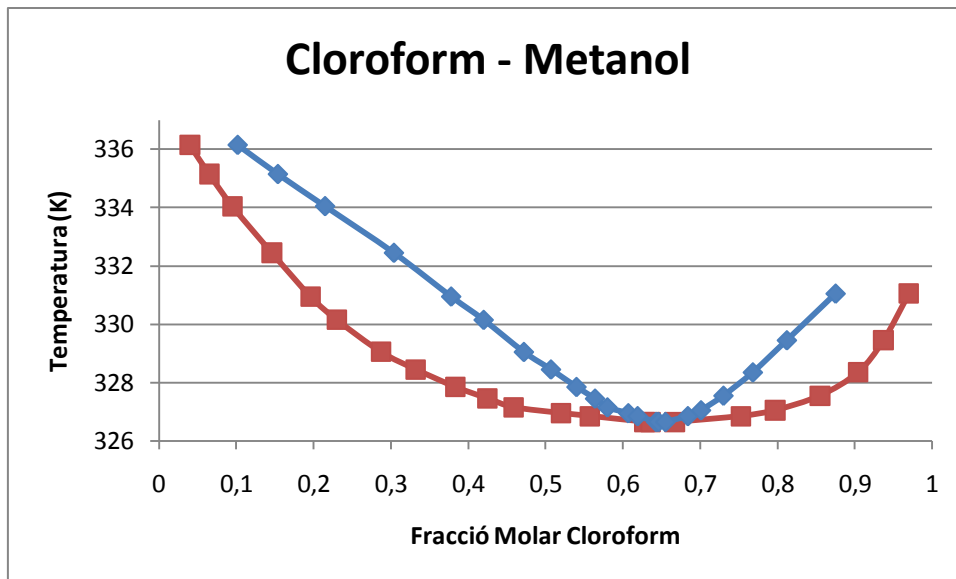


Figura 4: Diagrama líquid-vapor cloroform – metanol. Font: Elaboració pròpia amb Excel.

Un exemple d'azeòtrop d'ebullició màxima és l'azeòtrop format pel cloroform i l'acetona, mostrat a la figura 5, on el seu punt d'ebullició està a 65,5°C a pressió d'una atmosfera, i té una composició del 35% en acetona.

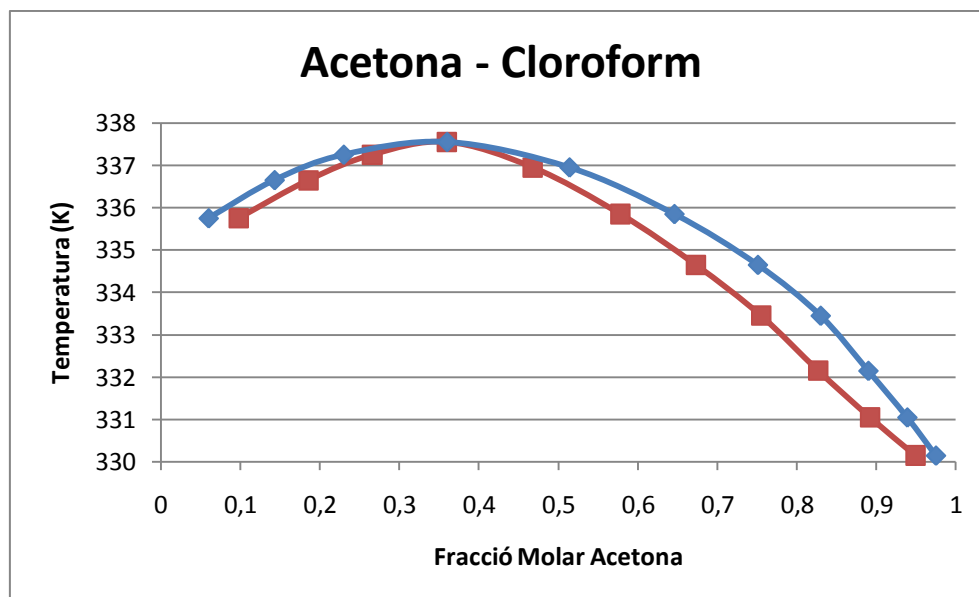


Figura 5: Diagrama líquid-vapor acetona – cloroform. Font: Elaboració pròpia amb Excel.

En els punts azeotròpics, la fase líquida i la seva fase de vapor d'equilibri tenen la mateixa composició $x = y$.

Un exemple d'azeòtrop binari és la mescla d'etanol i aigua, que forma un azeòtrop per a una concentració del 96 % en pes d'alcohol, que bull a una temperatura de 78,2 °C. Amb una destil·lació simple s'obté un alcohol amb aquesta concentració, però per aconseguir un compost més pur es necessita utilitzar recursos especials com una destil·lació fraccionada.

Les regles pels azeòtrops positius i negatius s'apliquen a tots els casos discutits fins ara. Però hi ha alguns casos que no encaixen en les categories de azeòtrops positius o negatius. Un dels azeòtrops ternaris és el format per 30% d'acetona, 47% de cloroform i 23% de metanol, que bull a 57,5°C, com es mostra a la figura 6 i figura 7 aquesta temperatura d'ebullició del azeòtrop. Cada parell d'aquests constituents forma un azeòtrop binari, però el cloroform / metanol i l'acetona / metanol formen tots dos azeòtrops positius mentre que el cloroform / acetona forma un azeòtrop negatiu, com es pot veure a la figura 6. L'azeòtrop ternari resultant no és ni positiu ni negatiu. El seu punt d'ebullició se situa entre els punts d'ebullició de l'acetona i el cloroform, per la qual cosa no és un punt d'ebullició màxim ni mínim. Aquest tipus de sistema es denomina un azeòtrop "saddle". Només els sistemes de tres o més constituents poden formar aquest tipus d'azeòtrops.

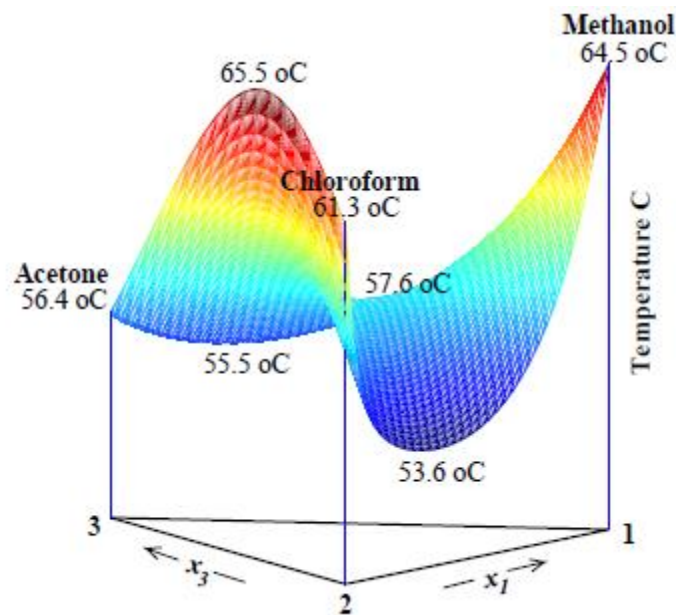


Figura 6: Comportament azeotròpic complex d'una mescla ternària, formant tres azeòtrops binaris i un azeòtrop ternari "saddle" a pressió atmosfèrica. Font: Hilmen, E.

La figura 7 mostra una visió a dos dimensions de la mescla ternària formada per acetona, cloroform i metanol, i els seus azeòtrops resultants.

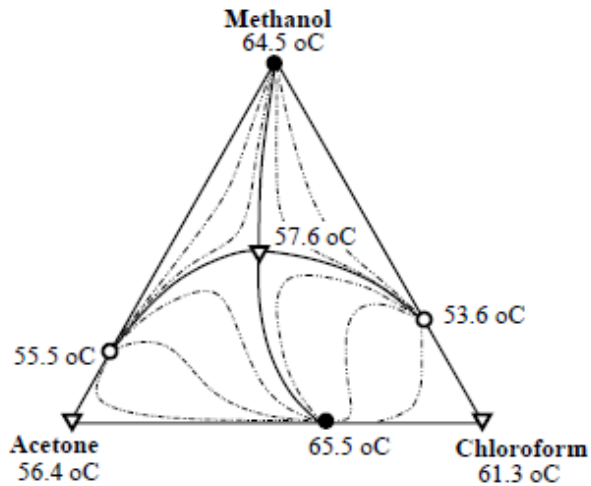


Figura 7: Versió 2D per a la mescla de la figura 4. Font: Hilmen, E.

2.2. Destil·lació flash multicomponent

És un tipus d'operació unitària de separació que ocorre quan un líquid saturat s'introdueix en un tanc de separació a menor pressió en dos estats, un vapor i un líquid, com podem veure a l'esquema de la figura 8, però abans d'introduir el líquid en el separador flash, normalment s'escalfa mitjançant un intercanviador de calor per augmentar la seva temperatura. Aquesta tècnica es pot utilitzar tant en mescles binàries com en mescles multicomponents, tot i que, s'utilitza més en les últimes.

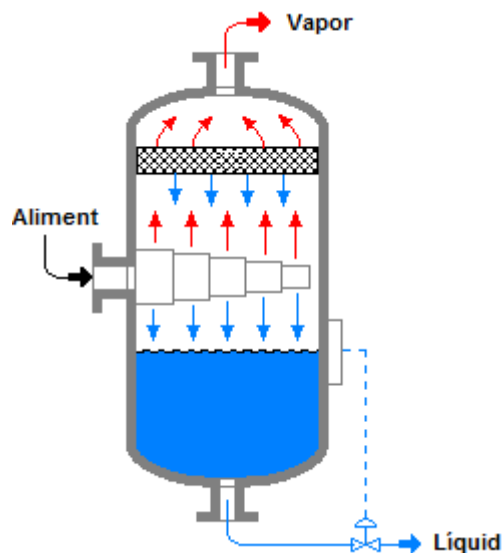


Figura 8: Esquema del separador flash. Font: Mbeychok.

És una tècnica que s'utilitza en moltes indústries al ser econòmica, la qual només necessita una vàlvula adequada per realitzar la reducció brusca de pressió. En aquest treball, s'utilitzarà la destil·lació flash com a tractament previ a la destil·lació en columna, per a una millor separació final.

Relacions d'equilibri liquid-vapor:

En aquest apartat s'explicarà la metodologia de càlcul dels destil·ladors flash. Per realitzar el càlcul en una mescla multicomponent no ideal, es disposa de l'equació de Raoult modificada (5), ja enunciativa anteriorment que relaciona les fraccions molars de la fase vapor i la fase líquida:

$$\sum_{i=1}^c y_i P = \sum_{i=1}^c \gamma_i x_i P_i^{\circ} , \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (5)$$

Balanc de matèria:

Plantejant balanços de matèria total i per al component "i", s'obté:

$$F = L + V \quad (8)$$

$$F x_{oi} = L x_i + V y_i \quad (9)$$

On:

F → Cabal d'entrada

L → Cabal de líquid

V → Cabal de vapor

x_{oi} → Fracció molar inicial del component "i"

A més, s'ha de complir la condició:

$$\sum_{i=1}^c x_i = 1 \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (10)$$

$$\sum_{i=1}^c y_i = 1 \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (11)$$

A la figura 9 es mostra un esquema d'aquesta destil·lació. A la pressió P i temperatura T, F mols de mescla d'aliment de composició x_{oi} es separen en L mols de líquid de composició x_i i V mols de vapor de composició y_i .

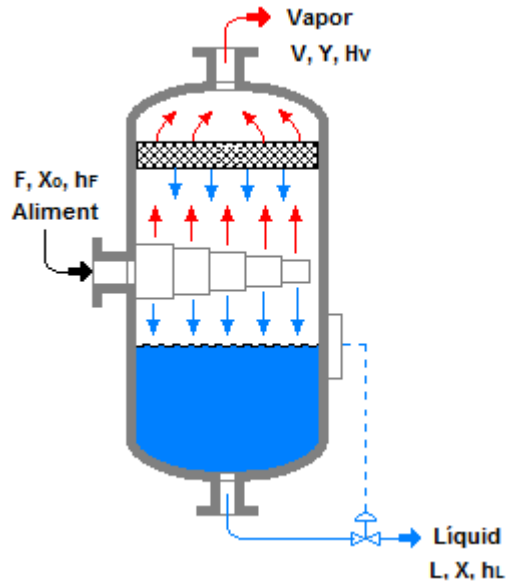


Figura 9: Esquema de la destil·lació flash. Font: Mbeychok.

Balanç d'energia:

El balanç d'energia ve determinat per la següent equació:

$$Q + Fh_F = Lh_L + VH_V \quad (12)$$

On:

$Q \rightarrow$ Calor afegit al sistema

$h_F \rightarrow$ Entalpia molar d'alimentació

$h_L \rightarrow$ Entalpia molar del líquid

$H_V \rightarrow$ Entalpia molar del vapor

Les entalpies molars de la mescla líquida d'alimentació i de les dues fases que s'originen poden expressar-se de la següent forma:

- L'alimentació:

$$h_F = \sum_{i=1}^c x_{0i} (\overline{Cp}_i (T_F - T_{ref})) \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (13)$$

On:

$\overline{Cp}_i \rightarrow$ Calor específica mitjana del líquid

$T_F \rightarrow$ Temperatura de l'aliment

$T_{ref} \rightarrow$ Temperatura de referència

- El líquid:

$$h_L = \sum_{i=1}^C x_i (\overline{Cp}_i (T - T_{ref})) \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (14)$$

- El vapor:

$$H_V = \sum_{i=1}^C y_i (\overline{Cp}_i (T_{eb,i} - T_{ref}) + \lambda_{i,Teb} + \overline{Cv}_i (T - T_{eb,i})) \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (15)$$

On:

$\lambda_{i,Teb}$ → Calor latent de vaporització

\overline{Cv}_i → Calor específica mitjana del vapor

2.3. Destil·lació fraccionada multicomponent

És un procés físic utilitzat en química per separar mescles de líquids mitjançant la calor, i amb un ampli intercanvi calorífic i màssic entre vapors i líquids. S'utilitza quan és necessari separar solucions de substàncies amb punts d'ebullició diferents però propers. Aquesta tècnica es pot utilitzar tant en mescles binàries com en mescles multicomponents, tot i què, s'utilitza més en les últimes.

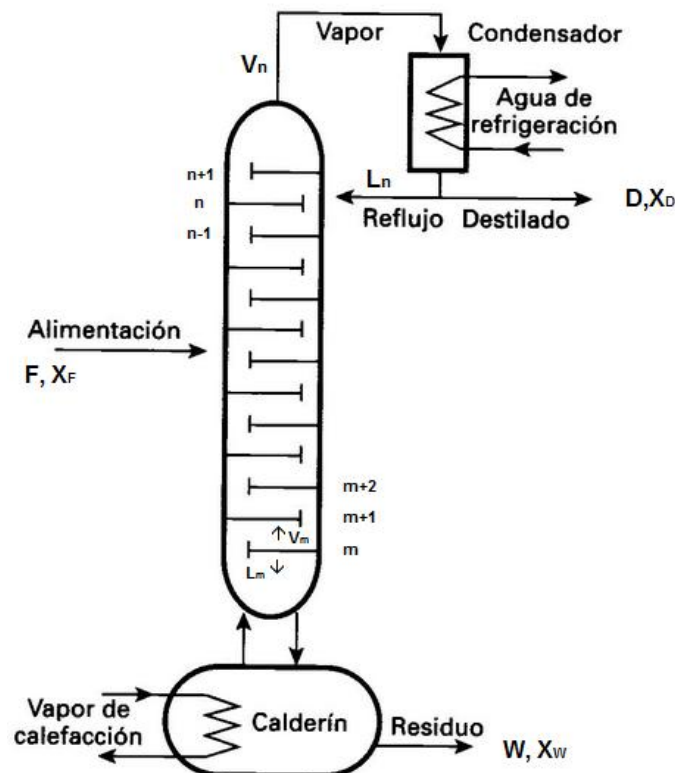


Figura 10: Esquema del equip de destil·lació fraccionada per una mescla binària. Font: Fredy Galindez, J.

En escalfar-se la mescla, la substància de menor punt d'ebullició s'evaporarà primer, i part de les altres substàncies s'evaporaran al mateix temps. La primera substància es refreda i es condensa de nou en el calderí. Aquest líquid s'escalfa després gradualment pels altres vapors ascendent fins a vaporitzar-se de nou. No obstant això, la composició d'aquest nou vapor no és la mateixa que en el vapor inicial: és més concentrada en el component més volàtil. A causa de les successives condensacions i evaporacions que sofreix la substància més volàtil, en arribar al condensador aquesta es condensarà primer pràcticament en la totalitat. A la figura 10, es pot veure un esquema del funcionament d'una columna.

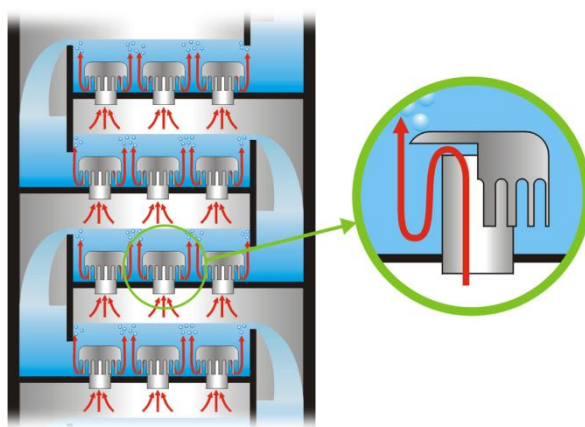


Figura 11: Esquema de funcionament d'una columna de destil·lació de plats amb campanes. Font: Chiesa L.

La columna que s'utilitza amb més freqüència és l'anomenada torre de bombolleg, en la qual les plaques estan disposades horitzontalment, separades uns centímetres, i els vapors ascendent pugen per unes càpsules de bombolleg a cada placa, on bombollegen a través del líquid. Les plaques estan escalonades de manera que el líquid flueix d'esquerra a dreta en una placa, després cau a la placa de sota i allí flueix de dreta a esquerra, com podem observar a la figura 11.

La interacció entre el líquid i el vapor pot ser incompleta a causa de que es pot produir escuma i arrossegament, de manera que part del líquid sigui transportada pel vapor a la placa superior. En aquest pas, pot ser necessària una placa més a part de les teòriques. Un equivalent barat de la torre de bombolleg és l'anomenada columna de rebliment, en la qual el líquid flueix cap avall sobre una pila d'anells ceràmics o de vidre.

Selecció dels components clau:

Els components que sí tenen recuperació en el destil·lat i en el residu es diuen *components clau*. El més volàtil dels components en el residu és diu, *clau lleuger (LK - light key)*, el menys volàtil en el destil·lat és diu *clau pesat (HK - heavy key)* i els altres components se'ls diu *no claus (NK - non-key)*.

Posaré com a exemple, la mescla d'aquest treball on l'acetona té el menor punt d'ebullició i el metanol el major punt d'ebullició.

- Acetona → LK
- Cloroform → NK
- Metanol → HK

Relacions d'equilibri liquid-vapor:

En aquest apartat s'explicarà la metodologia de càlcul de la destil·lació fraccionada. Per realitzar el càlcul en una mescla multicomponent no ideal, es disposa de l'equació de Raoult modificada (5), ja enunciativa anteriorment que relaciona la fase vapor i la fase líquida:

$$\sum_{i=1}^c y_i P = \sum_{i=1}^c \gamma_i x_i P_i^{\circ} , \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (5)$$

Balanc de matèria:

Plantejant balanços de matèria total i per al component "i", s'obté:

$$F = W + D \quad (16)$$

$$F x_{oi} = W x_i + D y_i \quad (17)$$

On:

F → Cabal d'entrada

W → Cabal de líquid

D → Cabal de vapor

A més, s'ha de complir la condició:

$$\sum_{i=1}^c x_i = 1 \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (10)$$

$$\sum_{i=1}^c y_i = 1 \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (11)$$

Mètode Lewis-Matherson:

Aquest mètode, és un mètode de càlcul aproximat de columnes, on una condició indispensable és que tant el cabal de líquid com el cabal de vapor siguin constants.

La raó de reflux externa, es pot definir com el quocient entre el cabal de reflux i el cabal de destil·lat, i aquesta ve donada per:

$$Re = \frac{L_n}{D} \quad (18)$$

On:

L_n → Cabal de reflux.

A més, s'ha de complir:

$$V_n = L_n + D \quad (19)$$

$$L_m = L_n + Fq \quad (20)$$

$$V_m = V_n + F(q - 1) \quad (21)$$

On:

V_n → Corrent que entra al condensador.

L_m → Corrent líquida al plat m

q → Calor necessària per vaporitzar 1 Kmol d'aliment entre l'entalpia de vaporització.

V_m → Corrent que entra al plat m+1

A continuació s'ha de seleccionar la q en funció del tipus d'aliment que entra a la columna:

Taula 1: Coeficient q per a cada tipus d'aliment.

Tipus d'aliment	q
Líquid fred	$q > 1$
Líquid saturat	$q = 1$
Líquid-Vapor	$0 < q < 1$
Vapor saturat	$q = 0$
Vapor sobreescalfat	$q < 0$

Un cop escollit el tipus d'aliment s'ha d'establir la relació de la zona superior per a cada component:

$$y_n = \frac{L_n}{V_n} x_{n+1} + \frac{D}{V_n} x_{Di} \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (22)$$

Tot seguit, s'ha d'establir la relació de la zona inferior per a cada component:

$$y_m = \frac{L_m}{V_m} x_{m+1} - \frac{W}{V_m} x_{Wi} \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (23)$$

A partir d'aquest pas, s'ha de calcular els equilibris de cada component a cada plat partint del calderí, a partir de l'equació de la recta de la zona inferior, fins a obtenir una concentració superior en el líquid a la d'entrada de l'aliment del component clau lleuger. Quan s'arriba aquest cas, s'ha d'emprar la recta d'operació de la zona superior fins a obtenir una composició del component clau lleuger desitjada, llavors es dona per acabat el càlcul.

Càlcul analític de la raó mínima de reflux (R_m):

Mitjançant l'equació de Fenske-Underwood, es va deduir la raó mínima de reflux, sent:

$$R_m = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{x_{D,LK}}{x_{F,LK}} - \alpha \frac{x_{D,HK}}{x_{F,HK}} \right] \quad (24)$$

On:

$\alpha \rightarrow$ Volatilitat mitja

Càlcul analític del nombre mínim de plats (n):

Mitjançant l'equació de Fenske, es va deduir el nombre mínim de plats, sent:

$$n + 1 = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_W \right]}{\log \alpha} \quad (25)$$

2.4. Intercanviadors de calor de carcassa i tubs

El intercanviador de calor de carcassa i tubs és el més utilitzat en la indústria. Són uns equips dissenyats per transferir energia calorífica d'un fluid més calent a un fluid més fred. Es classifiquen pel nombre de vegades que passa el fluid per la carcassa i pel nombre de vegades que passa el fluid pels tubs. La transmissió de calor en aquests aparells és bàsicament per conducció i per convecció.

La característica principal dels intercanviadors de carcassa i tubs, es que estan formats per multitud de tubs situats a dintre d'una carcassa, per on circulen dos diferents corrents, un fluid per dintre de la carcassa i altre per dintre dels tubs. Els corrents es poden trobar en estat líquid o gasós i en el qual la transferència d'energia calorífica es produeix a través del area de pas de calor del conjunt dels tubs.

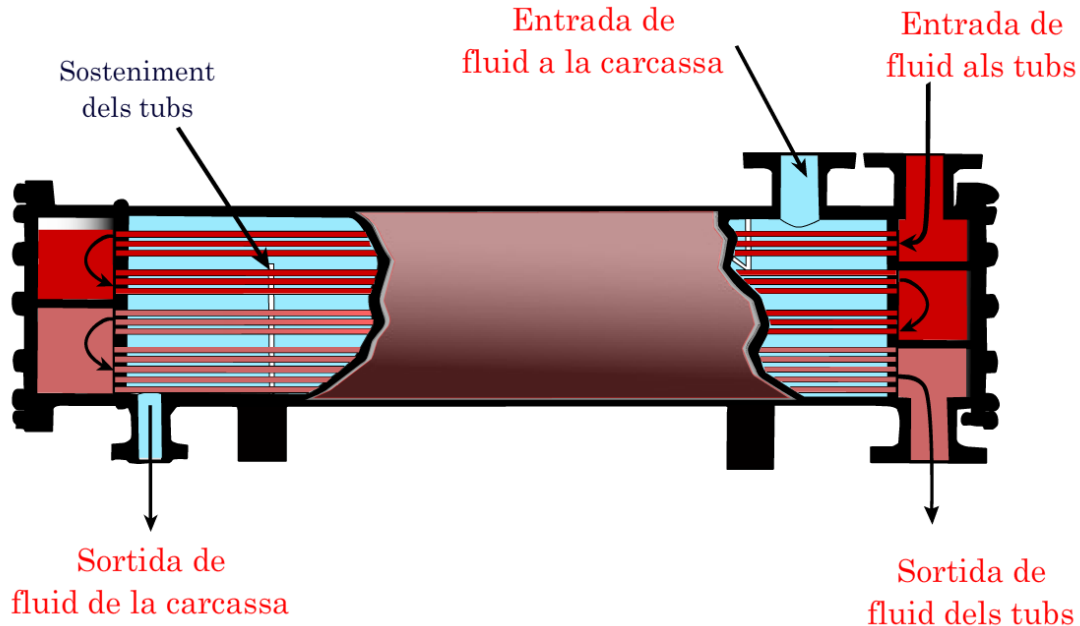


Figura 12: Intercanviador de calor de carcassa i tubs 1-4. Font: EPSEM.

Aquests intercanviadors estan estandarditzats per “The Tubular Exchanger Manufacturers Association”, més coneguda per TEMA. El TEMA és l’associació comercial de fabricants líders que han estat pioners en la investigació i en el desenvolupament del disseny d’intercanviadors de calor de carcassa i tubs, els quals van crear una normativa de disseny on es recull totes les característiques que ha de tenir un intercanviador de calor de carcassa i tubs, a més de les possibles combinacions. A la figura 12, es pot veure un esquema d’un intercanviador basat en les normes TEMA.

Els tubs que van per dintre de la carcassa són suportats per mitjà d’una placa deflectora perforada, representada a continuació en la figura 13.

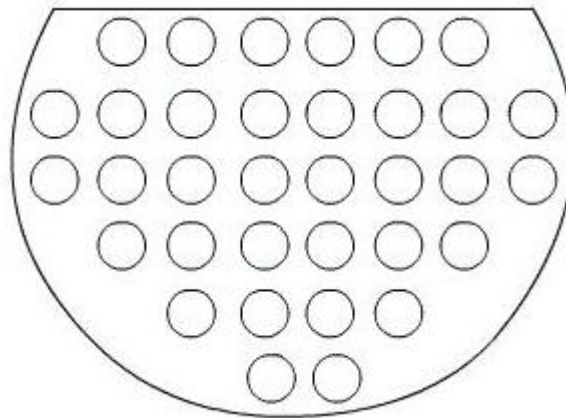


Figura 13: Placa deflectora d’un intercanviador de calor. Font: EPSEM.

Aquestes plaques deflectores són posades per generar un flux creuat i induir un mesclat turbulent en el fluid que va per la carcassa, la qual cosa millora l’intercanvi per convecció. Els tubs poden presentar diferents distribucions:

- **Ajust quadrat:** Aquesta configuració permet una millor neteja dels tubs. També fa que hi hagi una menor caiguda de pressió en el costat de la carcassa, com es pot veure en la figura 14.

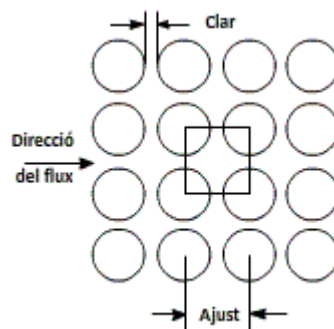


Figura 14: Ajust quadrat. Font: EPSEM.

- **Ajust quadrat girat:** Els avantatges d'aquesta distribució dels tubs són els mateixos que l'anterior ajust, com es pot veure en la figura 15.

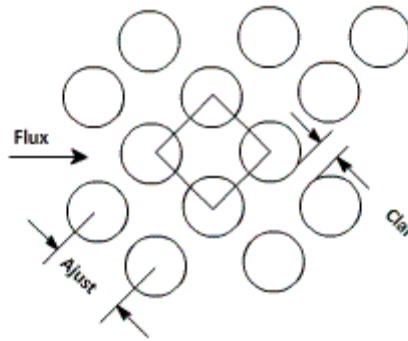


Figura 15: Ajust quadrat girat. Font: EPSEM.

- **Ajust triangular:** S'aconsegueix una major superfície de transferència de calor que amb l'ajust quadrat. Si la distància de centre a centre dels tubs és molt petita, no es pot netejar, com es pot veure en la figura 16.

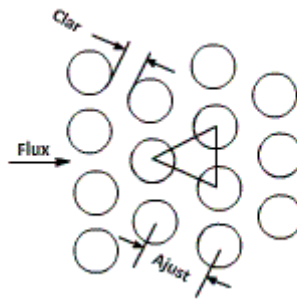


Figura 16: Ajust triangular. Font: EPSEM.

Disseny tèrmic:

En aquest apartat s'explicarà la metodologia de càlcul. En general, el fluid calent serà l'1 i el fluid fred serà el 2.

Primerament, es comença per el disseny tèrmic que és la part que correspon a analitzar tota la transferència de calor que s'efectua entre els dos fluids per tal que estigui dins de les condicions de treball.

A continuació s'explicaran les hipòtesis que s'utilitzaran en els models matemàtics dels intercanviadors de calor:

- 1- Es treballa amb règim estacionari.
- 2- La temperatura és en funció de la llargada.
- 3- ΔE cinètica és aproximadament 0 (Amb diàmetres de canonada iguals, tindrem velocitats iguals tota l'estona).

- 4- ΔE potencial és aproximadament 0 (Dóna igual si el tub es troba horitzontal o vertical).
- 5- La calor (q) de radiació és aproximadament de 0 (Materials no radiants i fluids no radiants).
- 6- Les propietats físiques dels fluids són constants amb la temperatura.
- 7- Els coeficients de convecció (h) no són funció de la temperatura.
- 8- Els coeficients globals de pas de calor (U) no són funció de la temperatura.
- 9- Es treballa amb condicions adiabàtiques (No hi ha intercanvi de calor amb l'entorn).

Per tal de dissenyar l'intercanviador de calor es seguiran els següents passos:

1. Decidir quin tipus d'intercanviador es vol.
2. Obtenir totes les dades físiques dels fluids (densitat, viscositat, capacitat calorífica, conductivitat tèrmica, etc).
3. Calcular els balanços de calor per als dos fluids i l'equació general:

$$q = W_1 C p_1 \Delta T_1 \quad (26)$$

$$q = W_2 C p_2 \Delta T_2 \quad (27)$$

$$q = U_0 A_0 \Delta T_{log} \quad (28)$$

On:

$W_1 \rightarrow$ Cabal màssic del fluid 1.

$W_2 \rightarrow$ Cabal màssic del fluid 2.

Cp_1 i $Cp_2 \rightarrow$ Capacitats calorífiques dels fluids 1 i 2.

$U \rightarrow$ Coeficient global de pas de calor.

$A_0 \rightarrow$ Àrea externa del tub interior

$\Delta_{log} \rightarrow$ Diferència de temperatura logarítmica.

4. Calcular el coeficient global de pas de calor:

$$U_0 = \frac{1}{\frac{D_0}{D_i h_i} + \frac{D_0}{2K} \ln \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_o}} \quad (29)$$

On:

$D_o \rightarrow$ Diàmetre extern.

$D_i \rightarrow$ Diàmetre intern.

$K \rightarrow$ Conductivitat tèrmica del material del tub.

$h_o \rightarrow$ Coeficients de convecció extern.

$h_i \rightarrow$ Coeficients de convecció intern.

5. Calcular la diferència de temperatura logarítmica:

$$\Delta T_{log} = \frac{(T_{1i} - T_{20}) - (T_{10} - T_{2i})}{\ln \frac{(T_{1i} - T_{20})}{(T_{10} - T_{2i})}} \quad (30)$$

On els subíndex "o" i "i" son referents a la sortida i entrada respectivament.

6. Calcular l'àrea de transferència requerida a partir de l'equació (28).

$$q = U_0 A_0 \Delta T_{log} \quad (28)$$

7. Determinar el nombre de tubs i la seva llargada:

$$A_0 = A_{0,tub} N_{tubs} \quad (31)$$

$$A_0 = \pi D_{0,tub} L_{tub} N_{tubs} \quad (32)$$

On:

$D_{0,tub}$ → Diàmetre interior

L_{tub} → Longitud dels tubs

N_{tubs} → Nombre de tubs

3. Recuperació de dissolvents

Avui en dia, l'ús de dissolvents en la indústria del nostre país s'ha vist incrementat respecte a anys anteriors. Molts dels processos o sistemes industrials requereixen dissolvents per a diferents usos. El Departament de Medi Ambient de la Generalitat de Catalunya estableix en 479.600 tones consumides per any, dins d'aquestes, 158.268 tones són utilitzades en pintures, tints i vernissos, l'any 2014 a Catalunya.

Els dissolvents són substàncies problemàtiques per al medi ambient. A Espanya les emissions de dissolvents al medi van patir un augment considerable entre els anys 1990 (377.00 tones a l'any) i el 2011 (486.000 tones). Anys després es coneix una reducció d'aquests components, segons dades del Ministeri d'Agricultura, Alimentació i Medi Ambient del Govern Espanyol, l'any 2013 van haver-hi 44.267 tones emeses, on 12.171 van ser a Catalunya.

Els dissolvents els trobem a l'aire, l'aigua i el sòl, per això mateix i per reduir la contaminació, s'ha de controlar els corrents destinats a ser residus que tinguin un o més dissolvents i evitar que arribin a l'exterior. Són compostos volàtils que quan s'evaporen passen directament al medi, molts d'ells tenen poca solubilitat en aigua, però són tan perillosos que una part mínima ja pot contaminar l'aigua.

La propietat més important dels dissolvents és la volatilitat i és aprofitada en molts dels seus usos. Per aquest motiu, la major part dels compostos orgànics han estat definits com a compostos orgànics volàtils (COV). Entre les característiques perilloses dels dissolvents, destaquen: l'alta pressió de vapor, inflamabilitat, explosius, volatilitat (ja comentada anteriorment) i toxicitat en algun d'ells.

Com ja s'ha comentat, per el risc tòxic cap al medi ambient, cal tenir seny i cura alhora de la gestió i minimització dels residus, en els casos que siguin possibles, especialment si es tracta de compostos orgànics halogenats. A més, els dissolvents com a residus s'han de tractar d'acord amb la legislació vigent a Catalunya, per tal de la seva regeneració i allargar-ne la vida útil.

L'utilització de dissolvents orgànics en segons quines activitats, té més risc de provocar emissions de COVs, els quals poden ser perjudicials per a la salut de les persones i el medi ambient. La Unió Europea i l'Estat Espanyol van aprovar la Directiva 1999/13/CE i el Reial Decret 117/2003 que afecten determinades activitats les quals utilitzen dissolvents en grans quantitats, amb l'objectiu de reduir aquestes emissions.

A més, hi ha una normativa a Catalunya que posa limitacions en la composició de determinats productes, per tal de minimitzar les emissions de COVs generades en la seva utilització, sent la Directiva 2004/42/CE, relativa a la limitació de les emissions de COVs derivades de l'ús de dissolvents orgànics en determinades pintures, vernissos i productes de renovació de l'acabat de vehicles, a més d'existir la seva equivalència a l'Estat espanyol, sent el Reial Decret 227/2006, de 24 de febrer, pel qual es complementa el règim jurídic sobre la limitació de les emissions de compostos orgànics volàtils de determinades pintures i vernissos i de productes de renovació de l'acabat de vehicles.

Hi ha molts mètodes per la recuperació de dissolvents però la principal és la destil·lació; la qual és una tècnica molt extensa en possibilitats i disposa de molta diversitat per dur a terme una recuperació en la majoria de tipus de mescla. Aquest treball es centra en aquesta tècnica degut a que és la més rentable per fer aquesta operació.

3.1. Empreses que treballen en la recuperació de dissolvents a Catalunya

Actualment hi ha sis empreses destinades a la recuperació de dissolvents, segons l'Agència de Residus de Catalunya, són les següents:

- **Aplicaciones Pulido Industrial, S.L.**

S'inclou aquesta empresa com una recuperadora de dissolvents, però no indica descripció de la mateixa i quins tipus de dissolvent recuperen. En una pàgina web de gestors de residus, es descriu la seva activitat com a reciclatge de residus no metàl·lics. A més, no disposen d'una pàgina web per a la consulta.

- **Befesa Gestión de Residuos Industriales, SL.**

Aquesta empresa es dedica a la gestió del tractament i el reciclatge de dissolvents i altres residus industrials amb base solvent, amb la tècnica de la destil·lació, dins de l'àmbit estatal. A més, duu a terme una gestió de residus peril·losos i no peril·losos. A més, en la seva descripció com a empresa recuperadora de dissolvents dins de la pàgina de la Generalitat de Catalunya, tracta la seva activitat com a recuperació de dissolvents mitjançant destil·lació i transferència de residus peril·losos i no peril·losos.

Es pot accedir al seu web, a partir d'aquest link:

<http://www.befesa.com/web/es/>

- **Bioibérica, S.A.**

És una empresa que es dedica a la fabricació de productes farmacèutics, obrint la seva planta per a la producció de la heparina. El seu procés productiu consta de varies etapes, entre les quals inclou la recepció de matèries primeres, les etapes d'extracció i les etapes de purificació. En aquestes fases s'utilitzen varies matèries i productes químics, com enzims, dissolvents orgànics, aigua, etcètera, els quals generen corrents residuals aquoses amb dissolvents. Aquests corrents residuals són tractats internament a través d'una columna de destil·lació que permet recuperar els dissolvents. En la descripció de la seva activitat, es dedica a fer una valorització mitjançant una destil·lació d'aigües amb metanol i tractament fisicoquímic de líquids residuals.

Es pot accedir al seu web, a partir d'aquest link:

<https://www.bioiberica.com/index/es/>

- **Distiller, S.A.**

Empresa que ofereix un gran ventall de possibilitats en el món del tractament de residus. Entre aquestes possibilitats es troba la recuperació de dissolvents a través de tractaments de destil·lació/rectificació, tractaments d'aigües, assecat de llots, etc. A continuació, el diagrama de flux que utilitzen per realitzar la recuperació de dissolvents, en la figura 17:

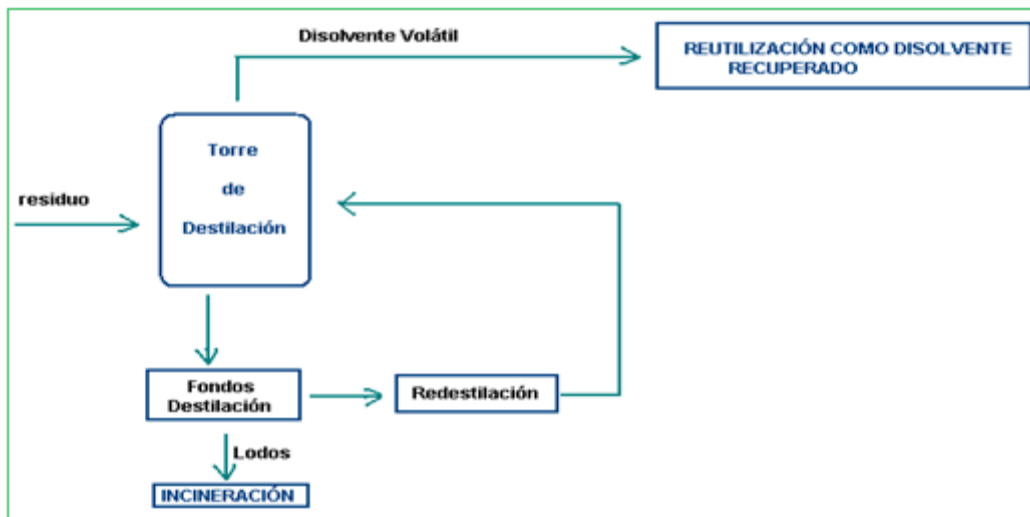


Figura 17: Diagrama de flux de destil·lació. Font: Distiller.

A més, disposen de rectificadors que permeten aconseguir una rectificació millor i obtenir un dissolvent destil·lat de major qualitat. En la figura 18, un dels rectificadors que utilitza l'empresa:

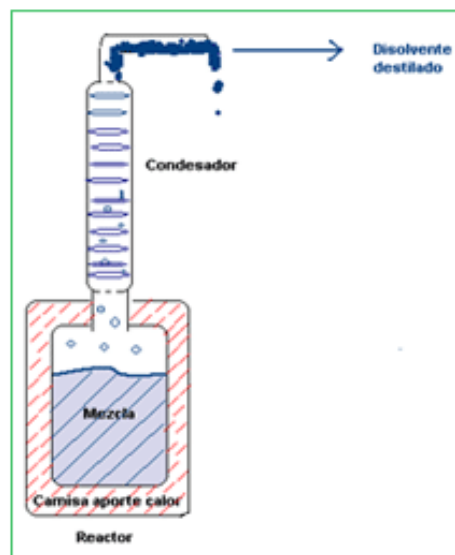


Figura 18: Rectificador. Font: Distiller.

Es pot accedir al seu web, a partir d'aquest link:

<http://www.distillersa.com/>

- **Ecología Química, S.A.**

Empresa amb instal·lacions de recuperació de dissolvents halogenats i no halogenats. Disposen de quatre columnes de destil·lació, un evaporador i una planta de desorció per al tractament i recuperació de dissolvents en llots de pintura. Treballen a nivell internacional.

Es pot accedir al seu web, a partir d'aquest link:

<http://www.tradebe.com/>

- **Valls Química, S.A.**

S'encarrega de la gestió i reciclatge de dissolvents orgànics utilitzant processos de destil·lació i rectificació. Els dissolvents més comuns que tracten són cetones, acetats, hidrocarburs, glicols, dissolvents clorats, alcohols i amines, com a dada característica, a més, és la única planta a Europa que recupera l'àcid Pivàlic.

Es pot accedir al seu web, a partir d'aquest link:

<http://www.vallsquimica.com/>

4. Estat de l'art

En la història, la destil·lació ha tingut un ús molt important i ha anat evolucionant amb el llarg dels anys. Ja des de temps dels egipcis es va començar a utilitzar com a mètode de separació en una extracció d'essències de plantes, i fins a arribar a temps actuals, la destil·lació com a tècnica de separació ha anat creixent i millorant-se dia a dia.

Avui dia, aquesta tècnica és la més usada com a operació de separació de dissolvents i una de les més usades com a mètode de separació en general, per això s'investiga molt en mètodes per millorar aquesta tècnica per ser més eficient i menys costosa, i per mesclades en concret molt utilitzades al món industrial.

Molts autors, aquests últims anys estan donant-li una gran importància a tècniques com la destil·lació per membrana, destil·lació per arrossegament amb vapor, destil·lació extractiva o destil·lació reactiva, les quals tenen un gran pes en recerca, i sent la primera la de major importància.

Encara que la destil·lació fraccionada, avui dia, no sigui de les més interessants en recerca, no vol dir que no tingui aplicacions, és més, és la més important al món del petroli i també s'investiga molt en millorar-la. Aquest treball es centra en aquesta tècnica a causa de les propietats que té la mescla, sent una tècnica eficient per a aquest cas.

La mescla de dissolvents a tractar en aquest treball es d'acetona, cloroform i metanol. Sobre aquesta mescla i temàtica en concret, hi ha molt poc treballat, sent només tres autors els que han fet algun estudi sobre aquesta mescla recentment.

Al 1945 R.H. Ewell i L.M. Welch, van examinar aquesta mescla, descobrint el primer azeòtrop "saddle", el qual va ser molt interessant degut a que és un azeòtrop ternari en forma hiperbòlica format per tres azeòtrops binaris.

Recentment autors de Nigèria, Japó i Polònia, han publicat estudis sobre aquesta mescla, intentant estudiar l'equilibri líquid-vapor d'aquesta mescla a diferents temperatures o dissenyar un columna de destil·lació per a poder separar la mescla.

Aquest treball es basa en la mescla problema utilitzada el projecte Nigerià publicat al Desembre de 2013 en la revista *Advanced Chemical Engineering Research*, dels autors Olaosebikan A. Olafadehan i Victor O. Adeniyi de la universitat de Lagos (Nigèria), Lekan T. Popoola de la universitat d'Afe Babalola (Nigèria) i Lukumon Salami de la universitat estatal de Lagos (Nigèria), amb el nom "*Mathematical modelling and simulation of multicomponent distillation column for acetone-chloroform-methanol system*" on van desenvolupar un model matemàtic d'estat estacionari per descriure el procés de destil·lació multicomponent.

5. Objectius

Aquest treball es basa en tres objectius:

- Analitzar la separació d'un o més components d'una mescla d'acetona, metanol i cloroform per la seva posterior recuperació.
- Emprar el disseny més econòmic de la planta per a la separació.
- Calcular el disseny tèrmic i les dimensions de la planta per desenvolupar el procés de separació.

6. Mescla de dissolvents a estudiar

La mescla que s'ha plantejat per ser estudiada la seva separació ha estat escollida en funció de les seves propietats com a dissolvents i la seva utilitat en les indústries. És una mescla que està composta per 3 components de diferents punts d'ebullició, on aquests van des de 56,5 °C fins a 64.5 °C. La baixa variació de punts d'ebullició farà que es tingui poc marge de treball en quant a temperatura per a poder forçar les condicions de separació.

Aquesta mescla esta caracteritzada per uns dissolvents els quals són bastant comuns en el mon industrial, més especialment en la indústria dels tints, on aquests compostos s'utilitzen per a la elaboració de tints com a matèria primera i neteja dels equips com a dissolvents. A part del seu interès com a dissolvent o matèria primera, té molt d'interès per les seves propietats físiques, ja que com s'ha esmentat en l'apartat d'azeòtrops, aquesta mescla conté tres azeòtrops binaris i un ternari anomenat azeòtrop "saddle".

La mescla estarà composta per substàncies que estaran dins del grup de dissolvents orgànics. A continuació s'indica una taula on estan els components utilitzats i al grup que pertanyen:

Taula 2: Grup de cada component triat.

Component	Grup
Metanol	Alcohol
Cloroform	Dissolvent halogenat
Acetona	Cetona

Aquests components tenen una perillositat en vers les persones i en vers el medi ambient, i aquesta perillositat, està recollida a les fitxes de seguretat de les que es mostra la informació més important a continuació:

- **Metanol:**

És una substància altament inflamable i tòxica. Té perill d'explosió i risc d'incendiar-se, per això es recomana no crear un possible punt calent d'ignició. És una substància altament tòxica per la fauna aquàtica i per aquest motiu és molt important no realitzar abocaments de mescles que continguin aquesta substància, a més, és altament tòxic per a la salut humana provocant danys als òrgans.

- **Cloroform:**

És una substància nociva i no és inflamable, però s'oxida fàcilment amb la llum generant foscà, el qual és molt perillós. És una substància perillosa per les persones ja que és tòxic per inhalació. Es recomana evitar el contacte amb la llum emmagatzemant-lo en un lloc fosc i en envàs opac. A més, es sospita que aquesta substància podria afavorir a la reproducció de cèl·lules cancerígenes i provocar danys al fetus en cas d'estar en procés gestació. És una substància altament tòxica per la fauna aquàtica i per aquest motiu és molt important no realitzar abocaments de mescles que continguin aquesta substància.

- **Acetona:**

Està caracteritzada per no ser un component perillós pel medi ambient ni les persones, on en el pitjor dels casos pot provocar una lleu irritació de les mucoses que han estat en contacte, però aquesta substància és altament inflamable, volatilitzant-se molt

fàcilment a temperatura ambient. Es recomana no crear un possible punt calent d'ignició.

A més, aquesta mescla alliberada als rius comporta greus problemes ambientals a més d'un risc per als humans. El més perillós dels tres, és el cloroform, el qual esta catalogat dins del grup dels trihalometans (THM). L'Agencia Internacional d'Investigació sobre el Càncer, classifica alguns THMs, com al cloroform, com possibles carcinògens en determinades condicions d'exposició.

El que li segueix en perillositat al cloroform, és el metanol, el qual en una intoxicació metílica, el que primer ataca aquest dissolvent, és el nervi òptic provocant una ceguera parcial o total segons el grau d'intoxicació. La lentitud amb que s'elimina de l'organisme fa del metanol un producte especialment tòxic. Fins i tot una dosi molt baixa pot provocar una disminució de la visió, si la intoxicació es repeteix amb freqüència, com ocorre quan es produeix per inhalació o per ingestió amb aigua contaminada en metanol.

A diferencia de les altres dos substàncies, l'acetona, no presenta un perill greu per al medi ambient ni per al esser humà, però tot i així és una substància irritant i com a tal s'ha de tractar.

En l'Annex I del RD 140/2003 s'estipulen els paràmetres i valors màxims acceptables en les aigües de consum humà. A nivell internacional, l'OMS ha establert valors guia (VG) recomanats com a concentracions màximes de subproductes.

Aquests components tenen propietats físiques diferents. A continuació es pot veure una taula on hi ha les principals dades físiques dels diferents dissolvents:

Taula 3: Dades físiques dels dissolvents.

Compost	teb a 1 atm (°C)	Densitat a 25°C (Kg/m ³)	P° a 20°C (mm Hg)
Metanol	64,7	792	96
Cloroform	61,3	1484	159
Acetona	56,5	791	185

A partir de la pagina web "Dortmund Data Bank" s'ha trobat les dades d'equilibri líquid-vapor per a la mescla multicomponent com es mostren a les taules següents, sent assajada a una pressió de 101,33 kPa.

Taula 4: Dades físiques dels dissolvents de la pagina de Dortmund Data Bank.

Compost	Nº	Formula	CAS Registry Number	Massa Molar
Metanol	1	CH ₄ O	67-56-1	32,042
Cloroform	3	CHCl ₃	67-66-3	119,377
Acetona	2	C ₃ H ₆ O	67-64-1	58,080

Taula 5: Dades d'equilibri de la mescla de la pagina de Dortmund Data Bank.

T (K)	x ₁	x ₂	y ₁	y ₂
331,25	0,292	0,368	0,357	0,337
332,65	0,146	0,436	0,235	0,411
329,85	0,400	0,188	0,419	0,143
330,55	0,403	0,428	0,406	0,446
330,85	0,495	0,264	0,475	0,264

On:

T → Temperatura.

x → Fracció molar del líquid.

y → Fracció molar del vapor.

A partir del treball "*Mathematical modelling and simulation of multicomponent distillation column for acetone-chloroform-methanol system*" comentat a l'estat de l'art, es va agafar la mateixa composició per a l'aliment com a punt de partida:

Taula 6: Composició de l'aliment.

Compost	Fracció molar (x _F)
Metanol	0,5
Cloroform	0,3
Acetona	0,2

Aquest aliment, encara que en algun moment s'ha utilitzat com a matèria primera o com a dissolvent, ara és un residu, el qual no pot ser abocat al clavegueram, tant per motius ambientals com per civisme.

7. Simulació amb Aspen Hysys

Hysys és un programari de simulació de processos creada per la companyia Aspen Technology, Inc. que s'utilitza per al disseny, càlcul i optimització d'una indústria d'enginyeria química. Aquest software permet simulacions tant en estat estacionari com en estat dinàmic.

Les seves operacions i propietats permeten modelar una àmplia gama de processos, a més, té una gran base de dades termodinàmica i els seus paquets de propietats porten un gran ventall de models termodinàmics realistes i complexes.

En molts casos, els resultats de la simulació no reflecteixen el que realment s'espera que succeeixi en una planta, això normalment ve donat per models termodinàmics incorrectament seleccionats, paràmetres inadequats del modelo, generació d'una hipòtesi incorrecta o problemes amb la consistència de les dades de la planta.

Aspen HYSYS conté més de 30 models termodinàmics, entre els quals tenim:

- 1- Equacions d'Estat
- 2- Models de Coeficient d'Activitat
- 3- Models de pressió de vapor
- 4- Models semi-empírics
- 5- Models especialitzats:
 - Taules de vapor
 - Paquet Amines
 - Paquet de Combustibles Nets
 - Paquet de glicol
 - Olis
 - Oli Negre Neotec
 - Infochem Multiflash
 - Etc.

Entre les diferents equacions d'estat que té per defecte en la seva base de dades, a continuació és presentat les més importants:

1- Peng-Robinson (PR):

- El major rang d'aplicabilitat en termes de T i P.
- Tractaments especials per a alguns components clau.
- La major base de dades de paràmetres d'interacció binària.

2- PRSV:

- Model PR modificat.
- Millor representació de la pressió de vapor dels components purs i mesclades.
- Amplia l'aplicabilitat del model PR original a sistemes moderadament no ideals.

3- SRK:

- Model RK modificat.
- Pot proporcionar resultats comparables a PR en molts casos.

Entre la gran varietat d'utilitats que té Hysys, cal destacar les següents:

- Utilitzar models termodinàmics, components i les seves propietats, mescles i propietats d'aquestes per a l'operació desitjada.
- Simular tot tipus d'operacions unitàries.
- Simular processos amb corrents de recirculació.
- Simular diferents tipus de reactors i poder comparar-los.
- Establir balanços de matèria i d'energia.
- Simular qualsevol tipus d'operació encarada a la indústria petroquímica.

Hysys és un programa que treballa amb moltes dades termodinàmiques però té un gran problema i es que mai et mostra d'on surten els càlculs que fa, les equacions que fa servir o algunes dades importants com el coeficient d'activitat per a cada component.

7.1. Utilitat de la simulació en aquest projecte

Com ja he comentat abans, aquest programa informàtic està destinat a la simulació realistes i m'ha permès dur a terme simulacions per comprovar la viabilitat del projecte que volia portar a terme.

Per altra banda, va ser molt útil per a poder comprovar en que marge de pressions i temperatures es podia treballar, a més de la més òptima. Aquest programa està fet per a poder treballar amb qualsevol dada, ja sigui de les seves bases de dades, d'una base de dades externa o dades experimentals.

Un cop decidit quin seria aquest marge de pressions i temperatures, Hysys va permetre anar dissenyant la planta en funció de les composicions i condicions dels dissolvents que s'anaven aconseguint en cada pas. A més, un cop finalitzat el disseny de la planta, Hysys et mostra totes les propietats i composicions dels corrents que entren i surten de cada equip, tenint una vista completa del que parteixes fins al que aconsegueixes.

8. Proposta de procés industrial per separar la mescla de dissolvents

El problema plantejat consta d'un corrent de residus de 10 kmol/h format per acetona al 20%, metanol al 50% i cloroform al 30%, sent utilitzades com a punt de partida com ja s'ha comentat a l'estat de l'art. Aquesta mescla forma tres azeòtrops binaris, un sent el format per acetona i metanol, que bull a 55,5 °C i té una composició del 88% en acetona. Un altre dels azeòtrops binaris és el format per cloroform i metanol, que bull a 53,6 °C i té una composició de 65% en cloroform. L'últim d'aquest azeòtrops és el format per acetona i cloroform, que bull a 65,5 °C i té una composició de 35% en acetona. Per últim, la mescla té un azeòtrop ternari que bull a 57,5 °C amb una composició de 30% en acetona, 47% en cloroform i 23% en metanol.

Aquesta mescla s'ha de tractar i es planteja l'opció de la recuperació d'un o més dels components de la mescla, per tal de ser reutilitzats tant per la empresa o en el seu defecte, com a venda de subproducte.

8.1. Treball previ

Per a poder arribar als resultats finals, primer s'ha fet un estudi del sistema comprovant en quin rang de temperatures i pressions es podia moure la planta. A continuació es mostren taules per veure l'evolució de la temperatura enfront el cabal a una pressió constant per al separador flash:

Taula 7: Temperatura i cabals a una pressió de 1 a 0,5 atm.

Temperatura (°C)	Cabal líquid (kmol/h)	Cabal vapor (kmol/h)
38	10	0
40	9,937	0,063
45	9,759	0,241
50	9,58	0,42
55	9,4	0,6
56	4,938	5,062
57	0	10

Taula 8: Temperatura i cabals a una pressió de 2 a 1 atm.

Temperatura (°C)	Cabal líquid (kmol/h)	Cabal vapor (kmol/h)
55	10	0
60	9,841	0,159
70	9,465	0,535
75	9,275	0,725
76	0	10

Taula 9: Temperatura i cabals a una pressió de 5 a 1 atm.

Temperatura (°C)	Cabal líquid (mol/h)	Cabal vapor (mol/h)
55	10	0
60	9,841	0,159
80	9,084	0,916
90	8,698	1,302
105	8,108	1,892
106	0	10

Taula 10: Temperatura i cabals a una pressió de 10 a 1 atm.

Temperatura (°C)	Cabal líquid (mol/h)	Cabal vapor (mol/h)
55	10	0
60	9,841	0,159
127	7,214	2,786
130	7,089	2,911
132	7,005	2,995
133	0	10

Com es pot observar, en la taula 10, es pot separar almenys una quarta part del cabal inicial i poder disposar d'un rang de 5 °C per a poder treballar sense problemes, sent 127 °C la temperatura òptima de treball a 10 atm de pressió.

Un cop trobada la pressió i temperatura més adient, es va fer la simulació del separador flash, obtenint un corrent líquid i un corrent vapor. Primer es va provar de aplicar-li la columna de fraccionament al corrent vapor, primer havent-lo condensat. Aplicant pressions diferents en la columna, com a màxim es va poder arribar a la fracció del azeòtrop, sent nul·la la separació. També es va repetir aquest pas, però com aliment de la columna el vapor sense condensar, obtenint també resultats negatius.

Després es va provar de aplicar la columna al corrent líquid, obtenint una mescla més rica en metanol al corrent líquid de la columna, però no lo suficientment rica. Aquest petit problema es va solucionar afegint plats a la columna, fins a un total de 20 plats, els quals per més que s'augmentessin no separava més la mescla.

Per intentar aconseguir una millor separació, es va provar d'aplicar una segona columna al corrent vapor de la primera columna, prèviament sent condensat. Com va passar amb la columna aplicada al corrent vapor del separador flash, també es va obtenir el màxim de concentracions que permet l'azeòtrop. També es va repetir aquest pas, però com aliment d'aquesta columna el vapor sense condensar, obtenint també resultats negatius.

Per últim, es va intentar fer una recerca de possibles substàncies que permetessin trencar els azeòtrops, aplicades en tot el procediment explicat anteriorment, però no es va trobar cap resultat positiu.

8.2. Proposta final de la planta

El resultat final de la planta és el plantejat en la següent figura 19:

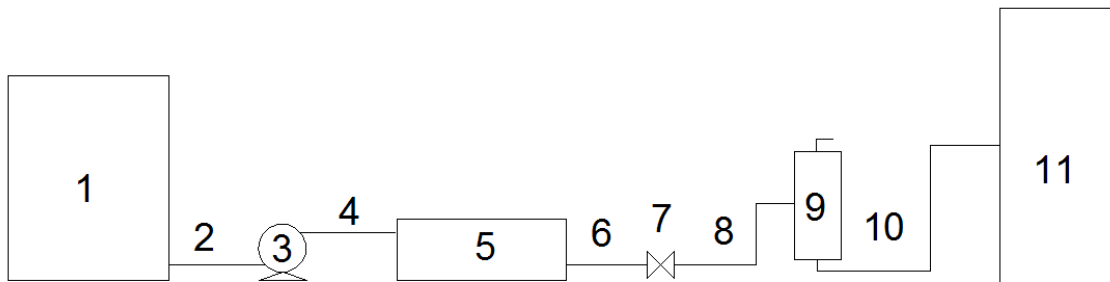


Figura 19: Diagrama de blocs de la planta. Font: Elaboració pròpia amb AutoCAD.

Com mostra el la figura 19, el procediment tindrà inici en un tanc d'emmagatzematge (1) on hi haurà acumulat l'aliment a temperatura i pressió ambiental, per tal de fer funcionar la planta durant un dia sencer de manera que el tanc estigui en condicions estacionaries. Aquest tanc estarà connectat amb una canonada (2) que portarà l'aliment fins a una bomba centrífuga (3), la qual pujarà la pressió a 10 atm i per mitjà d'una canonada (4) portarà el líquid cap a l'intercanviador de calor de carcassa i tubs (5) que farà pujar la temperatura de la mescla fins a la temperatura desitjada.

Aquest intercanviador de calor es planteja que sigui un de carcassa i tubs amb configuració 1-4 per tal de garantir una bona transmissió de la calor, a més d'estar perfectament aïllat. Aquí la mescla passarà a tindre una temperatura de 127 °C.

Posteriorment, aquest aliment escalfat passarà per una vàlvula reductora de pressió (7) per baixar la pressió de 10 atm fins a la necessària per a la separació flash, que serà en aquest cas 1 atm.

Un cop passada aquesta vàlvula, una canonada (8) entrarà al separador flash (9) on es produirà la destil·lació instantània obtenint així dos corrents: un corrent de vapor i un corrent líquid (10).

Per últim, per mitjà de canonades (10) es portarà el corrent líquid del separador flash cap a una torre de destil·lació (11) amb plats, on es produirà la destil·lació fraccionada obtenint, també, dos corrents: un corrent vapor i un corrent líquid on quasi tota la concentració serà de metanol.

El disseny de la planta constarà d'aquest diagrama de flux:

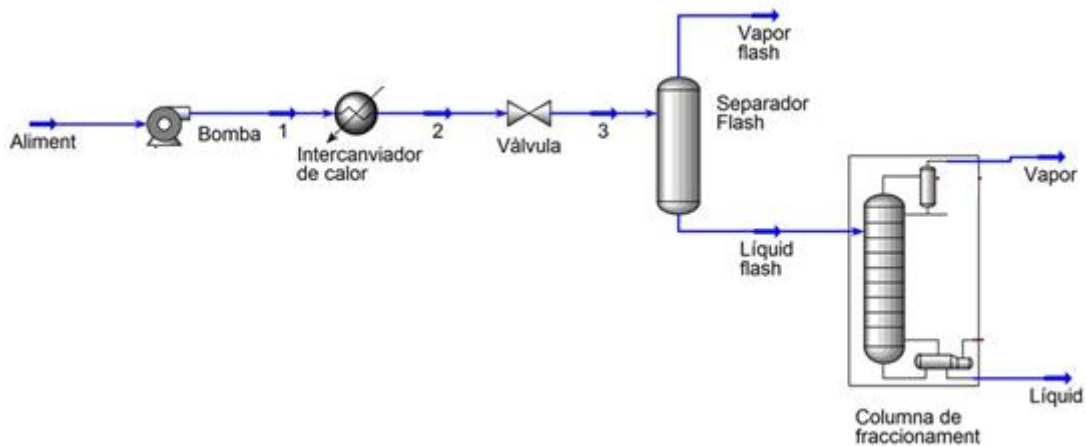


Figura 20: Diagrama de flux elaborat amb Hysys. Font: Hysys.

Aquesta planta ha sigut simulada amb el fluid package Margules seleccionant un Vapour model del Virial, on aquest package utilitza el model matemàtic de Margules com a model termodinàmic per als líquids i el model matemàtic de Virial com a model termodinàmic per a la fase vapor. A continuació, es mostrarà els resultats obtinguts per a cada corrent amb la simulació:

Taula 11: Propietats físiques de cada corrent.

Corrent	Temperatura (°C)	Pressió (atm)	Cabal molar (kmol/h)
Aliment	25	1	10
1	25,63	10	10
2	127	10	10
3	55,87	1	10
Vapor flash	55,87	1	2,786
Líquid flash	55,87	1	7,214
Vapor	58,62	1	5,372
Líquid	63,99	1	1,834

Taula 12: Composicions de cada corrent.

Corrent	Fracció molar metanol	Fracció molar cloroform	Fracció molar acetona
Aliment	0,5	0,3	0,2
1	0,5	0,3	0,2
2	0,5	0,3	0,2
3	0,5	0,3	0,2
Vapor flash	0,436	0,352	0,212
Líquid flash	0,525	0,28	0,195
Vapor	0,368	0,373	0,259
Líquid	0,987	0,004	0,009

8.3. Explicació detallada de la planta

A continuació s'explicarà detalladament cada equip:

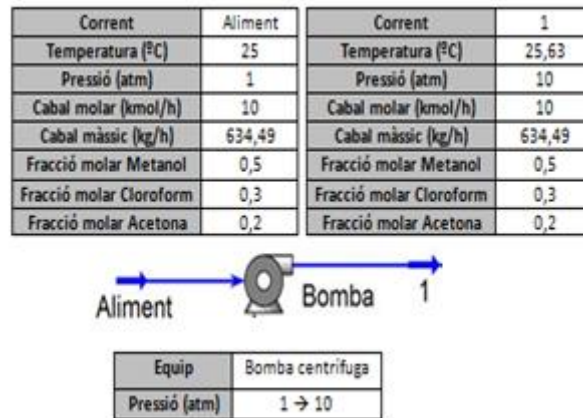


Figura 21: Tram bomba centrífuga. Font: Hysys.

En la figura 21, és mostra l'inici de la planta, on l'aliment a unes condicions de 25°C i 1 atm, entra a la bomba centrífuga per augmentar la pressió fins a 10 atm. El corrent sortint (1), es dirigeix cap a l'intercanviador de calor.

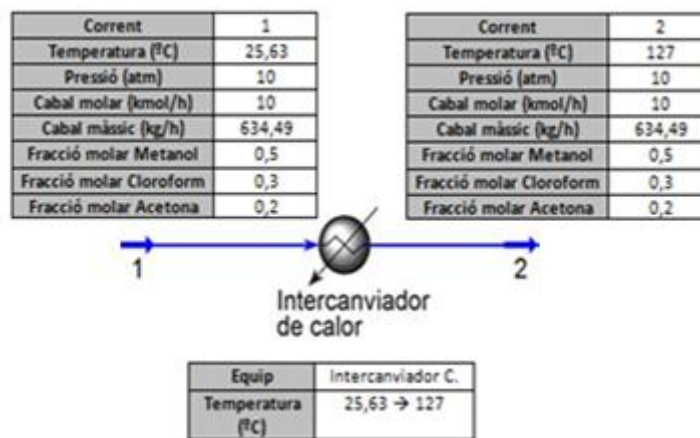


Figura 22: Tram de l'intercanviador de calor. Font: Hysys.

En la figura 22, és mostra el corrent 1 entrant a l'intercanviador de calor, on l'aliment a unes condicions de 25,63 °C i 10 atm, pujarà la seva temperatura fins als 127 °C. El corrent sortint (2), es dirigeix cap a la vàlvula reductora de pressió.

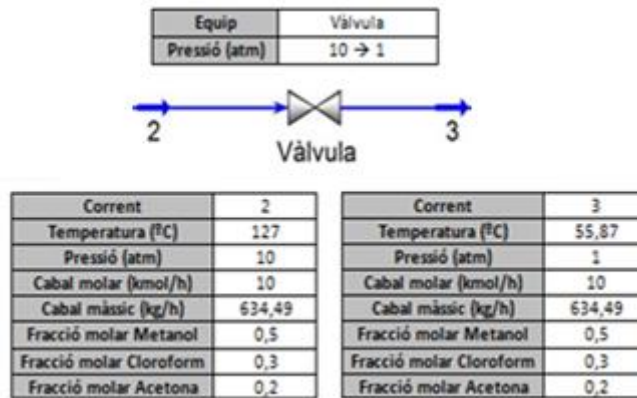


Figura 23: Tram de la vàlvula. Font: Hysys.

En la figura 23, és mostra el corrent 2 entrant a la vàlvula reductora de pressió, on l'aliment a unes condicions de 127 °C i 10 atm, reduirà la seva pressió fins a 1 atm, lo que provocarà un descens de la temperatura. El corrent sortint (3), es dirigeix cap separador flash.

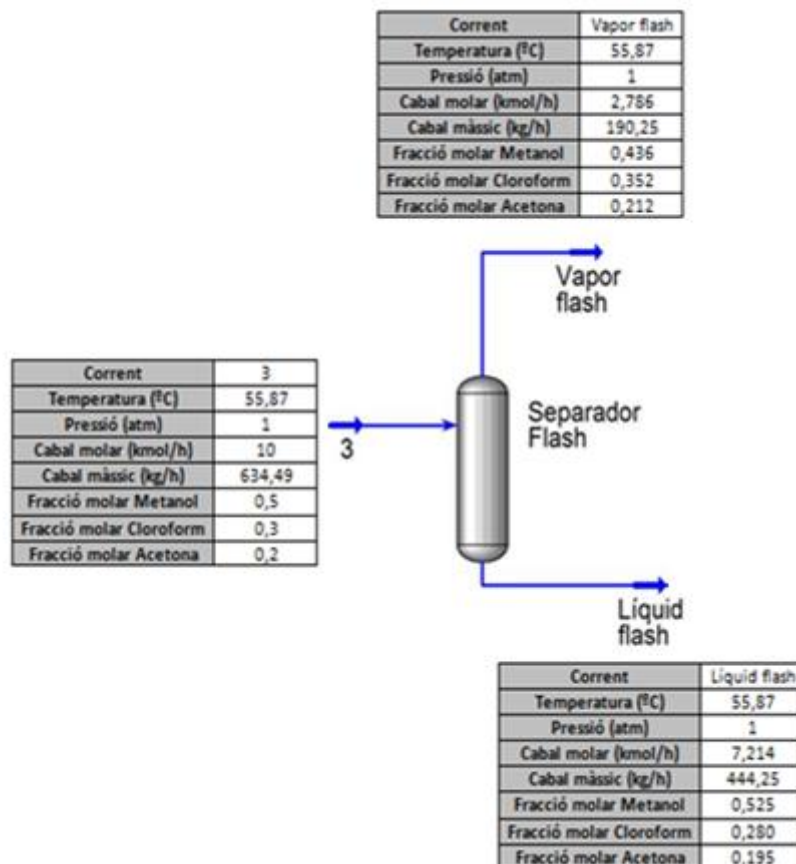


Figura 24: Separador flash. Font: Hysys.

En la figura 24, és mostra el corrent 3 entrant al separador flash és generen dos corrents: un líquid i un vapor.

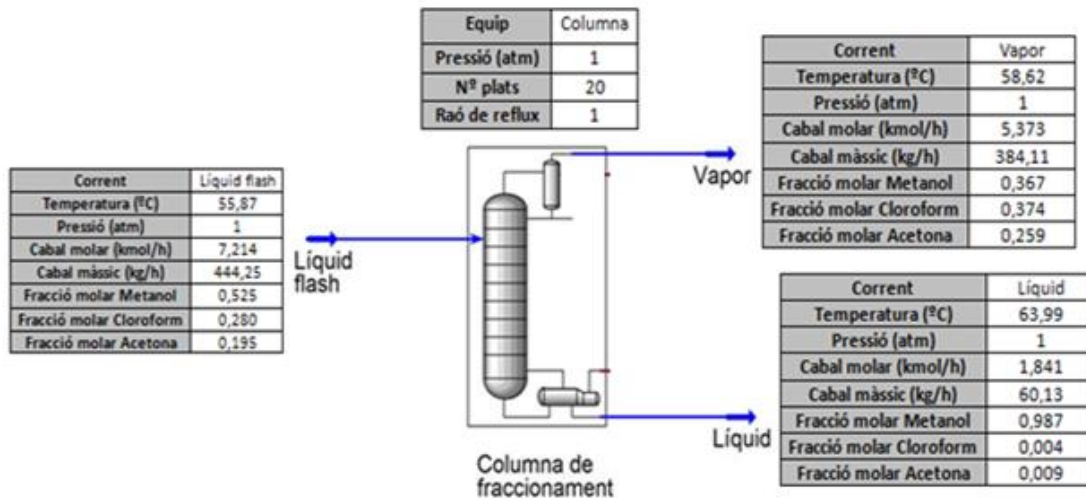


Figura 25: Columna de fraccionament. Font: Hysys.

Per últim, en la figura 25, el corrent líquid del separador flash entra a la columna com a aliment, obtenint dos corrents en la separació: un corrent líquid i un corrent vapor.

Els resultats que dona per a la columna de fraccionament són els següents:

- Torre de fraccionament de 20 plats sense incloure condensador i calderí, treballant amb una raó de reflux de 1
- Addició d'aliment per el plat 10.
- Condensador treballant a reflux total, amb una pressió de 1 atm i una temperatura de cap de 58,62 °C.
- Calderí treballant amb una pressió de 1 atm i una temperatura de 63,99 °C.

En la següent figura 26, es pot veure un diagrama de flux complet per a tota la planta:

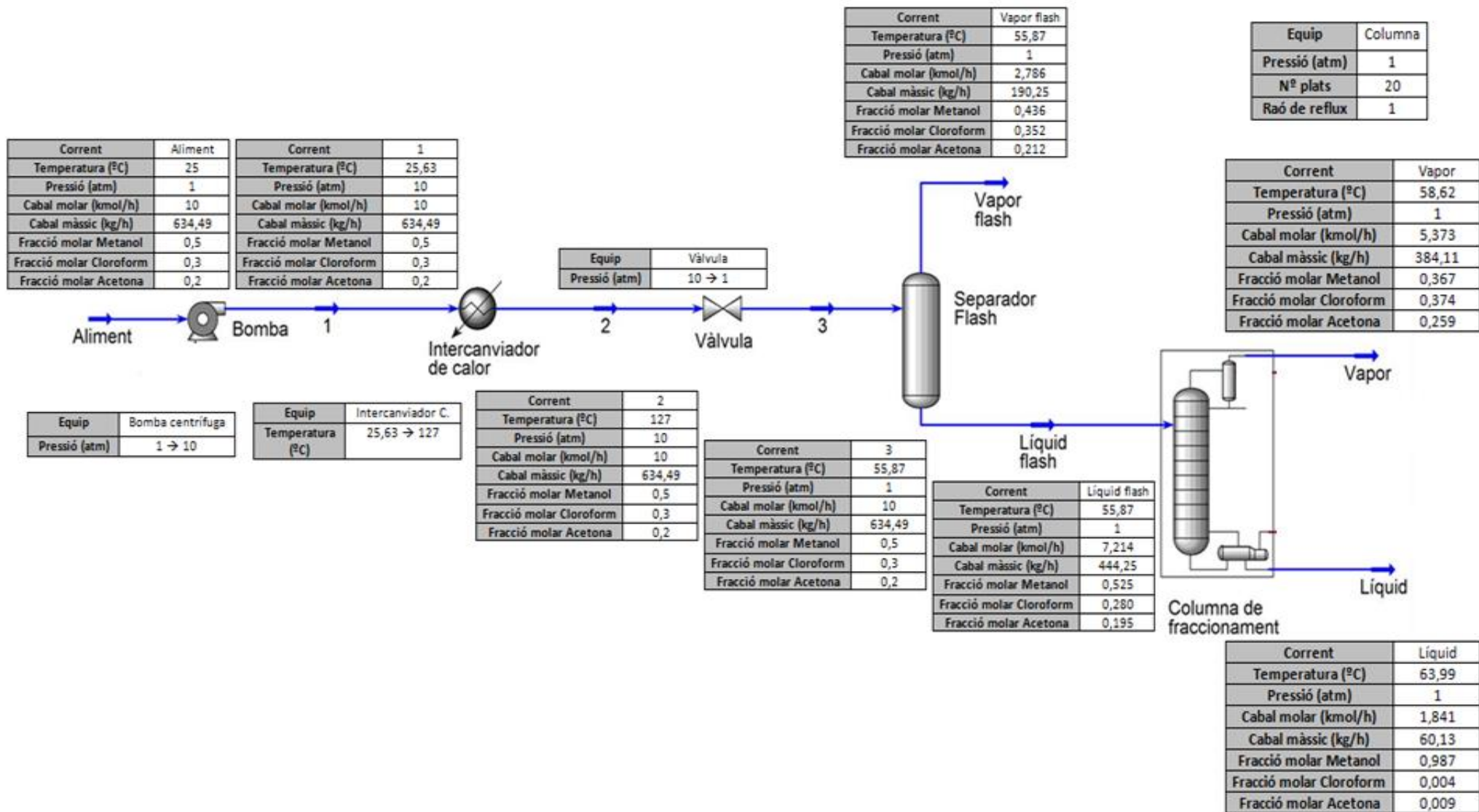
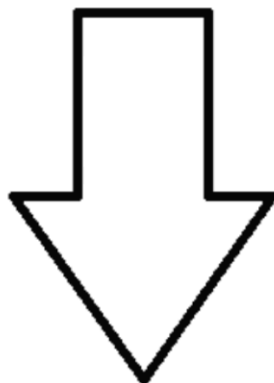


Figura 26: Diagrama de flux global de la planta. Font: Hysys.

Taula 6: Composició inicial de l'aliment.

Compost	Fracció molar (x_F)
Metanol	0,5
Cloroform	0,3
Acetona	0,2



Taula 21: Composició en la columna.

Compost	Fracció molar líquid (x)	Fracció molar vapor (y)
Metanol	0,987	0,368
Cloroform	0,004	0,373
Acetona	0,009	0,259

Figura 27: Comparativa inicial enfront final. Font: Elaboració pròpia amb Paint.

Com mostra la figura 27, a partir de 10 kmol d'una mescla de dissolvents amb 50% de metanol, 30% de cloroform i 20 % d'acetona, s'obtenen 1,84 kmol d'una mescla amb 98,7% de metanol, 0,4% de cloroform i 0,9% de acetona, sent el metanol pràcticament pur.

En el cas que es desitgi una separació més exhaustiva, es pot tractar el corrent del vapor del separador flash i el corrent del vapor de la columna. S'hauria d'estudiar la mescla experimentalment, provant diferents tipus de substàncies que afavoreixin al desplaçament dels azeòtrops o al propi trencament.

9. Càlcul del dimensionat dels equips

9.1. Dimensionat del separador flash

El separador flash haurà de tenir un volum suficient per garantir tot el cabal que entri. Primer de tot, s'ha de calcular la massa molar ponderada de la mescla inicial:

$$Mm_{mescla} = \left(0,2 \cdot 58,08 \frac{kg}{kmol}\right) + \left(0,3 \cdot 119,38 \frac{kg}{kmol}\right) + \left(0,5 \cdot 32,04 \frac{kg}{kmol}\right) = \\ = 63,449 \frac{kg}{kmol}$$

A més, es necessitarà la densitat de la mescla. Per a realitzar el càlcul de la densitat de la mescla, es farà el càlcul per a una temperatura ambient de 25 °C ja que els fluids seran més pesats que no pas a la temperatura de separació:

$$\rho_{mescla, 25^{\circ}C} = \frac{634,49 \text{ kg}}{(0,14685209 + 0,24133423 + 0,20227273)m^3} = 1074,6 \frac{kg}{m^3}$$

El cabal volumètric entrant al separador serà:

$$Cabal \text{ volumètric} = 10 \frac{kmol}{h} \cdot \frac{63,449 \text{ kg}}{1 \text{ kmol}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1074,6 \text{ Kg}} = 0,59 \frac{m^3}{h}$$

Com que es vol que el volum del líquid en el separador, estigui per la meitat del total, el volum del separador serà el doble del cabal volumètric, sent 1,2 m³. Es decideix fer un separador flash cilíndric, per tant, les seves dimensions es trobaran a partir de la equació del volum per a un cilindre:

$$V = \pi \cdot r^2 \cdot h$$

Si es fixa una alçada de 1,5 m, s'obté:

$$1,2 \text{ m}^3 = \pi \cdot r^2 \cdot 1,5 \text{ m} \\ r = 0,5 \text{ m}$$

Les dimensions del separador flash cilíndric seran de 1,5 metre d'alçada i 0,5 metres de radi intern, com es pot veure a la figura 28:

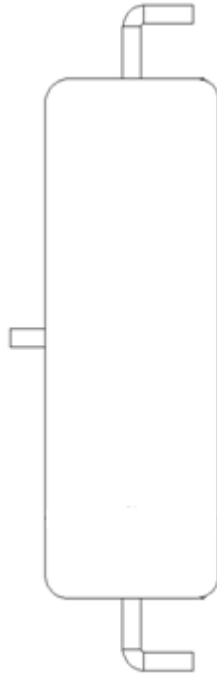


Figura 28: Separador flash. Font: Elaboració pròpia amb AutoCAD.

El material del qual estarà construït serà d'acer INOX AISI 304L.

9.2. Dimensionat de la columna de fraccionament

La columna de separació tindrà forma cilíndrica i haurà de tenir una altura suficient per garantir una bona distància entre plats. La columna contarà amb 20 plats els quals estaran repartits al llarg de tota la columna amb una distància de separació igual entre tots ells.

Els plats escollits son els anomenats plats de bombolleig de 5 cm de gruix i 1,2 metres de diàmetre, els quals s'instal·laran amb una separació entre ells de 55 cm, el primer a una altura de 55 cm del principi de la columna. A més, el final de la columna s'establirà a 55 cm per sobre de l'últim plat instal·lat. L'alçada de la columna vindrà donada per:

$$h = (0,55 + 0,05) \frac{m}{plat} \cdot 20 \text{ plats} + 0,55 \text{ m finals} = 12,55 \text{ m}$$

El diàmetre intern de la columna serà:

$$D = 1,2 \frac{\text{metres}}{\text{plat}} + 0,3 \text{ m abocador de líquid} = 1,5 \text{ m}$$

La velocitat dels vapors dins de la columna es pot calcular a partir del cabal dels mateixos:

$$G = \frac{u \cdot \pi \cdot D^2}{4}$$
$$139,3 \frac{m^3}{h} = \frac{u \cdot \pi \cdot (1,5 m)^2}{4}$$
$$u = 78,83 \frac{m}{h} = 0,0219 \frac{m}{s}$$

Les dimensions de la columna cilíndrica seran de 1,5 metres de diàmetre intern i 12,55 metres d'alçada. A més, l'aliment entrarà pel plat número 10. La forma de la columna serà la mateixa que es mostra a la figura 29:

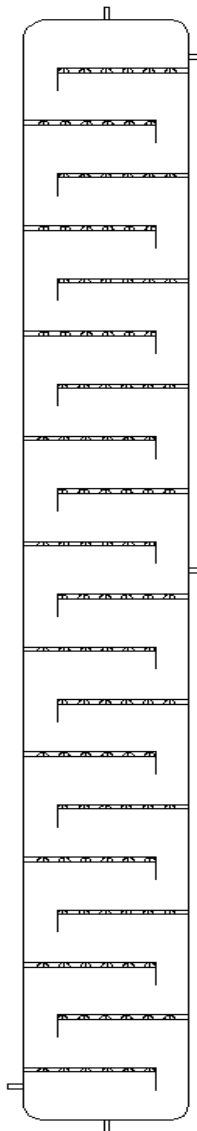


Figura 29: Esquema de la columna. Font: Elaboració pròpia amb AutoCAD.

El material del qual estarà construïda tant la columna com els plats serà d'acer INOX AISI 304L.

9.3. Dimensionat dels intercanviadors de calor

9.3.1. Intercanviador de calor abans del separador flash

9.3.1.1. Descripció de l'intercanviador

Es vol escalfar 10 kmol/h de mescla, que seran 634,49 kg/h, de 25 °C fins a la temperatura d'entrada al tanc flash, que és 127 °C.

Per realitzar aquesta operació, s'utilitzarà vapor d'aigua saturat a 150 °C que baixarà la seva temperatura fins a 127 °C. S'utilitzarà un intercanviador de carcassa i tubs 1-4 en el que la mescla passarà pels tubs interiors i el vapor d'aigua per la carcassa i on el fluid 1 serà el vapor d'aigua i el fluid 2 serà l'aliment.

El material del qual estarà construïda tant la carcassa com els tubs interiors serà d'acer INOX 304L.

L'equip escollit segueix les normes TEMA, i segons aquestes normes, serà del tipus BEM, com es mostra a les figures 30 i 31:

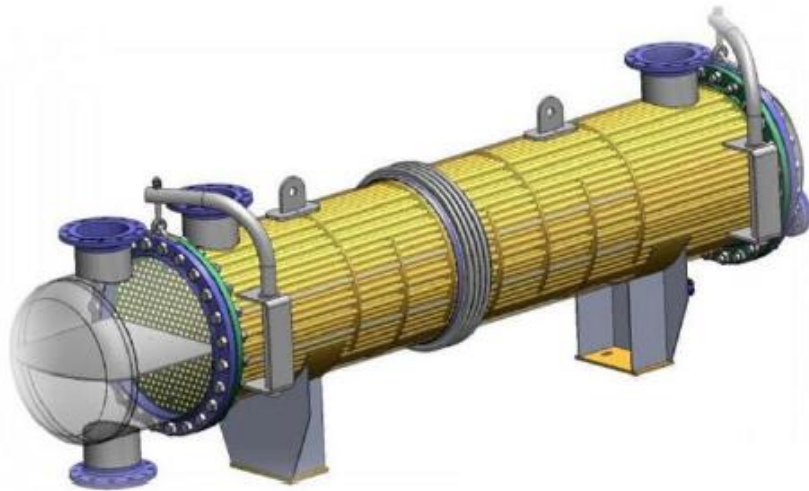


Figura 30: Esquema de l'exterior d'un intercanviador tipus BEM. Font: Tangient.

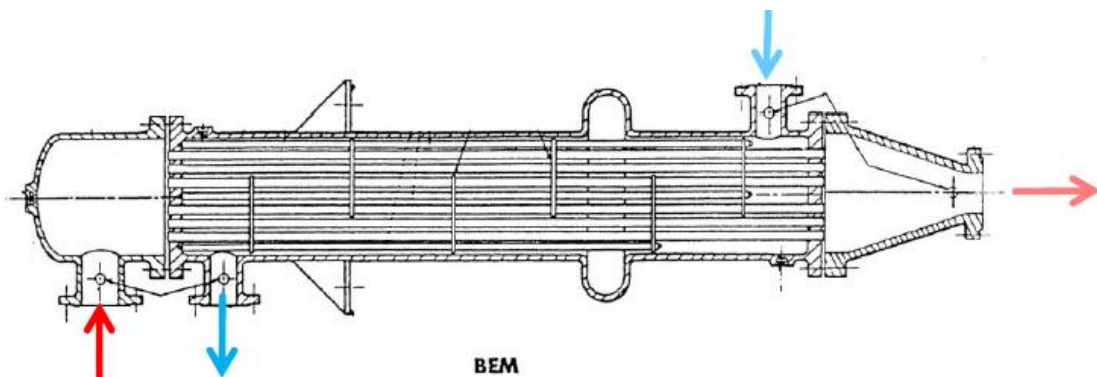


Figura 31: Esquema interior d'un intercanviador tipus BEM. Font: TEMA.

9.3.1.2. Dimensionat de l'intercanviador

Primerament es calcularà la quantitat de calor de l'aliment, a partir de l'equació 27:

$$q = W_2 C_{p2} \Delta T_2 \quad (27)$$

Primer, es busquen les dades per a la temperatura de 25 °C:

Taula 13: Cp a 25°C.

Compost	Cp (kcal/kg°C)	Cp de cada fracció a la mescla (kcal/kg°C)
Metanol	0,546	0,273
Cloroform	0,231	0,0693
Acetona	0,540	0,108
	Sumatori	0,4503

I després les dades per a la temperatura de 127 °C:

Taula 14: Cp a 127 °C.

Compost	Cp (kcal/kg°C)	Cp de cada fracció a la mescla (kcal/kg°C)
Metanol	0,404	0,202
Cloroform	0,265	0,0795
Acetona	0,39	0,078
	Sumatori	0,3595

Les dades per trobar la capacitat calorífica de la mostra estan extretes del *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. Amb les dues dades obtingudes a les 2 temperatures es calcula una Cp mitjana:

$$\overline{Cp}_{mescla} = \frac{0,4503 + 0,3595}{2} = 0,4049 \frac{kcal}{kg^\circ C}$$

Ara ja es disposa de totes les dades necessàries per calcular la quantitat de calor de l'aliment:

$$q = 634,45 \frac{kg}{h} \cdot 0,4049 \frac{kcal}{kg^\circ C} (127 - 25)^\circ C$$

$$q = 26202,66 \text{ kcal/h}$$

A partir de la calor obtinguda, es pot calcular el cabal màssic que es necessitarà de vapor d'aigua amb l'equació 26:

$$q = W_1 C p_1 \Delta T_1 \quad (26)$$

Com s'ha procedit abans, es busquen les dades per a la Cp del vapor d'aigua i es calcula la Cp mitjana:

$$\overline{Cp_{vapor}} = 0,4755 \frac{kcal}{kg^{\circ}C}$$

$$26202,66 kcal/h = W_1 \cdot 0,4755 \frac{kcal}{kg^{\circ}C} (150 - 127)^{\circ}C$$

$$W_1 = 2395,89 kg/h$$

Amb aquestes dades, es passa a calcular l'àrea de pas per l'intercanviador de calor i es calcula a partir de l'equació 28:

$$q = U_0 A_0 \Delta T_{log} \quad (28)$$

Per poder realitzar aquest càlcul, falten per calcular primer el coeficient global de transferència de calor (U_0) i la variació de temperatura logarítmica (Δt_{log}). Per poder calcular Δt_{log} , s'utilitzarà l'equació 30:

$$\Delta T_{log} = \frac{(T_{1i} - T_{20}) - (T_{10} - T_{2i})}{\ln \frac{(T_{1i} - T_{20})}{(T_{10} - T_{2i})}} \quad (30)$$

$$\Delta t_{log} = \frac{(150 - 127) - (127 - 25)}{\ln \frac{(150 - 127)}{(127 - 25)}} = 53,04 ^{\circ}C$$

Per realitzar el càlcul del coeficient global de transferència de calor s'haurà d'utilitzar l'equació 29, a més de suposar les incrustacions nul·les degut a que l'equip serà nou:

$$U_0 = \frac{1}{\frac{D_0}{D_i h_i} + \frac{D_0}{2K} \ln \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_o}} \quad (29)$$

Referent als tubs interns, s'utilitzaran tubs normalitzats per les normes TEMA, d'acer inoxidable amb les següents característiques:

- Diàmetre extern de 50,8 mm.
- Diàmetre intern de 48,32 mm.

Per tal de conèixer el coeficient de convecció interior s'haurà d'obtenir mitjançant càlculs d'equacions empíriques. S'utilitzarà l'equació empírica per l'escalfament d'un fluid amb la següent fórmula:

$$Nu = 0,023(Re)^{0,8}(Pr)^{0,4} \quad (33)$$

On:

Nu → Número de Nusselt.

Re → Número de Reynolds.

Pr → Número de Prandtl.

A més, es necessita saber la velocitat del fluid a partir del cabal per mitjà de la següent equació:

$$Q = \frac{u_i \cdot \pi \cdot D_i^2}{4} \quad (34)$$

On:

Q → Cabal volumètric.

$$u_i = 0,091 \frac{m}{s}$$

Ara s'ha de calcular el número de Reynolds, mitjançant l'equació de Reynolds:

$$Re = \frac{u_i \cdot D_i \cdot \rho}{\mu} \quad (35)$$

On:

u → Velocitat del fluid.

D → Diàmetre del tub.

ρ → Densitat del fluid.

μ → Viscositat dinàmica.

Per poder realitzar el càlcul de la densitat del fluid, s'obtindran les dades necessàries del *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. S'obtenen unes constants per a cada compost:

Taula 15: Constants per al càlcul de la densitat.

Compost	C1	C2	C3	C4
Metanol	2,3267	0,27073	512,5	0,24713
Cloroform	1,0841	0,2581	536,4	0,2741
Acetona	1,2332	0,25886	508,2	0,2913

L'equació descrita al Handbook per trobar la densitat dels compostos és la següent:

$$\rho = \frac{C1}{C2 \left[1 + \left(1 - \frac{T}{C3} \right)^{C4} \right]} \quad (36)$$

On:

C1, C2, C3 i C4 → Constants per al càlcul de la densitat

T → Temperatura (K)

ρ → Densitat (mol/dm³)

Amb aquesta equació, s'obtenen les densitats a 127 °C (400 K):

Taula 16: Densitat de cada component a 127 °C.

Compost	Densitat (mol/dm ³)	Massa molar (g/mol)	Densitat (Kg/m ³)
Metanol	21,102	32,04	676,11
Cloroform	10,652	119,38	1271,64
Acetona	11,272	58,08	654,68

Amb el càlcul de les fraccions molars, es podrà trobar la densitat mitjana de la mescla a 127 °C:

$$\rho_{mescla, 127^{\circ}C} = \frac{634,49 \text{ kg}}{(0,237 + 0,282 + 0,177)m^3} = 911,6 \frac{\text{kg}}{m^3}$$

Es realitza una mitja de les densitat a 25 °C i 127 °C com a valor final:

$$\bar{\rho} = \frac{1074,6 + 911,6}{2} = 993,1 \frac{\text{kg}}{m^3}$$

Per realitzar el càlcul de la viscositat del fluid, s'obtindran les dades del Perry's Chemical Engineers' Handbook i es procedirà de la mateixa forma que amb la densitat, primer obtenint unes constants per al càlcul de la viscositat per a cada compost:

Taula 17: Constants per al càlcul de la viscositat.

Compost	C1	C2	C3	C4	C5
Metanol	-25,317	1789,2	2,069	0	0
Cloroform	-14,109	1049,2	0,5377	0	0
Acetona	-14,918	1023,4	0,5961	0	0

Per a calcular la viscositat mitjançant les anteriors constants, es fa amb la següent equació:

$$\mu = e^{\left(c_1 + \frac{c_2}{T} + c_3 \ln T + c_4 T^{c_5}\right)} \quad (37)$$

On:

T → Temperatura (K).

μ → Viscositat (Pa·s).

C1, C2, C3, C4 i C5 → Constants per al càlcul de viscositat.

Amb aquesta equació, s'obtenen les densitats a 127 °C (400 K) i a 25 °C (298 K):

Taula 18: Viscositat de cada component a 127 °C i 25 °C.

Compost	Viscositat 25 °C (Pa·s)	Viscositat 127 °C (Pa·s)
Metanol	$5,39 \cdot 10^{-4}$	$2,14 \cdot 10^{-4}$
Cloroform	$5,4 \cdot 10^{-4}$	$2,58 \cdot 10^{-4}$
Acetona	$3,07 \cdot 10^{-4}$	$1,53 \cdot 10^{-4}$

Per poder fer una viscositat mitjana a cada temperatura, per una mescla d'hidrocarburs, es pot utilitzar la regla de Kendall i Monroe que diu:

$$\mu^{1/3} = \sum_{i=1}^n x_{Fi} \mu_i^{1/3} \quad (38)$$

Realitzant aquest càlcul s'obté una viscositat per a 25 °C de:

$$\mu_{25^{\circ}C} = 4,86 \cdot 10^{-4} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

I per a 127 °C és:

$$\mu_{127^{\circ}C} = 2,13 \cdot 10^{-4} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

Realitzant una mitja, s'obté una viscositat de:

$$\bar{\mu} = 3,495 \cdot 10^{-4} \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

Un cop calculades la densitat i la viscositat ja es pot obtenir el número de Reynolds, que servirà per deduir si el fluid està en regim laminar o turbulent:

$$Re = 12494,36$$

Com que és més gran que un valor de 4000, el fluid estarà en regim turbulent.

A continuació s'ha de calcular el número de Prandtl que té com a equació:

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k} \quad (39)$$

On:

$C_p \rightarrow$ Capacitat calorífica.

$\mu \rightarrow$ Viscositat.

$k \rightarrow$ Conductivitat tèrmica.

Per trobar la conductivitat tèrmica (k) es fa lo mateix que amb la densitat o viscositat, s'ha de consultar valors tabulats per a cada compost a 25 °C i a 127°C i trobar la conductivitat tèrmica de la mescla a cada temperatura:

$$k_{25^{\circ}\text{C}} = 3,64 \cdot 10^{-5} \frac{\text{kcal}}{\text{ms}^{\circ}\text{C}}$$

$$k_{127^{\circ}\text{C}} = 3,96 \cdot 10^{-6} \frac{\text{kcal}}{\text{ms}^{\circ}\text{C}}$$

Per últim és va obtenir una conductivitat tèrmica mitja de:

$$\bar{k} = \frac{3,64 \cdot 10^{-5} + 3,96 \cdot 10^{-6}}{2} = 2,02 \cdot 10^{-5} \frac{\text{kcal}}{\text{ms}^{\circ}\text{C}}$$

Un cop calculades les dades que faltaven ja es pot calcular el número de Prandtl:

$$Pr = 7,01$$

Ara que ja es coneixen els dos números adimensionals de Re i Pr, es pot calcular el número de Nusselt per posteriorment obtenir el coeficient de convecció a l'interior dels tubs:

$$Nu = 94,93$$

A partir de la fórmula de Nusselt, es pot obtenir el coeficient de convecció:

$$Nu = \frac{h_i D_i}{k}$$

Es fa un canvi d'unitat en la conductivitat tèrmica on passarà de segons a hores:

$$\bar{k} = 0,07272 \frac{\text{kcal}}{\text{mh}^{\circ}\text{C}}$$

Aïllant de l'equació de Nusselt s'obté el coeficient de convecció:

$$h_i = 142,87 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h}^{\circ}\text{C}}$$

Un cop calculat el coeficient de convecció intern, s'ha de calcular el coeficient de convecció extern, però al tractar-se de vapor d'aigua es podrà obtenir de taules estandarditzades. En aquest cas es tracta de vapor d'aigua que es refreda i en la major part del fluid que s'escalfa és metanol, té un valor mig de:

$$\bar{h}_o = 2197,1 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^2\text{h}^{\circ}\text{C}}$$

Un cop calculat el coeficient de convecció, ja es pot passar a calcular el coeficient global de transferència de calor a partir de l'equació 29:

$$U_o = \frac{1}{\frac{D_o}{D_i h_i} + \frac{D_o}{2K} \ln \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_o}} \quad (29)$$

$$U_o = \frac{1}{7,359 \cdot 10^{-3} + 8,475 \cdot 10^{-5} + 4,552 \cdot 10^{-4}} = 126,6 \frac{kcal}{hm^2 \cdot ^\circ C}$$

Ja es disposen de totes les dades per a calcular l'àrea de pas de calor a partir de l'equació 28, però com es tracta d'un equip de carcassa i tubs, se li aplica un factor de correcció F:

$$q = U_o A_o F \Delta T_{log}$$

Aquest factor F es pot trobar en les gràfiques del factor F per a intercanviadors de calor de carcassa i tubs, en aquesta cas a configuració 1-4:

$$F = 0,97$$

Un cop calculat el factor de correcció, ja es pot calcular l'àrea de pas de calor:

$$A_o = 4,02 m^2$$

Disposant de l'àrea de pas de calor, es poden calcular el nombre de tubs i la seva llargada, per fer-ho s'utilitza l'equació 32:

$$A_o = \pi D_{0,tub} L_{tub} N_{tubs} \quad (32)$$

Primerament s'ha de saber quin nombre de tubs es necessitarà, i es podrà saber relacionant el nombre de tubs amb el cabal màssic i volumètric del fluid:

$$G_2 = G_{tub} \cdot N_{tubs} \quad (40)$$

$$W_2 = W_{tub} \cdot N_{tubs} \quad (41)$$

$$W_2 = G_{tub} \cdot N_{tubs} \cdot \rho \quad (42)$$

$$W_2 = \frac{u \pi D_i^2}{4} \cdot N_{tubs} \cdot \rho$$

$$634,49 \frac{kg}{h} = 0,601 \frac{m^3}{h} \cdot N_{tubs} \cdot 993,1 \frac{kg}{m^3}$$

$$N_{tubs} = 1,1 tubs \cong 2 tubs$$

Amb el numero de tubs ja es pot trobar la llargada dels tubs:

$$4,02 \text{ m}^2 = \pi \cdot 50,8 \cdot 10^{-3} \text{ m} \cdot L_{tubs} \cdot 2$$

$$L_{tubs} = 12,6 \text{ m}$$

Com es vol un equip 1-4, la llargada de l'equip serà de 3,15 m. En cas que hi hagi problemes amb l'espai, augmentant el numero de tubs es pot reduir la llargada dels tubs. Per tant, les característiques de l'equip són les següents:

- **Intercanviador de calor de carcassa i tubs tipus BEM amb configuració 1-4 amb un àrea de pas de calor de 4,02 metres quadrats i una llargada de l'equip de 3,15 metres amb un total de 2 tubs interns de 12,6 metres de llargada.**

9.3.2. Intercanviador de calor com a calderí de la columna

9.3.2.1. Descripció de l'intercanviador

Es vol escalfar 7,214 kmol/h de mescla, que seran 444,25 kg/h, de 55,87 °C fins a la temperatura de 63,99 °C al calderí.

Per realitzar aquesta operació, s'utilitzarà aigua líquida a 90 °C que baixarà la seva temperatura fins a 63,99 °C. S'utilitzarà un intercanviador de carcassa i tubs 1-4 en el que la mescla passarà pels tubs interiors i el vapor d'aigua per la carcassa i on el fluid 1 serà l'aigua i el fluid 2 serà l'aliment de la columna.

El material del qual estarà construïda tant la carcassa com els tubs interiors serà d'acer INOX 304L.

L'equip escollit segueix les normes TEMA, i segons aquestes normes, serà del tipus BEM, com es mostra a les figures 32 i 33:

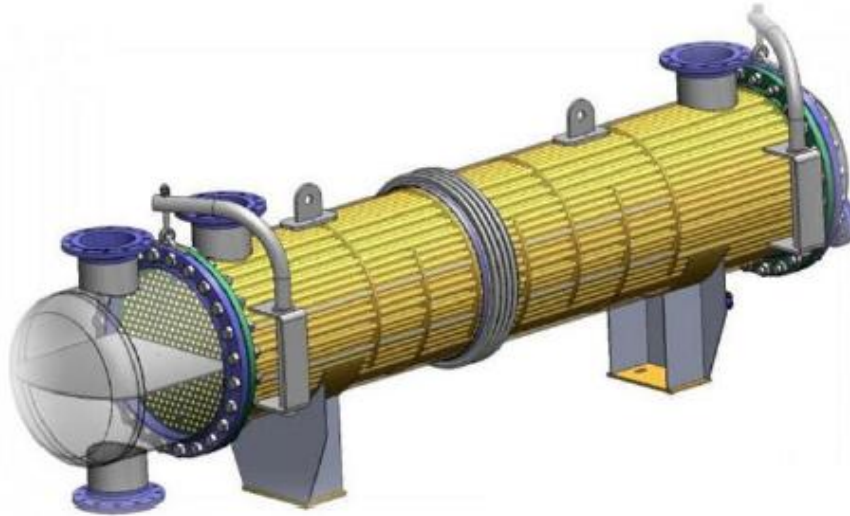


Figura 32: Esquema de l'exterior d'un intercanviador tipus BEM. Font: Tangient.

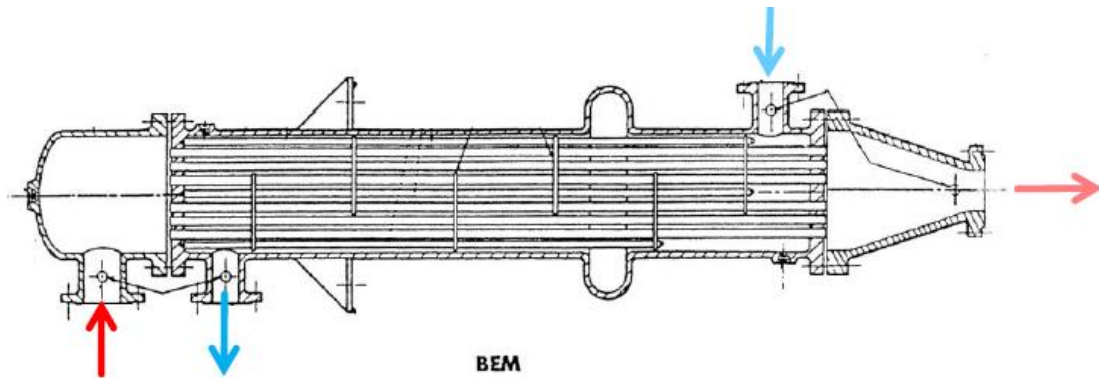


Figura 33: Esquema interior d'un intercanviador tipus BEM. Font: TEMA.

9.3.2.2. Dimensionat de l'intercanviador

Primerament es calcularà la quantitat de calor de l'aliment de la columna, a partir de l'equació 27:

$$q = W_2 C_{p2} \Delta T_2 \quad (27)$$

Les dades per trobar la capacitat calorífica de la mostra estan extretes del *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. Amb les dues dades obtingudes a les 2 temperatures es calcula una Cp mitjana:

$$\overline{C_{p_{mescla}}} = \frac{0,427 + 0,42}{2} = 0,424 \frac{kcal}{kg^{\circ}C}$$

Ara ja es disposa de totes les dades necessàries per calcular la quantitat de calor de l'aliment:

$$q = 444,25 \frac{kg}{h} \cdot 0,424 \frac{kcal}{kg^{\circ}C} (63,99 - 55,87)^{\circ}C$$

$$q = 1529,5 \frac{kcal}{h}$$

A partir de la calor obtinguda, es pot calcular el cabal màssic que es necessitarà de vapor d'aigua amb l'equació 26:

$$q = W_1 C_{p1} \Delta T_1 \quad (26)$$

Com s'ha procedit abans, es busquen les dades per a la Cp de l'aigua i es calcula la Cp mitjana:

$$\overline{C_{p_{aigua}}} = 1 \frac{kcal}{kg^{\circ}C}$$

$$1529,5 \frac{kcal}{h} = W_1 \cdot 1 \frac{kcal}{kg^{\circ}C} (90 - 63,99)^{\circ}C$$

$$W_1 = 60 \frac{kg}{h}$$

Amb aquestes dades, es passa a calcular l'àrea de pas per l'intercanviador de calor i es calcula a partir de l'equació 28:

$$q = U_0 A_0 \Delta T_{log} \quad (28)$$

Per poder realitzar aquest càlcul, falten per calcular primer el coeficient global de transferència de calor (U_0) i la variació de temperatura logarítmica (Δt_{log}).

Per poder calcular Δt_{log} , s'utilitzarà l'equació 30:

$$\Delta T_{log} = \frac{(T_{1i} - T_{2o}) - (T_{1o} - T_{2i})}{\ln \frac{(T_{1i} - T_{2o})}{(T_{1o} - T_{2i})}} \quad (30)$$

$$\Delta t_{log} = \frac{(90 - 63,99) - (63,99 - 55,87)}{\ln \frac{(90 - 63,99)}{(63,99 - 55,87)}} = 15,37^{\circ}C$$

Per realitzar el càlcul del coeficient global de transferència de calor s'haurà d'utilitzar l'equació 29, a més de suposar les incrustacions nul·les degut a que l'equip serà nou:

$$U_0 = \frac{1}{\frac{D_0}{D_i h_i} + \frac{D_0}{2K} \ln \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_o}} \quad (29)$$

Referent als tubs interns, s'utilitzaran tubs normalitzats per les normes TEMA, d'acer inoxidable amb les següents característiques:

- Diàmetre extern de 50,8 mm.
- Diàmetre intern de 48,32 mm.

Per tal de conèixer el coeficient de convecció interior s'haurà d'obtenir mitjançant càlculs d'equacions empíriques. S'utilitzarà l'equació empírica per l'escalfament d'un fluid amb la següent fórmula:

$$Nu = 0,023(Re)^{0,8}(Pr)^{0,4} \quad (33)$$

Per poder realitzar el càlcul de la densitat del fluid, s'obtindran les dades necessàries del Perry's Chemical Engineers' Handbook. L'equació descrita al Handbook per trobar la densitat dels compostos és la següent:

$$\rho = \frac{C1}{C2 \left[1 + \left(\frac{T}{C3} \right)^{C4} \right]} \quad (36)$$

Amb aquesta equació, s'obtenen les densitats a 55,87 °C:

$$\rho_{mescla, 55,87^\circ C} = 1001,4 \frac{kg}{m^3}$$

Amb l'equació, s'obtenen les densitats a 66,99 °C (336,99 K):

Taula 19: Densitat de cada component a 63,99 °C.

Compost	Densitat (mol/dm ³)	Massa molar (g/mol)	Densitat (Kg/m ³)
Metanol	23,423	32,04	750,47
Cloroform	11,797	119,38	1408,33
Acetona	12,749	58,08	740,46

Amb el càlcul de les fraccions molars, es podrà trobar la densitat mitjana de la mescla a 63,99 °C:

$$\rho_{mescla, 63,99^\circ C} = \frac{444,25 \text{ kg}}{(0,162 + 0,171 + 0,11)m^3} = 1002,8 \frac{kg}{m^3}$$

Es realitza una mitja de les densitat a 55,87 °C i 63,99 °C com a valor final:

$$\bar{\rho} = \frac{1001,4 + 1002,8}{2} = 1002,1 \frac{kg}{m^3}$$

A més, es necessita saber la velocitat del fluid a partir del cabal per mitjà de la següent equació:

$$Q = \frac{u_i \cdot \pi \cdot D_i^2}{4} \quad (34)$$

$$u_i = 0,067 \frac{m}{s}$$

Ara s'ha de calcular el número de Reynolds, mitjançant l'equació de Reynolds:

$$Re = \frac{u_i \cdot D_i \cdot \rho}{\mu} \quad (35)$$

Per realitzar el càlcul de la viscositat del fluid, s'obtindran les dades del *Perry's Chemical Engineers' Handbook* i es procedirà de la mateixa forma que amb la densitat. Per a calcular la viscositat mitjançant les anteriors constants, es fa amb la següent equació:

$$\mu = e^{(C1 + \frac{C2}{T} + C3 \ln T + C4 T^{C5})} \quad (37)$$

Realitzant aquest càlcul s'obté una viscositat per a 55,87 °C de:

$$\mu_{55,87^\circ C} = 3,4 \cdot 10^{-4} Pa \cdot s$$

I per la temperatura de 63,99 °C és:

$$\mu_{63,99^\circ C} = 3,29 \cdot 10^{-4} Pa \cdot s$$

Realitzant una mitja, s'obté una viscositat de:

$$\bar{\mu} = 3,345 \cdot 10^{-4} Pa \cdot s$$

Un cop calculada la viscositat ja es pot obtenir el número de Reynolds, que servirà per deduir si el fluid està en regim laminar o turbulent:

$$Re = 9698,77$$

Com que és més gran que un valor de 4000, el fluid estarà en regim turbulent.

A continuació s'ha de calcular el número de Prandtl que té com a equació:

$$Pr = \frac{Cp \cdot \mu}{k} \quad (39)$$

Per trobar la conductivitat tèrmica (k) es fa lo mateix que amb la densitat o viscositat, s'ha de consultar valors tabulats per a cada compost a 55,87 °C i a 63,99°C i trobar la conductivitat tèrmica de la mescla a cada temperatura:

$$k_{55,87^{\circ}C} = 2,32 \cdot 10^{-5} \frac{kcal}{ms^{\circ}C}$$

$$k_{63,99^{\circ}C} = 2,08 \cdot 10^{-5} \frac{kcal}{ms^{\circ}C}$$

Per últim és va obtenir una conductivitat tèrmica mitja de:

$$\bar{k} = \frac{2,32 \cdot 10^{-5} + 2,08 \cdot 10^{-5}}{2} = 2,2 \cdot 10^{-5} \frac{kcal}{ms^{\circ}C}$$

Un cop calculades les dades que faltaven ja es pot calcular el número de Prandtl:

$$Pr = 6,45$$

Ara que ja es coneixen els dos números adimensionals de Re i Pr, es pot calcular el número de Nusselt per posteriorment obtenir el coeficient de convecció a l'interior dels tubs:

$$Nu = 74,98$$

A partir de la fórmula de Nusselt, es pot obtenir el coeficient de convecció:

$$Nu = \frac{h_i D_i}{k}$$

Es fa un canvi d'unitat en la conductivitat tèrmica on passarà de segons a hores:

$$\bar{k} = 0,0792 \frac{kcal}{mh^{\circ}C}$$

Aïllant de l'equació de Nusselt s'obté el coeficient de convecció:

$$h_i = 122,9 \frac{kcal}{m^2 h^{\circ}C}$$

Un cop calculat el coeficient de convecció intern, s'ha de calcular el coeficient de convecció extern, però al tractar-se d'aigua líquida es podrà obtenir de taules estandarditzades. En aquest cas es tracta d'aigua líquida que es refreda i en el fluid que s'escalfa són dissolvents orgànics, té un valor mig de:

$$\bar{h}_o = 850 \frac{kcal}{m^2 h^{\circ}C}$$

Un cop calculat el coeficient de convecció, ja es pot passar a calcular el coeficient global de transferència de calor a partir de l'equació 29:

$$U_o = \frac{1}{\frac{D_o}{D_i h_i} + \frac{D_o}{2K} \ln \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_o}} \quad (29)$$

$$U_o = \frac{1}{8,554 \cdot 10^{-3} + 8,934 \cdot 10^{-5} + 1,176 \cdot 10^{-3}} = 101,84 \frac{kcal}{hm^2^{\circ}C}$$

Com que és un equip de carcassa i tubs, s'utilitza el mètode ϵ -NTU, primer calculant una ϵ :

$$\epsilon = \frac{q}{C_{min} (t_{1i} - t_{2i})}$$

$$C_1 = W_1 \cdot Cp_1$$

$$C_2 = W_2 \cdot Cp_2$$

S'obté el valor de ϵ :

$$\epsilon = 0,98$$

Tot seguit s'ha de calcular el valor de Z:

$$Z = \frac{C_{min}}{C_{max}}$$

$$Z = 0,3$$

Per a poder obtenir el valor de NTU, s'ha d'anar a les gràfiques del mètode ϵ -NTU i entrant els valors de Z i ϵ , s'obté un valor de NTU, en aquest cas per a una configuració de carcassa i tubs 1-4:

$$NTU = 5$$

Amb el valor de NTU ja pot trobar l'àrea de pas de calor:

$$NTU = \frac{U_o A_o}{C_{min}}$$

$$A_o = 2,95 \text{ m}^2$$

Disposant de l'àrea de pas de calor, es poden calcular el nombre de tubs i la seva llargada, per fer-ho s'utilitza l'equació 32:

$$A_o = \pi D_{0,tub} L_{tub} N_{tubs} \quad (32)$$

Primerament s'ha de saber quin nombre de tubs es necessitarà, i es podrà saber relacionant el nombre de tubs amb el cabal màssic i volumètric del fluid:

$$G_2 = G_{tub} \cdot N_{tubs} \quad (40)$$

$$W_2 = W_{tub} \cdot N_{tubs} \quad (41)$$

$$W_2 = G_{tub} \cdot N_{tubs} \cdot \rho \quad (42)$$

$$W_2 = \frac{u \pi D_i^2}{4} \cdot N_{tubs} \cdot \rho$$

$$444,25 \frac{kg}{h} = 0,442 \frac{m^3}{h} \cdot N_{tubs} \cdot 1002,1 \frac{kg}{m^3}$$

$$N_{tubs} = 2 \text{ tub}$$

Amb el numero de tubs ja es pot trobar la llargada dels tubs:

$$2,95 \text{ m}^2 = \pi \cdot 50,8 \cdot 10^{-3} \text{ m} \cdot L_{tubs} \cdot 2$$

$$L_{tubs} = 9,24 \text{ m}$$

Com es vol un equip 1-4, la llargada de l'equip serà de 2,3 m. En cas que hi hagi problemes amb l'espai, augmentant el numero de tubs es pot reduir la llargada dels tubs. Per tant, les característiques de l'equip són les següents:

- **Intercanviador de calor de carcassa i tubs tipus BEM amb configuració 1-4 amb un àrea de pas de calor de 2,95 metres quadrats i una llargada de l'equip de 2,3 metres amb un total de 2 tubs interns de 9,24 metres de llargada.**

9.3.3. Intercanviador de calor com a condensador de la columna

9.3.3.1. Descripció de l'intercanviador

Es vol refredar 5,372 kmol/h de mescla, que seran 384,08 kg/h, de 58,62 °C fins a la temperatura de condensació del azeòtrop, que és 57,6 °C.

Per realitzar aquesta operació, s'utilitzarà aigua líquida a 5 °C que augmentarà la seva temperatura fins a 57,6 °C. S'utilitzarà un intercanviador de carcassa i tubs 1-4 en el que la mescla passarà pels tubs interiors i el vapor d'aigua per la carcassa i on el fluid 1 serà el vapor d'aigua i el fluid 2 serà el destil·lat.

El material del qual estarà construïda tant la carcassa com els tubs interiors serà d'acer INOX 304L.

L'equip escollit segueix les normes TEMA, i segons aquestes normes, serà del tipus BEM, com es mostra a les figures 34 i 35:

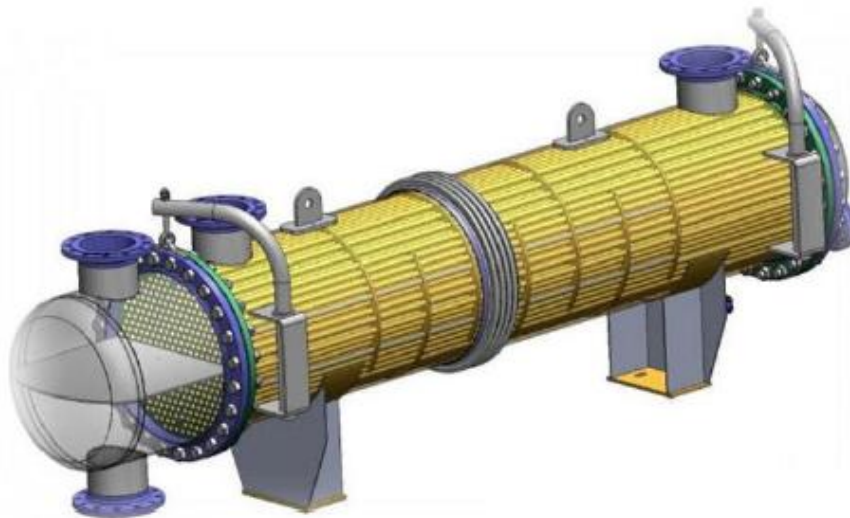


Figura 34: Esquema de l'exterior d'un intercanviador tipus BEM. Font: Tangient.

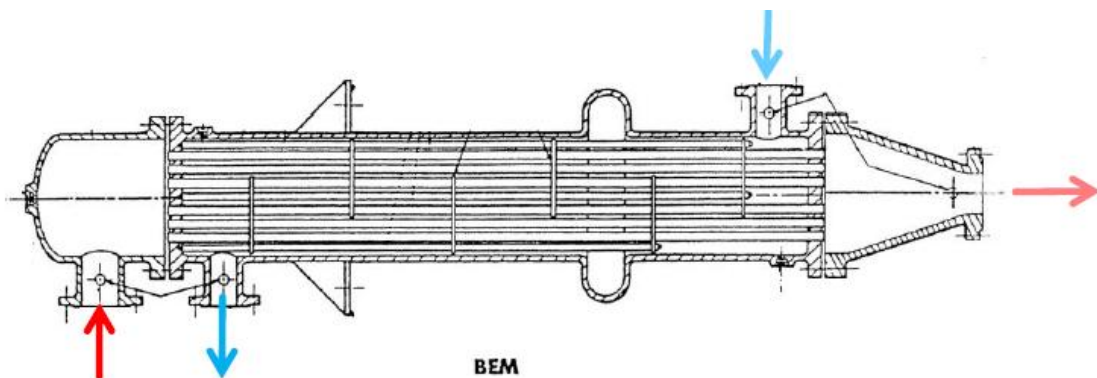


Figura 35: Esquema interior d'un intercanviador tipus BEM. Font: TEMA.

9.3.3.2. Dimensionat de l'intercanviador

Primerament es calcularà la quantitat de calor del destil·lat, a partir de l'equació 27 i afegint el terme de calor de condensació per a cada component:

$$q = W_2 C p_2 \Delta T_2 + W_m \lambda_m + W_c \lambda_c + W_a \lambda_a \quad (27)$$

Les dades per trobar la capacitat calorífica de la mostra estan extretes del *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. Amb les dues dades obtingudes a les 2 temperatures es calcula una Cp mitjana:

$$\overline{Cp_{mescla}} = 0,40 \frac{kcal}{kg^{\circ}C}$$

Per últim, s'han de trobar els valors tabulats de les calors latents de condensació per a cada component:

$$\lambda_m = 263,86 \frac{kcal}{kg}$$

$$\lambda_c = 59,03 \frac{kcal}{kg}$$

$$\lambda_a = 125,24 \frac{kcal}{kg}$$

Ara ja es disposa de totes les dades necessàries per calcular la quantitat de calor de l'aliment:

$$q = 384,08 \frac{kg}{h} \cdot 0,4 \frac{kcal}{kg^{\circ}C} (58,62 - 57,6)^{\circ}C + 63,17 \frac{kg}{h} \cdot 263,86 \frac{kcal}{kg} + 240,49 \frac{kg}{h} \cdot 59,03 \frac{kcal}{kg} + 80,42 \frac{kg}{h} \cdot 125,24 \frac{kcal}{kg} = -41092,67 \frac{kcal}{h}$$

A partir de la calor obtinguda, es pot calcular el cabal màssic que es necessitarà de vapor d'aigua amb l'equació 26:

$$q = W_1 C p_1 \Delta T_1 \quad (26)$$

Com s'ha procedit abans, es busquen les dades per a la Cp de l'aigua i es calcula la Cp mitjana:

$$\overline{Cp_{aigua}} = 1 \frac{kcal}{kg^{\circ}C}$$

$$41092,67 \frac{kcal}{h} = W_1 \cdot 1 \frac{kcal}{kg^{\circ}C} (57,6 - 5)^{\circ}C$$

$$W_1 = 781,23 \frac{kg}{h}$$

Amb aquestes dades, es passa a calcular l'àrea de pas per l'intercanviador de calor i es calcula a partir de l'equació 28:

$$q = U_0 A_0 \Delta T_{log} \quad (28)$$

Per poder realitzar aquest càlcul, falten per calcular primer el coeficient global de transferència de calor (U_0) i la variació de temperatura logarítmica (Δt_{log}). Per poder calcular Δt_{log} , s'utilitzarà l'equació 30:

$$\Delta T_{log} = \frac{(T_{1i} - T_{2o}) - (T_{1o} - T_{2i})}{\ln \frac{(T_{1i} - T_{2o})}{(T_{1o} - T_{2i})}} \quad (30)$$

$$\Delta t_{log} = \frac{(5 - 57,6) - (57,6 - 58,62)}{\ln \frac{(5 - 57,6)}{(57,6 - 58,62)}} = -13,08^{\circ}C$$

Per realitzar el càlcul del coeficient global de transferència de calor s'haurà d'utilitzar l'equació 29, a més de suposar les incrustacions nul·les degut a que l'equip serà nou:

$$U_0 = \frac{1}{\frac{D_0}{D_i h_i} + \frac{D_0}{2K} \ln \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_o}} \quad (29)$$

Referent als tubs interns, s'utilitzaran tubs normalitzats per les normes TEMA, d'acer inoxidable amb les següents característiques:

- Diàmetre extern de 50,8 mm.
- Diàmetre intern de 48,32 mm.

Per tal de conèixer el coeficient de convecció interior s'haurà d'obtenir mitjançant càlculs d'equacions empíriques. S'utilitzarà l'equació empírica pel refredament d'un fluid amb la següent fórmula:

$$Nu = 0,023(Re)^{0,8}(Pr)^{0,3} \quad (33)$$

Per poder realitzar el càlcul de la densitat del fluid, s'obtidran les dades necessàries del *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. Es realitza una mitja de les densitat a com a valor final:

$$\bar{\rho} = 1066,9 \frac{kg}{m^3}$$

A més, es necessita saber la velocitat del fluid a partir del cabal per mitjà de la següent equació:

$$Q = \frac{u_i \cdot \pi \cdot D_i^2}{4} \quad (34)$$

$$u_i = 0,054 \frac{m}{s}$$

Ara s'ha de calcular el número de Reynolds, mitjançant l'equació de Reynolds:

$$Re = \frac{u_i \cdot D_i \cdot \rho}{\mu} \quad (35)$$

Per realitzar el càlcul de la viscositat del fluid, s'obtidran les dades del *Perry's Chemical Engineers' Handbook* i es procedirà de la mateixa forma que amb la densitat. Realitzant una mitja, s'obté una viscositat de:

$$\bar{\mu} = 3,428 \cdot 10^{-4} Pa \cdot s$$

Un cop calculades la densitat i la viscositat ja es pot obtenir el número de Reynolds, que servirà per deduir si el fluid està en regim laminar o turbulent:

$$Re = 8120,89$$

Com que és més gran que un valor de 4000, el fluid estarà en regim turbulent. A continuació s'ha de calcular el número de Prandtl que té com a equació:

$$Pr = \frac{Cp \cdot \mu}{k} \quad (39)$$

Per trobar la conductivitat tèrmica (k) es fa lo mateix que amb la densitat o viscositat, s'ha de consultar valors tabulats per a cada compost i trobar la conductivitat tèrmica de la mescla a cada temperatura. Per últim s'obté una conductivitat tèrmica mitja de:

$$\bar{k} = 2,27 \cdot 10^{-5} \frac{kcal}{ms^{\circ}C}$$

Un cop calculades les dades que faltaven ja es pot calcular el número de Prandtl:

$$Pr = 6,04$$

Ara que ja es coneixen els dos números adimensionals de Re i Pr, es pot calcular el número de Nusselt per posteriorment obtenir el coeficient de convecció a l'interior dels tubs:

$$Nu = 52,93$$

A partir de la fórmula de Nusselt, es pot obtenir el coeficient de convecció:

$$Nu = \frac{h_i D_i}{k}$$

Es fa un canvi d'unitat en la conductivitat tèrmica on passarà de segons a hores:

$$\bar{k} = 0,082 \frac{kcal}{mh^{\circ}C}$$

Aïllant de l'equació de Nusselt s'obté el coeficient de convecció:

$$h_i = 100,19 \frac{kcal}{m^2 h^{\circ}C}$$

Un cop calculat el coeficient de convecció intern, s'ha de calcular el coeficient de convecció extern, però al tractar-se de vapor d'aigua es podrà obtenir de taules estandarditzades. En aquest cas es tracta d'aigua com a fluid fred i un dissolvent orgànic com a fluid calent, té un valor mig de:

$$\bar{h}_o = 488,24 \frac{kcal}{m^2 h^{\circ}C}$$

Un cop calculat el coeficient de convecció, ja es pot passar a calcular el coeficient global de transferència de calor a partir de l'equació 29:

$$U_o = \frac{1}{\frac{D_o}{D_i h_i} + \frac{D_o}{2K} \ln \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_o}} \quad (29)$$

$$U_o = \frac{1}{0,0105 + 8,953 \cdot 10^{-5} + 2,048 \cdot 10^{-3}} = 79,13 \frac{kcal}{hm^2^{\circ}C}$$

Ja es disposen de totes les dades per a calcular l'àrea de pas de calor a partir de l'equació 28, però com es tracta d'un equip de carcassa i tubs, se li aplica un factor de correcció F:

$$q = U_o A_o F \Delta T_{log}$$

Aquest factor F es pot trobar en les gràfiques del factor F per a intercanviadors de calor de carcassa i tubs, en aquesta cas a configuració 1-4:

$$F = 1$$

Un cop calculat el factor de correcció, ja es pot calcular l'àrea de pas de calor:

$$A_o = 39,7 \text{ m}^2$$

Disposant de l'àrea de pas de calor, es poden calcular el nombre de tubs i la seva llargada, per fer-ho s'utilitza l'equació 32:

$$A_o = \pi D_{0,tub} L_{tub} N_{tubs} \quad (32)$$

Primerament s'ha de saber quin nombre de tubs es necessitarà, i es podrà saber relacionant el nombre de tubs amb el cabal màssic i volumètric del fluid:

$$G_2 = G_{tub} \cdot N_{tubs} \quad (40)$$

$$W_2 = W_{tub} \cdot N_{tubs} \quad (41)$$

$$W_2 = G_{tub} \cdot N_{tubs} \cdot \rho \quad (42)$$

$$W_2 = \frac{u\pi D_i^2}{4} \cdot N_{tubs} \cdot \rho$$

$$384,08 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 0,356 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot N_{tubs} \cdot 1066,9 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$N_{tubs} = 1,01 \text{ tubs} \cong 2 \text{ tubs}$$

En aquest cas, s'augmenta el numero de tubs a 20 per a poder disposar d'un equip no molt gran. Amb el numero de tubs ja es pot trobar la llargada dels tubs:

$$39,7 \text{ m}^2 = \pi \cdot 50,8 \cdot 10^{-3} \text{ m} \cdot L_{tubs} \cdot 20$$

$$L_{tubs} = 12,44 \text{ m}$$

Com es vol un equip 1-4, la llargada de l'equip serà de 3 m. En cas que hi hagi problemes amb l'espai, augmentant el numero de tubs es pot reduir la llargada dels tubs. Per tant, les característiques de l'equip són les següents:

- **Intercanviador de calor de carcassa i tubs tipus BEM amb configuració 1-4 amb un àrea de pas de calor de 39,7 metres quadrats i una llargada de l'equip de 3 metres amb un total de 20 tubs interns de 12,44 metres de llargada.**

9.4. Altres equips

9.4.1. Tanc d'emmagatzematge

El tanc d'emmagatzematge haurà de tenir un volum suficient per garantir un dia sencer de treball continu. Per tant, calculant el cabal que es necessitarà durant un dia podem establir les seves dimensions, a més de proporcionar un sobre dimensionat per evitar un possible pic de cabal.

El volum necessari per un dia a 25 °C serà:

$$V = 10 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \cdot \frac{63,449 \text{ kg}}{1 \text{ kmol}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1074,6 \text{ kg}} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ dia}} = 14,17 \frac{\text{m}^3}{\text{dia}}$$

Per evitar possibles augments momentanis de cabal i que desbordi el tanc, es fa un sobre dimensionat del 15% per tal d'evitar-ho:

$$V = 14,17 \frac{\text{m}^3}{\text{dia}} \cdot 1,15 = 16,3 \frac{\text{m}^3}{\text{dia}}$$

Aquest volum es pot arrodonir a 17 m³. Per tant, utilitzant la fórmula del volum d'un cilindre, s'obtenen els seus paràmetres de disseny, prefixant una alçada de 5 metres:

$$17 \frac{\text{m}^3}{\text{dia}} = \pi \cdot r^2 \cdot 5 \text{ m}$$

$$r = 1,05 \text{ m}$$

Les dimensions del tanc d'emmagatzematge seran de 5 metres d'alçada i 1,05 metres de radi, i la forma del tanc es pot observar en la figura 36:

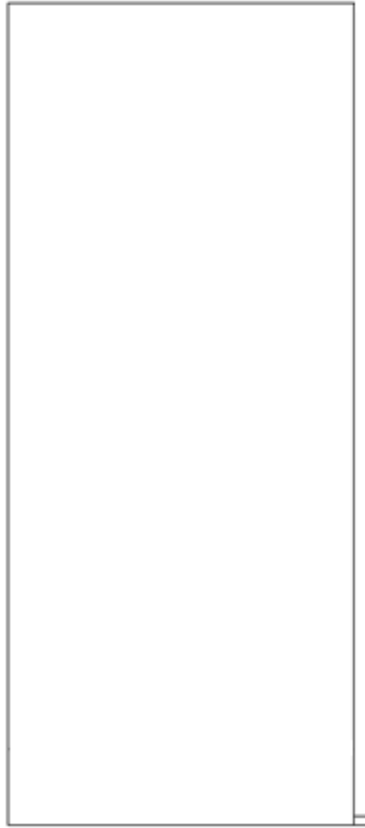


Figura 36: Esquema del tanc. Font: AutoCAD.

El material del qual estarà construït serà d'acer INOX 304L.

9.4.2. Canonades

Per al bon funcionament de la planta es volen instal·lar canonades de 2". El diagrama de flux amb tots els equips és mostra a la següent figura 37:

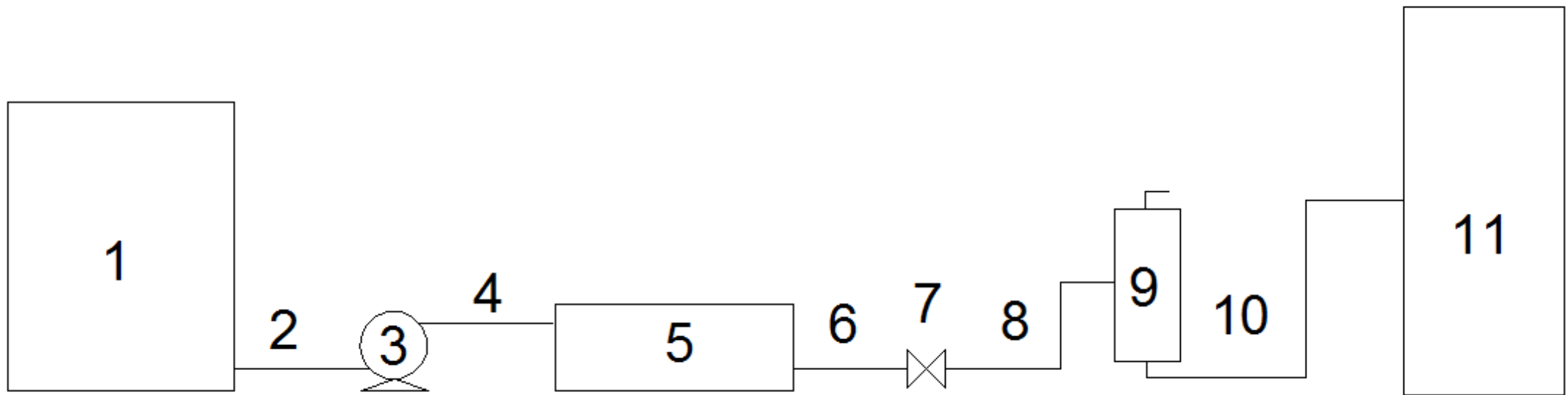


Figura 37: Diagrama de blocs de la planta incloent canonades. Font: Elaboració pròpia amb AutoCAD.

A continuació s'expliquen cadascun dels elements de la figura 37:

- L'element 1 correspon al tanc d'emmagatzematge. Aquest estarà definit per una alçada de 5 metres i un radi intern de 1,05 metres.
- L'element 2 correspon a un tram recte de canonada que connectarà el tanc d'emmagatzematge amb la bomba centrífuga. Aquesta estarà definida per 1 metre de llargada i un diàmetre nominal de 2 polzades.
- L'element 3 correspon a una bomba centrífuga la qual pujarà la pressió del sistema de 1 a 10 atm.
- L'element 4 correspon a un colze estàndard amb tram recte de canonada que connectarà la bomba centrífuga amb d'intercanviador de calor. Aquesta estarà definida per 1 metre de llargada i un diàmetre nominal de 2 polzades.
- L'element 5 correspon a un intercanviador de calor de carcassa i tubs 1-4 on l'equip tindrà una llargada de 3,15 metres.
- L'element 6 correspon a un tram recte de canonada que connectarà el l'intercanviador amb la vàlvula. Aquesta estarà definida per 1 metre de llargada i un diàmetre nominal de 2 polzades.
- L'element 7 correspon a una vàlvula per reduir la pressió del sistema de 10 fins a 1 atm per tal de poder donar-se la separació instantània.
- L'element 8 correspon a un tram recte de canonada que connectarà el la vàlvula amb un colze estàndard, tot seguit d'un tram recte vertical de 0,75 metres que unirà els dos colzes estàndards i un tram horitzontal de 0,5 metres que unirà el colze estàndard amb el separador flash, tots els trams amb un diàmetre nominal de 2 polzades.
- L'element 9 correspon a un separador flash cilíndric que consta d'una alçada de 1,5 metres, on l'aliment entrarà per el punt mig d'aquesta alçada i el radi del separador és de 0,5 metres.
- L'element 10 correspon a un tram recte horitzontal de 1 metre, un colze estàndard, un tram recte vertical de 6,3 metres, un colze estàndard i un tram recte horitzontal de 1 metre de canonades que connectarà la sortida del líquid del separador flash amb l'entrada de l'aliment de la columna de destil·lació. Aquest sistema de canonades estarà definit per un diàmetre nominal de 2 polzades.
- L'element 11 correspon a una columna de destil·lació amb 20 plats, 12,55 metres d'alçada i 1,5 metres de diàmetre. L'aliment entrarà pel plat situat al mig de l'alçada.

És important saber si el procés que s'està duent a terme, una pressió de 10 atm just després de la bomba és suficient per arribar a la vàlvula i no haver perdut molta pressió. Es volen instal·lar canonades de 2 polzades de diàmetre nominal. Per realitzar aquesta comprovació s'ha de plantejar l'equació de Bernoulli entre dos punts. Els dos punts triats són com a punt 1 la sortida de la bomba i punt 2 l'entrada de la vàlvula:

$$\frac{P_{atm}}{\rho g} + \frac{P_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} + z_1 = \frac{P_{atm}}{\rho g} + \frac{P_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + z_2 + h_{f_{1-2}}$$

On:

P_{atm} → Pressió atmosfèrica.

P → Pressió relativa.

u → Velocitat del fluid.

g → gravetat.

ρ → Densitat del fluid.

z → Alçada respecte el nivell hidràulic.

h_f → Pèrdues de carrega.

Si es diu que la bomba i la vàlvula es troben al mateix nivell hidràulic i que els termes de pressió atmosfèrica s'anul·len a tots dos costats, l'equació queda com:

$$\frac{P_1}{\rho g} + \frac{u_1^2}{2g} = \frac{P_2}{\rho g} + \frac{u_2^2}{2g} + h_{f_{1-2}}$$

Només com a incògnites quedarien la P_2 i el terme de pèrdua de carrega h_f entre els dos punts. Per a poder calcular aquestes pèrdues de carrega, es pot fer mitjançant la següent equació:

$$h_{f_{1-2}} = f \cdot \frac{L + L_{eq}}{D} \cdot \frac{u^2}{2g}$$

On:

f → Coeficient de fricció.

L → Longitud dels trams rectes.

L_{eq} → Longitud equivalent dels accessoris.

D → Diàmetre de les canonades.

Per a poder calcular el factor de fricció, es fa per mitjà d'un gràfic de fricció on entrant un Reynolds (Re) mig del sistema i una rugositat relativa (ϵ/D) de les canonades, es pot trobar aquest coeficient de fricció:

$$Reynolds = 9098,28$$

$$\frac{\epsilon}{D_{Acers}} = 0,0009$$

$$f = 0,032$$

A més, s'ha de calcular la longitud equivalent per als accessoris per mitjà de gràfiques estandarditzades i els trams rectes, els qual es sumen als anteriors:

$$1 \text{ colze estàndard} = 6 \text{ m}$$

$$2 \text{ trams rectes de } 1 \text{ m} = 2 \text{ m}$$

Un cop trobades totes les dades, ja es pot calcular les pèrdues de carrega entre els dos punts:

$$h_{f_{1-2}} = 0,032 \cdot \frac{(2 + 6) \text{ m}}{52,5 \cdot 10^{-3} \text{ m}} \cdot \frac{\left(0,088 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 1,925 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

Ja amb les pèrdues de carrega trobades, es pot calcular la pressió just abans d'entrar a la vàlvula reductora:

$$P_2 = 859329,73 \text{ Pa} = 8,48 \text{ atm}$$

Com la pressió just abans d'entrar a la vàlvula reductora de pressió, és inferior a 10 atm, cal incrementar la pressió a la sortida de la bomba. Amb una **pressió a la sortida de la bomba de 12 atm**, s'obté a l'entrada de vàlvula una pressió de 10,18 atm.

El material del qual estaran construïdes tant les canonades com els colzes estàndards serà d'acer INOX 304L.

9.4.3. Vàlvula reductora de pressió

S'utilitzarà una vàlvula pilotada reductora de pressió de la marca Maxomatic. És una vàlvula de cos metàl·lic d'acer inoxidable amb membrana de cautxú fluoroelastomer, el qual li dona las propietats suficients per aguantar temperatures superiors a 150 °C.

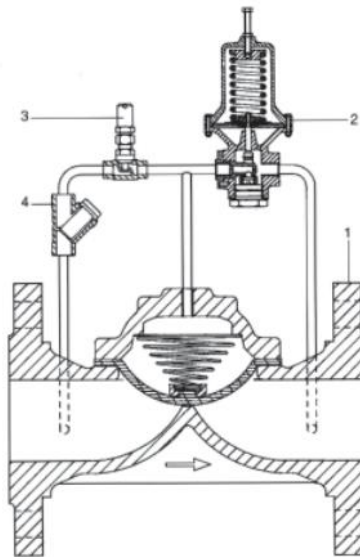


Figura 38: Esquema vàlvula pilotada. Font: Maxomatic.

La figura 38 mostra un exemple de vàlvula pilotada reductora de pressió amb la vàlvula principal (1) en posició tancada (sense cabal). Aquesta posició ve determinada per la vàlvula pilot (2) en la posició totalment tancada. La posició de la vàlvula d'agulla reguladora de velocitat (3) determina la velocitat d'ompliment o buidatge de la càmera superior regulant, així, la velocitat d'operació en la vàlvula principal. El filtre (4) és una mesura de seguretat per evitar problemes dins de les vàlvules.

Límits d'aplicació:

Màxima pressió d'entrada: 20 bars (19,7 atm).

Mínima pressió de regulació: 0,5 bars (0,5 atm).

Màxima pressió de regulació: 16 bars (15,8 atm).

9.4.4. Bomba centrífuga

Per a poder garantir que a la vàlvula reductora de pressió hi arriba una pressió de 10 atm, la bomba centrífuga ha de poder generar la suficient potencia. Per aquest motiu, s'ha de buscar la bomba centrífuga que més s'adeqüi a la planta.

S'utilitzarà una bomba centrífuga de la marca Pompetravaini. És una bomba centrífuga unicel·lular unificada segons les normes ISO 2858/DIN 24256 i ISO 5199. És de cos metàl·lic de ferro forjat i la carcassa de la bomba és del tipus espiral amb brida de succió axial, l'impulsor és del tipus radial amb muntatge en sortint., els quals li donen les propietats suficients per aguantar temperatures entre -40 i 280 °C.



Figura 39: Interior i exterior bomba centrífuga TCH. Font: Pompetravaini.

La figura 39 mostra un la bomba centrífuga TCH series la qual serà utilitzada per la planta. És una bomba capaç de suportar líquids nets o lleugerament contaminats, calents, sobre escalfats, àcids i càustics, a més de ser molt apropiada per a la indústria química, petroquímica, farmacèutica, alimentària, paperera, siderúrgica i tèxtil.

Aquesta bomba és idònia per aquesta planta degut a que és capaç de pujar la pressió al sistema fins a 15 bars (14,8 atm), aguantar temperatures superiors a 127°C i donar una potencia de fins a 30 kW, lo que és més que suficient per aquesta planta.

Límits d'aplicació:

Màxima pressió de sortida: 15 bars (14,8 atm).

Mínima temperatura admissible: -40 °C.

Màxima temperatura admissible: 280 °C.

Màxima potencia generada: 30 kW.

10. Valoració econòmica

Els preus per equip i la instal·lació total, es mostren a continuació, en pressupostos per equip i un pressupost final amb la totalitat:

Equip Bomba centrífuga.

Bomba centrífuga Pompetravaini model TCH, de diàmetre 2 polzades, cos de fundició i potència de 30 kW.

Valor	Unitat	Descripció	%	Preu unitari (€/u)	Import (€)
Equips					
1		Bomba centrífuga de 30 kW de potència.		14500,00	14500,00
Subtotal equip:					14500,00
Mà d'obra					
		Instal·lació, aïllament i instrumentació de l'equip instal·lat	60	14500,00	8700,00
Subtotal mà d'obra:					8700,00
Costos directes complementaris					
		Costos fixos de manteniment anual de l'equip instal·lat	15	14500,00	2175,00
				Costos directes:	25375,00

El cost de la bomba és orientatiu, i ha estat consultat a l'empresa Preyva. A més, s'ha aplicat un cost d'instal·lació, aïllament i instrumentació de la bomba centrífuga corresponent al 60% del cost inicial de la bomba i un cost de manteniment anual de la bomba, corresponent al 15% del cost inicial de la bomba.

Equip Calderí

Intercanviador de calor de carcassa tipus BEM i configuració 1-4, carcassa d'acer INOX 304L amb un àrea de pas de calor per a l'equip de 2,95 m² i 2 tubs interiors de 9,24 metres, de diàmetre intern de 48,32 mm i extern de 50,8 mm d'acer INOX 304L

Valor	Unitat	Descripció	%	Preu unitari (€/u)	Import (€)
Equips					
1		Intercanviador de calor tipus BEM i configuració 1-4		12464,00	12464,00
Subtotal equip:					12464,00
Mà d'obra					
		Instal·lació, aïllament i instrumentació de l'equip instal·lat	60	12464,00	7478,40
Subtotal mà d'obra:					7478,40
Costos directes complementaris					
		Costos fixos de manteniment anual de l'equip instal·lat	15	12464,00	1869,60
Costos directes:					21812,00

El cost del calderí és orientatiu, i ha estat consultat a l'empresa Noxman. A més, s'ha aplicat un cost d'instal·lació, aïllament i instrumentació del calderí corresponent al 60% del cost inicial del calderí i un cost de manteniment anual del calderí, corresponent al 15% del cost inicial del calderí.

Equip Sistema de canonades

Sistema de canonades i colzes estàndard de diàmetre 2 polzades i d'Acer INOX 304L.

Valor	Unitat	Descripció	%	Preu unitari (€/u)	Import (€)
Equips					
17,6	m	Canonada de diàmetre 2" d'Acer INOX 304L		31,60	556,16
6	peça	Colze estàndard de diàmetre 2" d'Acer INOX 304L		3,92	23,52
Subtotal equip:					579,68
Mà d'obra					
		Instal·lació, aïllament i instrumentació de l'equip instal·lat	60	579,68	347,81
Subtotal mà d'obra:					347,81
Costos directes complementaris					
		Costos fixos de manteniment anual de l'equip instal·lat	15	579,68	86,95
Costos directes:					1014,44

El cost de les canonades i els colzes és orientatiu, el cost de les canonades es fa en base als metres totals de canonada i el preu d'un metre de canonada, els cost dels colzes es fa en base al colzes existents en la planta i al preu per cada colze. Tots els preus han estat consultats a l'empresa Grupo Almesa. A més, s'ha aplicat un cost d'instal·lació, aïllament i instrumentació dels dos equips corresponent al 60% del cost inicial dels dos equips i un cost de manteniment anual dels dos equips, corresponent al 15% del cost inicial dels dos equips.

Equip Columna de fraccionament amb plats

Columna de fraccionament cilíndrica de 12,55 m d'alçada, 1,5 m de diàmetre intern i parets de 5 mm d'espessor, d'Acer INOX 304L.

Plats circulars tipus campana de bombolleig, de 1,2 m de diàmetre i 5 cm d'alçada, d'Acer INOX 304L.

Valor	Unitat	Descripció	%	Preu unitari (€/u)	Import (€)
Equips					
6390	kg	Estructura d'acer INOX 304L 5 mm		8,00	51120,00
20	plats	Plat tipus campana bombolleig Acer INOX 304L		1150,00	23000,00
Subtotal equip:					74120,00
Mà d'obra					
		Instal·lació, aïllament i instrumentació de l'equip instal·lat	60	74120,00	44472,00
Subtotal mà d'obra:					44472,00
Costos directes complementaris					
		Costos fixos de manteniment anual de l'equip instal·lat	15	74120,00	11118,00
Costos directes:					129710,00

El cost de la columna és orientatiu, el cost dels plats es fa en base als plats totals i el preu d'un plat, el cost de l'estructura es fa en base als kilograms d'acer de l'estructura i al preu per kilogram d'acer. Tots els preus han estat consultats a l'empresa Sulzer. A més, s'ha aplicat un cost d'instal·lació, aïllament i instrumentació de la columna corresponent al 60% del cost inicial de la columna i un cost de manteniment anual de la columna, corresponent al 15% del cost inicial de la columna.

Equip Condensador

Intercanviador de calor de carcassa tipus BEM i configuració 1-4, carcassa d'acer INOX 304L amb un àrea de pas de calor per a l'equip de 39,7 m² i 20 tubs interiors de 12,44 metres, de diàmetre intern de 48,32 mm i extern de 50,8 mm d'acer INOX 304L.

Valor	Unitat	Descripció	%	Preu unitari (€/u)	Import (€)
Equips					
1		Intercanviador de calor tipus BEM i configuració 1-4		22632,00	22632,00
Subtotal equip:					22632,00
Mà d'obra					
		Instal·lació, aïllament i instrumentació de l'equip instal·lat	60	22632,00	13579,20
Subtotal mà d'obra:					13579,20
Costos directes complementaris					
		Costos fixos de manteniment anual de l'equip instal·lat	15	22632,00	3394,80
Costos directes:					39606,00

El cost del condensador és orientatiu, i ha estat consultat a l'empresa Noxman. A més, s'ha aplicat un cost d'instal·lació, aïllament i instrumentació del condensador corresponent al 60% del cost inicial del condensador i un cost de manteniment anual del condensador, corresponent al 15% del cost inicial del condensador.

Equip Intercanviador de calor

Intercanviador de calor de carcassa tipus BEM i configuració 1-4, carcassa d'acer galvanitzat amb un àrea de pas de calor per a l'equip de 4,02 m² i 2 tubs interiors de 12,6 metres de diàmetre intern de 48,32 mm i extern de 50,8 mm d'Acer INOX 304L

Valor	Unitat	Descripció	%	Preu unitari (€/u)	Import (€)
Equips					
1		Intercanviador de calor tipus BEM		17010,00	17010,00
Subtotal equip:					17010,00
Mà d'obra					
		Instal·lació, aïllament i instrumentació de l'equip instal·lat	60	17010,00	10206,00
Subtotal mà d'obra:					10206,00
Costos directes complementaris					
		Costos fixos de manteniment anual de l'equip instal·lat	15	17010,00	2551,50
Costos directes:					29767,50

El cost de l'intercanviador és orientatiu, i ha estat consultat a l'empresa Noxman. A més, s'ha aplicat un cost d'instal·lació, aïllament i instrumentació de l'intercanviador corresponent al 60% del cost inicial de l'intercanviador i un cost de manteniment anual de l'intercanviador, corresponent al 15% del cost inicial de l'intercanviador.

Equip Separador Flash.

Separador Flash de forma cilíndrica de 1,5 m d'alçada, 1 m de diàmetre intern i parets de 5 mm d'espessor, d'Acer INOX 304L.

Valor	Unitat	Descripció	%	Preu unitari (€/u)	Import (€)
Equips					
335	kg	Estructura acer INOX 304L 5 mm		8,00	2680,00
Subtotal equip:					2680,00
Mà d'obra					
		Instal·lació, aïllament i instrumentació de l'equip instal·lat	60	2680,00	1608,00
Subtotal mà d'obra:					1608,00
Costos directes complementaris					
		Costos fixos de manteniment anual de l'equip instal·lat	15	2680,00	402,00
Costos directes:					4690,00

El cost del separador flash és orientatiu, el cost de l'estructura es fa en base als kilograms d'acer de l'estructura i al preu per kilogram d'acer. A més, s'ha aplicat un cost d'instal·lació, aïllament i instrumentació del separador flash corresponent al 60% del cost inicial del separador flash i un cost de manteniment anual del separador flash, corresponent al 15% del cost inicial del separador flash.

Equip Tanc d'emmagatzematge.

Tanc d'emmagatzematge de forma cilíndrica de 5 m d'alçada, 1,05 m de diàmetre intern i parets de 5 mm d'espessor, d'Acer INOX 304L.

Valor	Unitat	Descripció	%	Preu unitari (€/u)	Import (€)
		Equips			
1230	kg	Estructura acer INOX 304L 5 mm		8,00	9840,00
					Subtotal equip: 9840,00
		Mà d'obra			
		Instal·lació, aïllament i instrumentació de l'equip instal·lat	60	9840,00	5904,00
					Subtotal mà d'obra: 5904,00
		Costos directes complementaris			
		Costos fixos de manteniment anual de l'equip instal·lat	15	9840,00	1476,00
				Costos directes:	17220,00

El cost del tanc és orientatiu, el cost de l'estructura es fa en base als kilograms d'acer de l'estructura i al preu per kilogram d'acer. A més, s'ha aplicat un cost d'instal·lació, aïllament i instrumentació del tanc corresponent al 60% del cost inicial del tanc i un cost de manteniment anual del tanc, corresponent al 15% del cost inicial del tanc.

Equip Vàlvula reductora de pressió.

Vàlvula pilotada reductora de pressió Maxomatic amb membrana de cautxú fluoroelastomer i cos d'Acer INOX 304, de diàmetre de 2

Valor	Unitat	Descripció	%	Preu unitari (€/u)	Import (€)
		Equips			
1		Vàlvula pilotada reductora de pressió d'Acer INOX 304		273,00	273,00
					Subtotal equip: 273,00
		Mà d'obra			
		Instal·lació, aïllament i instrumentació de l'equip instal·lat	60	273,00	163,80
					Subtotal mà d'obra: 163,80
		Costos directes complementaris			
		Costos fixos de manteniment anual de l'equip instal·lat	15	273,00	40,95
				Costos directes:	477,75

El cost de la vàlvula és orientatiu, i ha estat consultat a l'empresa Comeval. A més, s'ha aplicat un cost d'instal·lació, aïllament i instrumentació de la vàlvula corresponent al 60% del cost inicial de la vàlvula i un cost de manteniment anual de la vàlvula, corresponent al 15% del cost inicial de la vàlvula.

11. Resum de resultats

Primerament, s'ha resolt el tanc que contindrà l'aliment. Aquest tanc serà un dipòsit cilíndric de 5 metres d'alçada i 1,05 metres de radi. Tindrà una capacitat d'aproximadament 17 m³. Aquest aliment, dins del tanc tindrà les següents condicions:

- Una temperatura de 25 °C.
- Una pressió de 1 atm.
- Estarà en estat líquid.
- Tindrà les següents composicions molars:

Taula 6: Composició inicial de l'aliment.

Compost	Fracció molar (x_F)
Metanol	0,5
Cloroform	0,3
Acetona	0,2

Posteriorment, s'ha vist quina dimensió han de tenir les canonades per al transport del fluid. Les canonades seran de 2 polzades i hi haurà 5 trams de canonades.

El primer, uneix el tanc d'emmagatzematge amb la bomba centrífuga i és de 1 metre. El segon tram és de 1 metre amb un colze estàndard a la sortida de la bomba i uneix la bomba centrífuga i l'intercanviador de calor. El tercer tram uneix l'intercanviador de calor amb la vàlvula i serà de 1 metre. El quart tram uneix la vàlvula i un colze estàndard, sent de 1 metre la llargada. El cinquè tram, serà un tram vertical per unir els dos colzes estàndard i serà de 5 metres. El sisè tram és de 0,5 metres horitzontals unint el colze amb el separador flash. El setè tram uneix la sortida del líquid del separador flash amb un colze estàndard per un tram recte vertical de 0,30 m. El vuitè tram uneix dos colzes estàndards amb un tram recte horitzontal de 1 metre. El novè tram uneix dos colzes estàndards amb un tram recte vertical de 6,3 metres. L'últim tram uneix el colze estàndard i la columna pel plat 10, amb un tram recte horitzontal de 0,5 metres.

Un cop solucionat el tema de les canonades, es va resoldre quin tipus de bomba es necessitava per aquesta planta i que donés suficient pressió al sistema. La bomba ha de donar una pressió a la sortida, de 12 atm per fer que arribi el fluid a la vàlvula amb 10 atm. La bomba escollida té les següents característiques:

- Bomba centrífuga model TCH de la marca Pompetravaini.
- Màxima pressió de sortida: 15 bars (14,8 atm).
- Mínima temperatura admissible: -40 °C.
- Màxima temperatura admissible: 280 °C.
- Màxima potencia generada: 30 kW.

A continuació, es va dimensionar l'intercanviador de calor el qual ha d'eleva la temperatura del fluid fins als 127 °C a partir de la temperatura que porta el líquid de 25 °C. L'intercanviador de calor escollit té les següents característiques:

- Intercanviador de calor de carcassa i tubs tipus BEM segons les normes TEMA amb configuració 1-4.
- Consta de 2 tubs.
- La llargada dels tubs és de 12,6 m.
- Té un àrea de pas de la calor de 4,02 m².
- La llargada de l'equip és de 3,15 m.
- El fluid calefactor és vapor d'aigua saturat a 150 °C.

L'últim pas abans de realitzar l'operació flash, és reduir la pressió de 10 atm a 1 atm. Per realitzar aquesta operació s'ha escollit una vàlvula reductora de pressió, la qual té les següents característiques:

- Vàlvula reductora de pressió de la marca Maxomatic.
- Membrana de cautxú fluoroelastomer.
- Suporta temperatures superiors a 150 °C.
- Màxima pressió d'entrada: 20 bars (19,7 atm).
- Mínima pressió de regulació: 0,5 bars (0,5 atm).
- Màxima pressió de regulació: 16 bars (15,8 atm).

Un cop ja definits els equips anteriors, s'ha resolt l'operació flash donant a lloc als següents resultats:

- Es treballarà a una temperatura de 55,9 °C i 1 atm de pressió.
- Es treballarà amb un cabal de 10 kmol/h.
- S'obtidran dos cabals, un líquid de 7,214 kmol/h i un vapor de 2,786 kmol/h.
- Tindrà un volum de 1,2 m³.
- Tindrà forma cilíndrica, una alçada de 1,5 metres i un radi de 0,5 metres.
- Tindrà les següents composicions molars:

Taula 20: Composició en el separador flash.

Compost	Fracció molar líquid (x)	Fracció molar vapor (y)
Metanol	0,525	0,436
Cloroform	0,280	0,352
Acetona	0,195	0,212

Com es pot comprovar a la taula 20, s'ha aconseguit realitzar una separació flash on el grau de separació no és molt gran, però això és el que fan els processos flash industrialment, separacions petites però econòmiques i per aquest motiu s'utilitzen molt.

Per últim, s'ha aplicat una columna de fraccionament al líquid obtingut al separador flash, on s'ha resolt aquesta columna i s'ha dimensionat, obtenint els següents resultats:

- Es treballarà a una temperatura de 64°C al calderí i 58,6 °C al cap de columna.
- Es treballarà a una pressió en tota la columna de 1 atm.
- Es treballarà amb un cabal de 7,214 kmol/h.
- S'obtidran dos cabals, un líquid de 1,834 kmol/h i un vapor de 5,372 kmol/h.
- Tindrà forma cilíndrica, una alçada de 12,55 metres i un radi de 1,5 metres.
- S'utilitzaran plats tipus campana de bombolleig de 1,2 metres de diàmetre.
- La raó de reflux extern serà de 1.
- La velocitat dels vapors dintre de la columna serà de 0,0219 m/s.
- Tindrà les següents composicions molars:

Taula 21: Composició en la columna.

Compost	Fracció molar líquid (x)	Fracció molar vapor (y)
Metanol	0,987	0,368
Cloroform	0,004	0,373
Acetona	0,009	0,259

Com es pot comprovar a la taula 21, s'ha aconseguit realitzar una separació d'un dels components en la seva quasi totalitat, sent aquest component metanol al 99%.

Juntament amb la columna, s'ha calculat el dimensionat del calderí el qual ha d'elevat la temperatura del fluid fins als 63,99 °C a partir de la temperatura que porta el líquid de 55,67 °C. L'intercanviador de calor escollit té les següents característiques:

- Intercanviador de calor de carcassa i tubs tipus BEM segons les normes TEMA amb configuració 1-4.
- Consta de 2 tubs.
- La llargada dels tubs és de 9,24 m.
- Té un àrea de pas de la calor de 2,95 m².
- La llargada de l'equip és de 2,3 m.
- El fluid calefactor és aigua líquida a 90 °C.

I per últim, s'ha calculat el dimensionat del condensador el qual ha de reduir la temperatura del fluid fins als 57,6 °C a partir de la temperatura que porta el líquid de 58,62 °C. L'intercanviador de calor escollit té les següents característiques:

- Intercanviador de calor de carcassa i tubs tipus BEM segons les normes TEMA amb configuració 1-4.
- Consta de 20 tubs.
- La llargada dels tubs és de 12,44 m.
- Té un àrea de pas de la calor de 39,7 m².
- La llargada de l'equip és de 3 m.
- El fluid calefactor és aigua líquida a 5 °C.

A continuació en la figura 40, es mostra un diagrama de la mescla de la qual es parteix i de la mescla final aconseguida:

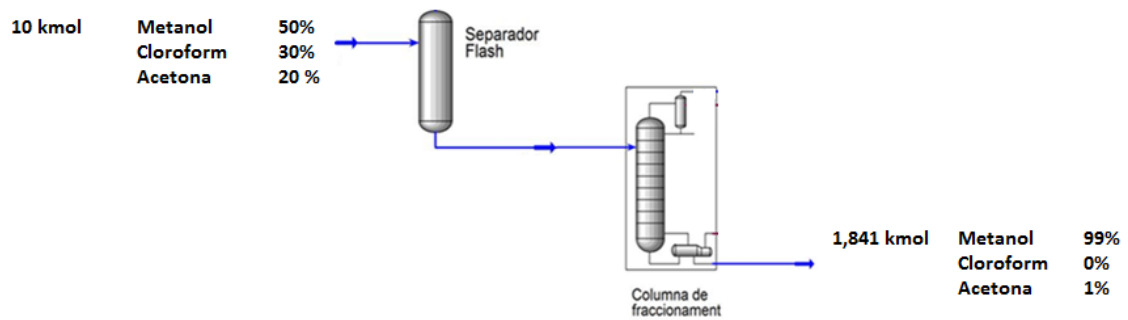


Figura 40: Diagrama inicial i final de la mostra. Font: Hysys.

12. Conclusions

A l'acabar aquest treball s'extreuen les conclusions següents:

- Inicialment el nombre de compostos era de tres, i al finalitzar el treball, amb la separació flash i la columna de fraccionament, a la part del líquid s'han reduït a només un compost, sent aquest metanol al 99%.
- Les condicions de treball són molt assequibles, sent la temperatura de treball de 127 °C prèvia al separador flash i 64 °C a la columna, a més d'una pressió de treball de 1 atm en tots dos equips i 10 atm prèvies al separador flash.

13. Treball futur

Els resultats obtinguts en aquest treball deixen portes obertes de cara a continuacions per assolir l'objectiu d'aconseguir una recuperació total dels dissolvents. Es poden plantejar possibles hipòtesis de cara a un treball futur:

- S'hauria de realitzar una experimentació de la mescla problema amb diferents tipus de substàncies per a poder conèixer millor com afecten als azeòtrops.
- Una de les hipòtesis seria centrar-se en el corrent de vapor de la columna i intentar separar la mescla aplicant tècniques de membrana, on les tècniques convencionals de destil·lació arriben a un punt difícil d'aplicació.
- Una altre hipòtesis seria treballar amb tècniques biotecnològiques, on mitjançant un microorganisme pugui eliminar per complet un dels compostos de la mescla, deixant així només dos components i reduint considerablement el grau de complicació a l'hora de fer la separació total.
- Com a última hipòtesis, pel que respecta a la fase vapor de tots dos equips de separació, seria introduir aquest cabal vapor en un forn per cremar-lo aprofitant així la seva energia calorífica en qualsevol procés de calefacció.

14. Índex de figures

Figura 1: Diagrama d'equilibri d'una mescla binària. Font: Kister, Henry Z.	6
Figura 2: La primera imatge correspon a un azeòtrop d'ebullició màxima i la segona imatge correspon a un azeòtrop d'ebullició mínima. Font: López Cornejo, P.	10
Figura 3: Diagrama acetona – metanol. Font: Elaboració pròpia amb Excel.	10
Figura 4: Diagrama cloroform – metanol. Font: Elaboració pròpia amb Excel.	11
Figura 5: Diagrama acetona – cloroform. Font: Elaboració pròpia amb Excel.	11
Figura 6: Comportament azeotrópic complex d'una mescla ternària, formant tres azeòtrops binaris i un azeòtrop ternari “saddle”. Font: Hilmen, E.	12
Figura 7: Versió 2D per a la mescla de la figura 4. Font: Hilmen, E.	13
Figura 8: Esquema del separador flash. Font: Mbeychok.	13
Figura 9: Esquema de la destil·lació flash. Font: Mbeychok.	15
Figura 10: Esquema del equip de destil·lació fraccionada per una mescla binària. Font: Fredy Galindez, J.	16
Figura 11: Esquema de funcionament d'una columna de destil·lació de plats amb campanes. Font: Chiesa L.	17
Figura 12: Intercanviador de calor de carcassa i tubs 1-4. Font: EPSEM.	21
Figura 13: Placa deflectora d'un intercanviador de calor. Font: EPSEM.	22
Figura 14: Ajust quadrat. Font: EPSEM.	22
Figura 15: Ajust quadrat girat. Font: EPSEM.	23
Figura 16: Ajust triangular. Font: EPSEM.	23
Figura 17: Diagrama de flux de destil·lació. Font: Distiller.	28
Figura 18: Rectificador. Font: Distiller.	28
Figura 19: Diagrama de blocs de la planta. Font: Elaboració pròpia amb AutoCAD.	38
Figura 20: Diagrama de flux elaborat amb Hysys. Font: Hysys.	39
Figura 21: Tram bomba centrífuga. Font: Hysys.	40
Figura 22: Tram de l'intercanviador de calor. Font: Hysys.	40
Figura 23: Tram de la vàlvula. Font: Hysys.	41
Figura 24: Separador flash. Font: Hysys.	41
Figura 25: Columna de fraccionament. Font: Hysys.	42
Figura 26: Diagrama de flux global de la planta. Font: Hysys.	43

Figura 27: Comparativa inicial versus final. Font: Elaboració pròpia amb Paint.	44
Figura 28: Separador flash. Font: Elaboració pròpia amb AutoCAD.....	46
Figura 29: Esquema de la columna. Font: Elaboració pròpia amb AutoCAD.	47
Figura 30: Esquema de l'exterior d'un intercanviador tipus BEM. Font: Tangient.	48
Figura 31: Esquema interior d'un intercanviador tipus BEM. Font: TEMA.	48
Figura 32: Esquema de l'exterior d'un intercanviador tipus BEM. Font: Tangient.	57
Figura 33: Esquema interior d'un intercanviador tipus BEM. Font: TEMA.	57
Figura 34: Esquema de l'exterior d'un intercanviador tipus BEM. Font: Tangient.	64
Figura 35: Esquema interior d'un intercanviador tipus BEM. Font: TEMA.	64
Figura 36: Esquema del tanc. Font: AutoCAD.	71
Figura 37: Diagrama de blocs de la planta incloent canonades. Font: Elaboració pròpia amb AutoCAD.	72
Figura 38: Esquema vàlvula pilotada. Font: Maxomatic.	75
Figura 39: Interior i exterior bomba centrífuga TCH. Font: Pompetravaini.	76
Figura 40: Diagrama inicial i final de la mostra. Font: Hysys.....	86

15. Índex de taules

Taula 1: Coeficient q per a cada tipus d'aliment.	20
Taula 2: Grup de cada component triat.	31
Taula 3: Dades físiques dels dissolvents.	32
Taula 4: Dades físiques dels dissolvents de la pagina de Dortmund Data Bank.	32
Taula 5: Dades d'equilibri de la mescla de la pagina de Dortmund Data Bank.	33
Taula 6: Composició de l'aliment.....	33
Taula 7: Temperatura i cabals a una pressió de 1 a 0,5 atm.....	36
Taula 8: Temperatura i cabals a una pressió de 2 a 1 atm.....	36
Taula 9: Temperatura i cabals a una pressió de 5 a 1 atm.....	37
Taula 10: Temperatura i cabals a una pressió de 10 a 1 atm.....	37
Taula 11: Propietats físiques de cada corrent.	39
Taula 12: Composicions de cada corrent.	39
Taula 13: Cp a 25°C.	49
Taula 14: Cp a 127 °C.	49
Taula 15: Constants per al càlcul de la densitat.	51
Taula 16: Densitat de cada component a 127 °C.	52
Taula 17: Constants per al càlcul de la viscositat.	52
Taula 18: Viscositat de cada component a 127 °C i 25 °C.	53
Taula 19: Densitat de cada component a 63,99 °C.	59
Taula 20: Composició en el separador flash.....	84
Taula 21: Composició en la columna.	85

16. Bibliografia

- A. OLAFADAHAN, O.; O. ADENIYI, V.; T. POPOOLA, L.; Salami, L. *Mathematical Modelling and Simulation of Multicomponent Distillation Column for Acetone-Chloroform-Methanol System* [en línia]. Advanced Chemical Engineering Research. 2013. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <<http://dpi-journals.com/index.php/ACER/article/download/597/465>>
- Befesa. *Befesa: Por un mundo sostenible, Befesa gestiona residuos industriales mediante las mejores técnicas disponibles* [en línia]. Espanya: Befesa Medio Ambiente S.L.. 2017. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <<http://www.befesa.com/web/es/>>
- BIOIBERICA. *BIOIBERICA- Biomoléculas para la industria farmacéutica, veterinaria y agrícola* [en línia]. Espanya: Bioiberica S.A.. 2017. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <<https://www.bioiberica.com/index/es/#>>
- CRUZ FIERRO, C. F. *Algunos Métodos de Estimación para Viscosidad* [en línia] 2017. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <<http://tecno.cruzfierro.com/formularios/viscosidad>>
- COSTA NOVELLA, E. *INGENIERÍA QUÍMICA 5. Transferencia de materia. 1ª part.* Madrid: Alhambra. S.A., 1988.
- DDBST GmbH. *Vapor-Liquid Equilibrium Data of Acetone + Chloroform + Methanol from Dortmund Data Bank.* [en línia]. DDBST GmbH. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <<http://www.ddbst.com/en/EED/VLE/VLE%20Acetone%3BChloroform%3BMethanol.php>>
- Distiller. *Distiller S.A. – Inicio* [en línia]. Espanya: Distiller S.A.. 2017. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <<http://www.distillersa.com/>>
- Engineers Edge, LLC. *Convective Heat Transfer Coefficients Table Chart* [en línia]. Geòrgia: Engineers Edge, LLC. 2017. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <http://www.engineersedge.com/heat_transfer/>
- Generalitat de Catalunya. *Agència de Residus de Catalunya* [en línia]. Generalitat de Catalunya. 2017 [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <<http://residus.gencat.cat/es/>>

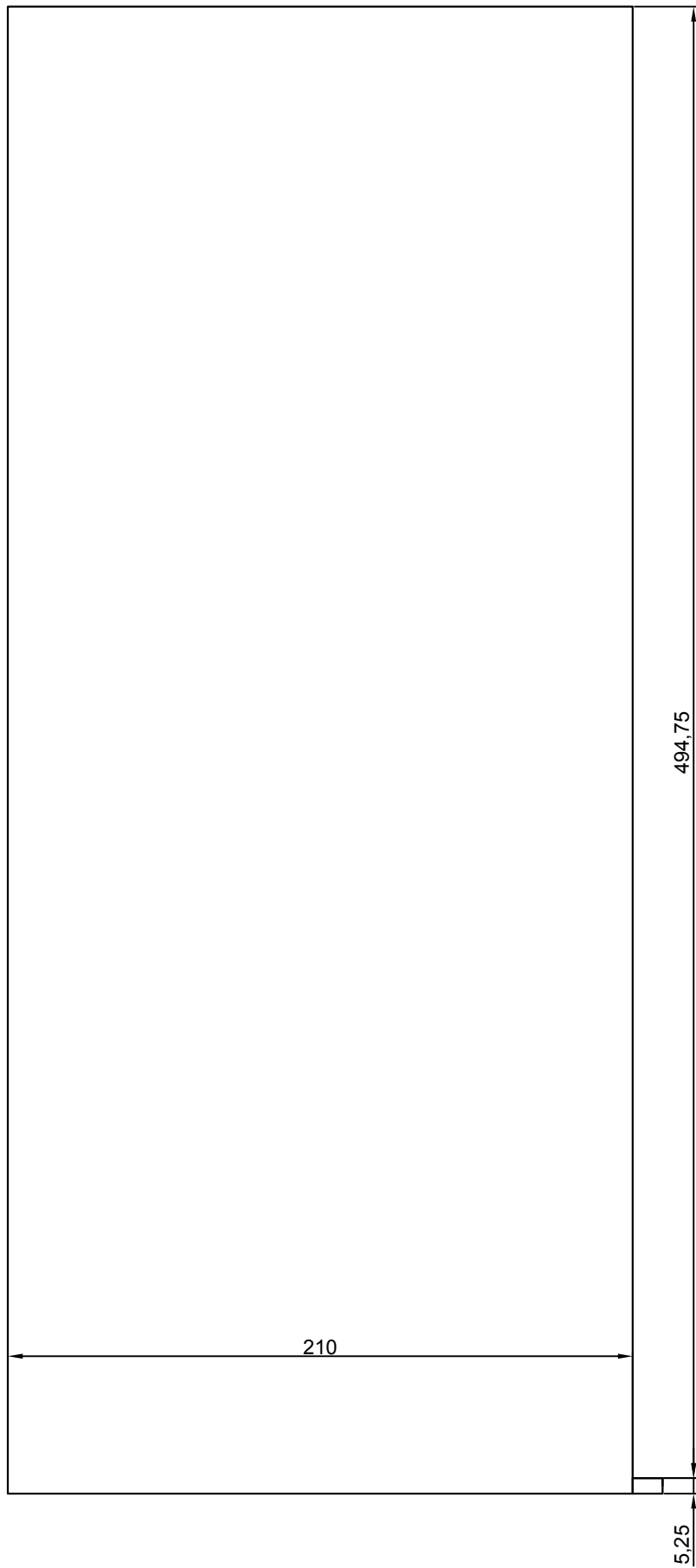
- GUERRA, M.J. *Aspen HYSYS Property Packages* [en línia]. Aspen Technology, Inc. 2006. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <<http://sites.poli.usp.br/d/pqi2408/BestPracticesOptimumSimulationsHYSYSPropertyPackages.pdf>>
- H. PERRY, R.; W. GREEN, D. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 8ª ed. Madrid: McGraw-Hill, 2008. ISBN 9780071422949.
- H&C Heat Transfer Solutions Inc. *Heat Transfer Coefficients Typical Values* [en línia]. Canada: H&C Heat Transfer Solutions Inc. 2014. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <<http://www.hcheattransfer.com/coefficients.html>>
- HIAKI, T.; KURIHARA, K.; KOJIMA, K. *Vapor-Liquid Equilibria for Acetone + Chloroform + Methanol and Constituent Binary Systems at 101.3 kPa* [en línia]. Journal of Chemical Engineering Data: Japó. 1994. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <<http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/je00016a017>>
- IPCS. *Fitxa de seguretat de l'acetona* [en línia]. Espanya: INSHT. 2009. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <<http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/FI/SQ/Ficheros/0a100/nspn0087.pdf>>
- IPCS. *Fitxa de seguretat del cloroform* [en línia]. Espanya: INSHT. 2000. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <<http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/FI/SQ/Ficheros/0a100/nspn0027.pdf>>
- M. COULSON, J.; F. RICHARDSON, J. *Ingeniería química: Operaciones básicas*. Tom II. 3ª ed. Barcelona: EDITORIAL REVERTÉ S.A., 2003. ISBN 84-291-7136-3.
- Maxomatic. *Fitxa tècnica de la vàlvula pilotada Maxomatic* [en línia]. COMEVAL, S.L. 2005. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <http://www.comeval.es/pdf/cat_tec/hidraulicas/control_pilotadas.pdf>
- ORACZ, P.; WARYCHA, S. *Vapour-liquid equilibria. XII. The ternary system methanol-chloroform-acetone at 303.15 K* [en línia]. ELSEVIER: Poland. 1997. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0378381297001015>>
- Pompetravaini. *Fitxa tècnica de la bomba centrífuga* [en línia]. Preyva, S.L. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <<http://www.preyva.com/bajar.php?id=2.1%20TCH-TCA-TCT-TCD.pdf>>

- Scharlab. *Fitxa de seguretat del metanol* [en línia]. Espanya: Scharlab, S.L. 2012. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <<https://www.upc.edu/prevenio/ca/seguretat-higiene/arxiu/manipulacio-productes-quimics/fds-metanol.pdf>>
- TORRES, J.A.; BARZOLA L.B.; DE LA CRUZ, Y. DISEÑO DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN MULTICOMPONENTE [en línia]. Perú: Universidad Nacional de Ingeniería. 2011. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <<https://es.scribd.com/doc/64538028/DESTILACION-MULTICOMPONENTE>>
- Tradebe. *Tradebe - corporate* [en línia]. Espanya: Tradebe. 2017. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <<http://www.tradebe.com/>>
- Universitat Politècnica de Catalunya. *Escola Politècnica Superior d'Enginyeria de Manresa. EPSEM* [en línia]. Catalunya: Universitat Politècnica de Catalunya. 2017. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <<https://www.epsem.upc.edu/ca>>
- Valls Química. *Valls Química* [en línia]. Espanya: Valls Química S.A.. 2017. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <<http://www.vallsquimica.com/>>
- Wikipedia. *Azeotrope – Wikipedia* [en línia]. Wikipedia Foundation Inc.. 2017. [Consulta: 19 Juny 2017]. Disponible a: <<https://en.wikipedia.org/wiki/Azeotrope>>
- Grupo Almesa. *Inicio – Grupo Almesa* [en línia]. Espanya: Grupo Almesa. 2017. [Consulta: 26 Juny 2017]. Disponible a: <<http://www.almesa.com/>>
- Comeval. *Válvulas y Productos para el control de fluidos – COMEVAL* [en línia]. Espanya: Comeval. 2017. [Consulta: 26 Juny 2017]. Disponible a: <<http://www.comeval.es/>>
- Preyva. *Preyva S.L. Presión y vacío* [en línia]. Espanya: Preyva. 2017. [Consulta: 26 Juny 2017]. Disponible a: <<http://www.preyva.com/>>

17. Annex

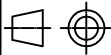
17.1. Plànols

A continuació es mostren els plànols detallats del tanc d'emmagatzematge en primer lloc, del separador flash en segon lloc i per últim, la columna de fraccionament, tots ells amb les seves mesures pertinents. Totes les mesures són en centímetres.



ESCALA

1 : 2,2



CONJUNT

Tanc d'emmagatzematge

DIBUIXAT PER

Rubén Pamplona Llanos

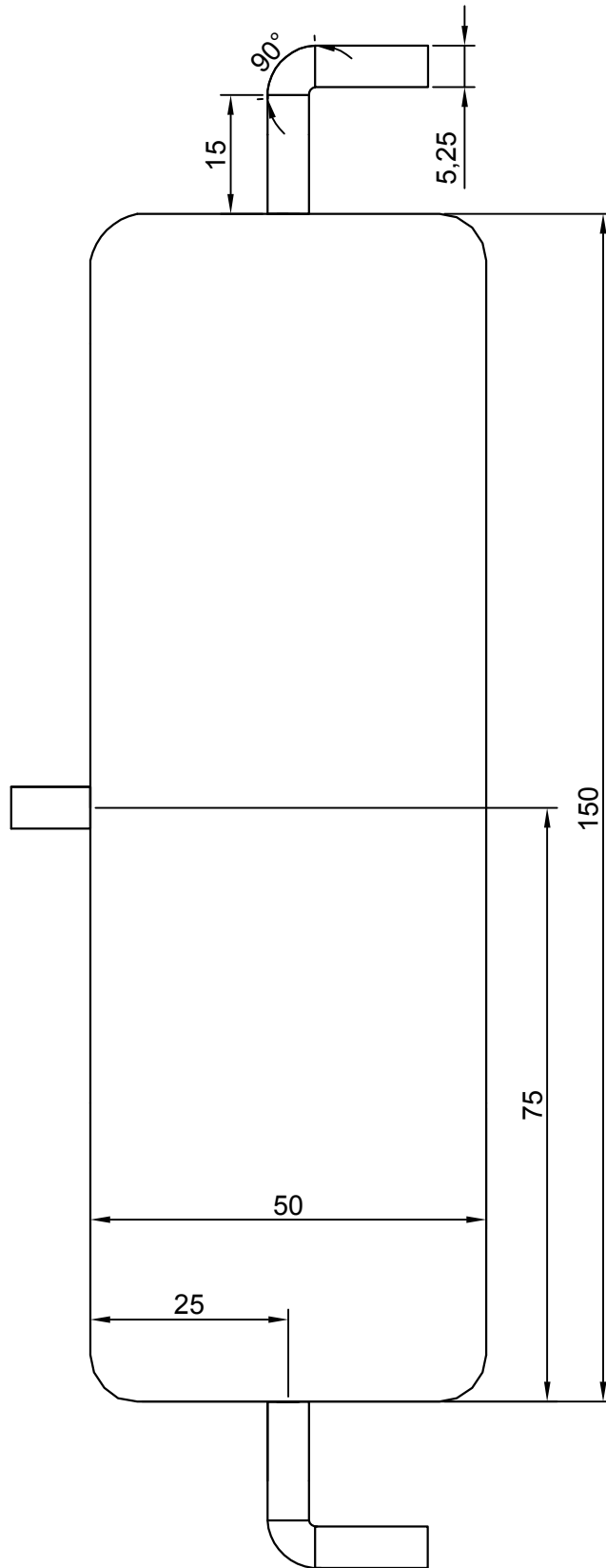
Excepte indicació contrària
cotes en cm, angles en graus
i toleràncies $\pm 0,5$ i $\pm 1^\circ$

DATA

20 / 6 / 2017

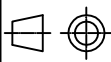


Treball Final de Grau: Recuperació de dissolvents



ESCALA

1 : 1



CONJUNT

Separador Flash

DIBUIXAT PER

Rubén Pamplona Llanos

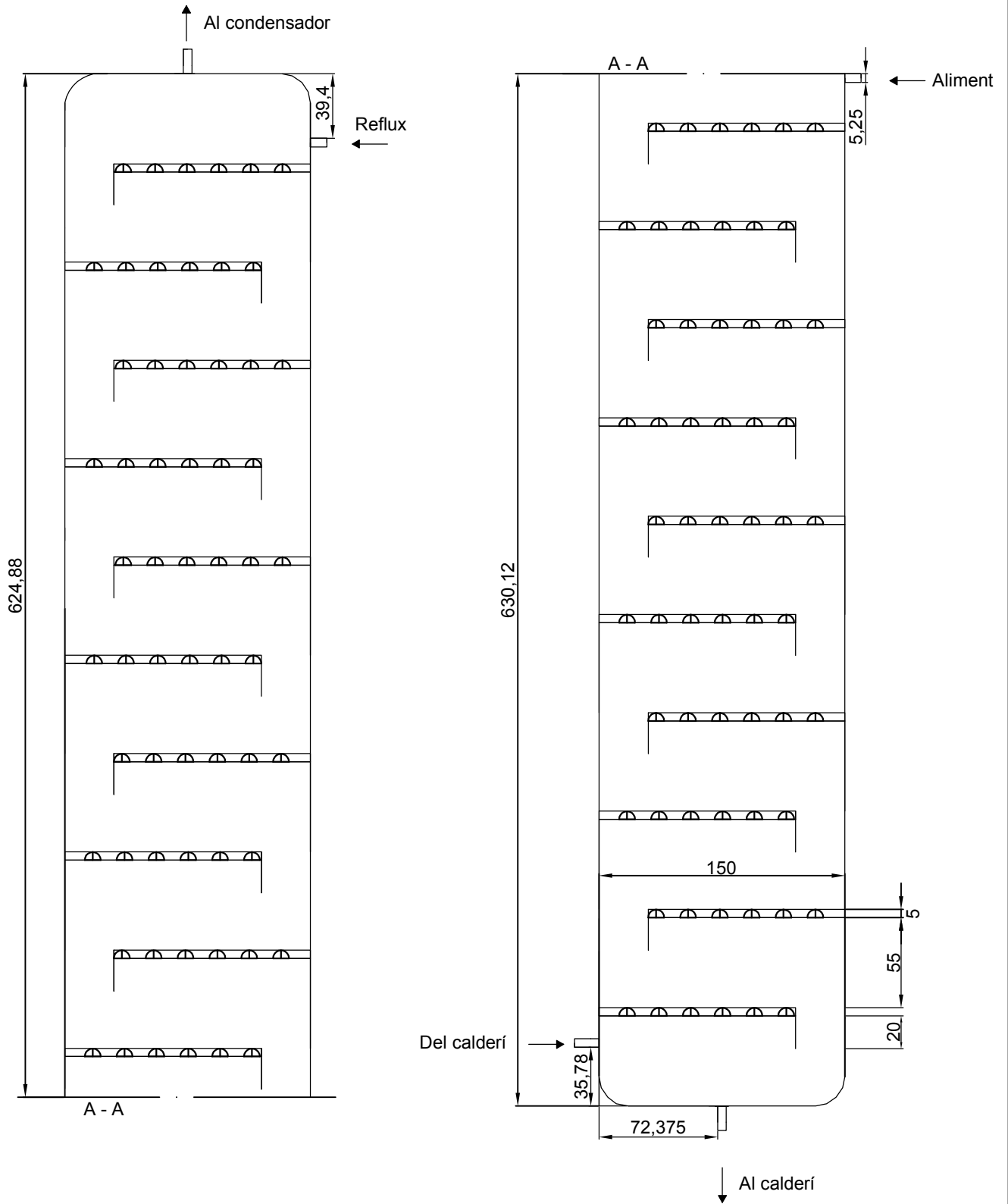
Excepte indicació contrària
cotes en cm, angles en graus
i toleràncies $\pm 0,5$ i $\pm 1^\circ$

DATA

20 / 6 / 2017



Treball Final de Grau: Recuperació de dissolvents



ESCALA 1 : 3.5		CONJUNT Columna de plats	DIBUIXAT PER Rubén Pamplona Llanos
Excepte indicació contrària cotes en cm, angles en graus i toleràncies $\pm 0,5$ i $\pm 1^\circ$		DATA 20 / 6 / 2017	
		Treball Final de Grau: Recuperació de dissolvents	