



# PLANTA DE PRODUCCIÓ D'ETILBENZÈ

TREBALL DE FI DE GRAU

Enginyeria Química

**Tutor: Rafa Bosch**

Nina Chavchavadze  
Sonia Guerrero Estrada  
Carlos López Giraldez  
Pau Millàs Garcia  
María Fernanda Tomé Cabrera  
Pau Vila González

**UAB**  
Universitat Autònoma de Barcelona

**e** escola  
d'enginyeria







# PLANTA DE PRODUCCIÓ D'ETILBENZÈ

CAPÍTOL 11:  
MANUAL DE  
CÀLCULS

**Tutor: Rafa Bosch**

Nina Chavchavadze  
Sonia Guerrero Estrada  
Carlos López Giraldez  
Pau Millàs Garcia  
María Fernanda Tomé Cabrera  
Pau Vila González

**UAB**  
Universitat Autònoma de Barcelona

**e** escola  
d'enginyeria







## ÍNDEX

<b>11. Manual de càlculs</b> .....	<b>7</b>
11.1. Introducció.....	7
11.2. Definició de propietats.....	7
11.3. Disseny de tancs d'emmagatzematge.....	11
11.3.1. Tancs d'emmagatzematge de reactius.....	11
11.3.1.1. Fons inferior.....	15
11.3.1.2. Fons superior.....	15
11.3.1.3. Venteig.....	16
11.3.1.4. Distància entre tancs.....	18
11.3.1.5. Pes del tanc buit i ple d'aigua.....	18
11.3.2 Tancs d'emmagatzematge de productes.....	19
11.4 Disseny de tancs pulmó.....	20
11.4.1 Tanc pulmó de l'àrea 200.....	20
11.4.3. Tancs de reflux de les columnes.....	21
11.4.3.1 Tanc de reflux de la columna C-601.....	21
11.4.3.2 Tancs de reflux de les columnes C-602 i C-603.....	23
11.5. Disseny de mescladors.....	24
11.5.1 Mescladors de venturi (en fase gas).....	24
11.5.1.1 Mesclador de venturi TV-401.....	24
11.5.1.2 Mesclador de venturi TV-402.....	25
11.5.1.3 Mesclador de venturi TV-403.....	25
11.5.2 Mescladors en fase líquida.....	25
11.5.2.1 Mesclador TV-301.....	26
11.5.2.2 Mesclador M-601.....	26
11.6. Disseny de reactors.....	32
11.6.1 Paràmetres del reactor.....	32
11.6.2. Exemple de disseny pel reactor 401.....	35
11.7. Disseny de columnes de destil·lació.....	43
11.7.1. Disseny funcional de les columnes de destil·lació.....	44
11.7.2. Selecció de condicions d'operació i càlcul rigorós.....	45
11.7.2.1. Mètode aproximat "short-cut".....	47
11.7.2.2. Càlcul rigorós.....	54
11.7.3 Disseny mecànic de les columnes de destil·lació.....	58
11.7.3.1. Espessor de la columna.....	61
11.7.3.2. Dimensions i gruix del capçal.....	61
11.7.3.3. Alçada de la columna.....	64
11.7.3.4. Pes de la columna buida.....	64
11.7.3.5. Pes de la columna plena d'aigua.....	65
11.7.3.6. Pes de la columna en operació.....	66
11.7.3.7. Aïllament.....	66
11.8. Disseny dels bescanviadors de calor.....	66
11.8.1 Exemple de disseny.....	66



---

11.8.2 Disseny de condensadors i evaporadors.....	75
11.8.3 Càlcul circuits de fluids refrigerants i calefactors.....	77
11.8.3.1 Càlculs de circuits d'oli tèrmic.....	77
11.8.3.2 Càlcul de circuits d'aigua.....	78
11.8.3.3 Càlcul de circuit d'aigua glicolada.....	79
11.9 Simulació del Forn.....	80
11.10 Disseny dels serveis.....	84
11.10.1 Chiller.....	84
11.10.2 Torre de refrigeració.....	84
11.10.3 Descalcificador.....	84
11.10.4 Aire comprimit.....	85
11.10.5 Nitrogen.....	85
11.10.6 Turbina de gas.....	86
11.10.7 Estació transformadora.....	87
11.11 Càlculs de canonades, vàlvules i accessoris.....	88
11.11.1 Caudal volumètric, velocitat i diàmetres.....	88
11.11.2 Avaluació ASME per les canonades.....	88
11.11.3 Càlcul de les pèrdues (ev) i balanç.....	89
11.12 Bibliografia.....	93



## 11. Manual de càlculs

### 11.1. Introducció

En aquest capítol es realitza una descripció detallada dels càlculs realitzats per al disseny funcional i mecànic dels equips que operen a la planta de producció d'Etilbenzè; tanmateix, com el càlculs realitzats per al dimensionament de les canonades i els equips d'impulsió i compressió dels fluids del procés. Per a determinar certs paràmetres es fa ús de l'eina de simulació de processos Aspen HYSYS V11, i el programari Aspen Exchanger Design & Rating per als bescanviadors de calor.

### 11.2. Definició de propietats

Per al disseny dels equips de la planta és essencial conèixer les propietats físiques de cada corrents del procés. Per estimar aquests paràmetres s'ha utilitzat l'eina Aspen HYSYS V11, un simulador de processos químics. El HYSYS treballa amb una base de dades molt extensa, per tant, al crear el "*component list*", amb tots els components que intervenen en el procés el programari té en compte les propietats dels mateixos.

Per la simulació del procés s'ha seleccionat el model termodinàmic UNIQUAC RSK, el qual és àmpliament utilitzat i pot aplicar-se a diversos tipus de mescles i sistemes multicomponents. És especialment adequat per treballar en sistemes vapor-liquid i vapor, la qual cosa ho fa ideal per a la simulació de la producció del etilbenzè.

Amb la llista de components i el model termodinàmic establerts, es defineixen les reaccions d'alquilació i transalquilació per poder simular els reactors, aquest procediment s'explica amb més detall a l'apartat 11.6 del present capítol. Per completar la simulació els altres equips que modifiquen la composició de les corrents són les columnes de destil·lació, a l'apartat 11.7 s'explica el procés de simulació d'aquestes.

Amb la simulació feta, el HYSYS proporciona les propietats físiques dels corrents, les quals s'utilitzaran en el dissenys dels equips. A la Taula 11.1 es presenten les propietats físiques dels corrents en relació al diagrama del procés presentat al Capítol 1.



Taula 11.1. Corrents del procés amb les seves propietats físiques.

Propietat/corrent	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Fracció de vapor	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Temperatura (°C)	25,00	56,50	119,00	447,50	25,00	410,00	475,70	25,00	440,00	401,40
Pressió (kPa)	101,30	101,30	10000,00	1985,00	1985,00	1985,00	1970,00	1970,00	1970,00	1947,78
Cabal molar (Kmol/h)	430,62	1001,71	888,93	1001,71	888,93	1268,39	1139,50	311,13	1450,63	1450,63
Cabal màssic (kg/h)	33685,83	78364,65	23338,02	78364,65	23338,02	85366,05	85364,24	8168,31	93532,55	93532,55
Densitat (kg/m <sup>3</sup> )	877,0	842,8	23,8	27,5	23,6	24,7	24,7	23,4	24,0	25,2
Viscositat (cP)	0,6	0,4	0,011	0,019	0,011	0,019	0,020	0,011	0,014	0,014
<b>Cabal per components (kmol/h)</b>										
Età	0,00	0,00	266,68	0,00	266,68	80,00	80,00	93,34	173,34	173,34
Etilè	0,00	0,00	444,47	0,00	444,47	133,34	0,94	155,56	156,51	156,51
Metà	0,00	0,00	177,79	0,00	177,79	53,34	53,34	62,23	115,56	115,56
Benzè	427,06	995,61	0,00	995,61	0,00	995,61	875,40	0,00	875,40	875,40
Toluè	3,56	3,56	0,00	3,56	0,00	3,56	0,03	0,00	0,03	0,03
Etilbenzè	0,00	2,54	0,00	2,54	0,00	2,54	121,15	0,00	121,15	121,15
Propilè	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3,54	0,00	3,54	3,54
Dietilbenzè	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	5,11	0,00	5,11	5,11

Taula 11.1. Corrents del procés amb les seves propietats físiques.

Propietat/corrent	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Fracció de vapor	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,32	0,32	1,00	0,00
Temperatura (°C)	465,90	25,00	434,90	408,20	467,60	382,40	65,11	51,51	12,27	92,99
Pressió (kPa)	1932,78	1932,78	1932,78	1901,80	1886,80	1850,00	1795,00	300,00	300,00	101,30
Cabal molar (Kmol/h)	1307,74	311,13	1618,86	1618,86	1470,95	1717,19	1717,19	1717,19	480,03	1237,16
Cabal màssic (kg/h)	93533,49	8168,31	101701,79	101701,79	101702,71	124215,63	124215,63	124215,63	12457,59	111758,04
Densitat (kg/m <sup>3</sup> )	23,5	26,3	23,7	24,3	21,9	17,1	534,0	9,4	3,3	798,7
Viscositat (cP)	0,021	0,011	0,014	0,014	0,014	0,021	0,292	0,415	0,010	0,296
<b>Cabal per components (kmol/h)</b>										
Età	173,34	93,34	266,68	266,68	266,68	266,68	266,68	266,68	266,68	0,00
Etilè	13,59	155,56	169,16	169,16	21,25	21,25	21,25	21,25	21,25	0,00
Metà	115,56	62,23	177,79	177,79	177,79	177,79	177,79	177,79	177,79	0,00
Benzè	749,47	0,00	749,47	749,47	630,67	760,56	760,56	760,56	10,73	749,83
Toluè	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Etilbenzè	230,15	0,00	230,15	230,15	319,84	435,64	435,64	435,64	0,03	435,62
Propilè	3,56	0,00	3,56	3,56	3,56	3,56	3,56	3,56	3,56	0,00
Dietilbenzè	22,06	0,00	22,06	22,06	51,17	51,71	51,71	51,71	0,00	51,71

Taula 11.1. Corrents del procés amb les seves propietats físiques.

Propietat/corrent	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
Fracció de vapor	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,42	1,00	1,00	0,00	1,00
Temperatura (°C)	78,88	139,10	136,00	170,60	78,88	120,00	251,00	491,70	494,00	78,88	300,00
Pressió (kPa)	101,30	101,30	101,30	101,30	101,30	101,30	2000,00	2000,00	1990,00	101,30	1980,00
Cabal molar (Kmol/h)	752,30	484,86	419,99	64,87	181,98	246,85	246,85	246,85	246,23	570,32	246,23
Cabal màssic (kg/h)	58856,21	52901,82	44565,17	8336,65	14237,32	22573,97	22573,97	22573,97	22512,92	44618,89	22512,92
Densitat (kg/m <sup>3</sup> )	820,5	756,9	760,4	732,4	820,5	798,5	118,4	31,5	30,9	820,5	47,4
Viscositat (cP)	0,317	0,228	0,210	0,314	0,317	0,374	0,111	0,019	0,013	0,317	0,014
<b>Cabal per components (kmol/h)</b>											
Età	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Etilè	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Metà	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Benzè	748,95	0,88	0,88	0,00	181,17	181,17	181,17	181,17	129,89	567,78	129,89
Toluè	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Etilbenzè	3,34	432,27	419,10	13,17	0,81	13,98	13,98	13,98	115,80	2,54	115,80
Propilè	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Diethylbenzè	0,00	51,71	0,02	51,69	0,00	51,69	51,69	51,69	0,54	0,00	0,54



## 11.3. Disseny de tancs d'emmagatzematge

### 11.3.1. Tancs d'emmagatzematge de reactius

L'únic material a emmagatzemar dintre de la planta serà el benzè com a matèria primera.

Per saber la normativa que regula els tancs d'aquest compost, s'ha de mirar la seva classificació segons la normativa ITC-MIE-APQ<sup>[1]</sup>. En aquest cas, el benzè entra dintre de la categoria de materials inflamables així que la normativa a aplicar serà la ITC-MIE-APQ-1. Pel disseny dels tancs s'ha utilitzat la normativa estàndard API 650.<sup>[2]</sup>

El material utilitzat per als tancs és l'acer inoxidable AISI 304. Els materials que s'han analitzat per al disseny dels tancs són l'acer al carboni, l'acer 304 i l'acer 316. S'han estudiat aquests 3 tipus d'acer perquè són els més usats pel disseny de tancs i s'ha descartat els altres, ja que no cal tanta especificitat en el material utilitzat. Els 3 materials seleccionats són àmpliament utilitzats i amb molta disponibilitat així que no serà gens difícil de poder aconseguir el material necessari per construir l'equip. Els motius de la selecció de l'acer 304 són els següents:

- Els productes a emmagatzemar no són corrosius així que aquests 3 materials són perfectament compatibles tant amb el benzè com amb l'etilbenzè. No obstant, la durabilitat del material serà més bona com més resistent sigui al pas dels anys.
- aquest cas ens trobem que el millor seria el AISI316 seguit del AISI304 i per últim l'acer al carbó.
- L'acer AISI316 és el més car d'aquests 3, seguit del AISI 304 i el més econòmic és l'acer al carboni.
- El parc d'emmagatzematge es trobarà a l'aire lliure així que s'ha obtat per tenir una bona durabilitat però sense haver de pagar la diferència de cost entre l'acer 304 i 316 que és molt gran.
- L'acer 304 és fàcil de fabricar i treballar, la qual cosa pot simplificar el procés de fabricació dels dipòsits d'emmagatzematge. Això pot reduir els costos de fabricació i accelerar els terminis de lliurament en comparació amb altres materials que poden requerir tècniques de fabricació més complexes.

S'ha decidit de tenir un stock màxim de benzè per dos dies. Segons els balanços teòrics calculats, s'hauria de tenir 1650 tonelades de benzè per produir en continu durant 2 dies 1000 tn/dia de etilbenzè. S'ha decidit emmagatzemar-ho en 9 tancs de 200 m<sup>3</sup> cada un.

$$33685,83 \text{ kg/h} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{876 \text{ kg}} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ dia}} \cdot 2 \text{ dies} = 1846 \text{ m}^3$$

Aplicant un sobredimensionament, d'un 8,3% surten tancs de 185m<sup>3</sup>. Com que s'arrodoneix a 9 tancs, 1665 m<sup>3</sup> de benzè seràn emmagatzemats. És una mica menys de 2 dies d'estoc. Cada tanc tindrà un volum d'ompliment de disseny de 185m<sup>3</sup>.

La relació H/D (alçada/diàmetre) del tanc s'ha fixat amb un valor de 1,5. S'ha fixat aquest valor perquè si els tancs tenen una relació H/D més gran de 1,75 el cost augmenta significativament. Per calcular el diàmetre i l'alçada del tanc s'ha utilitzat la fórmula del volum del cilindre. Això és degut a que el volum útil del tanc és només el de la virola.

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

**Equació 11.1.** Volum d'una virola (cilindre sense tapes).

on

V és el volum de la virola del tanc.

D és el diàmetre del tanc.

H és l'alçada del tanc.

Substituint el valor del volum i sabent que H=D·1,5 en l'Equació 11.1 s'obté:

$$200 = \frac{\pi}{4} \cdot D^3 \cdot 1,5 \text{ d'on s'obté el valor de } \mathbf{D=5,54 \text{ m i } H=8,31 \text{ m.}}$$

Per el disseny de l'espessor de les parets de la virola s'ha utilitzat el mètode 1-foot method, exposat en la normativa API650. El límit d'aquest mètode són tancs de més de 60 m de diàmetre, per tant, es pot aplicar en el nostre cas.

Per al càlcul de l'espessor s'ha d'agafar el valor més gran d'entre l'espessor calculada per les condicions de disseny ( $t_d$ ) i l'espessor necessària per prova hidrostàtica ( $t_i$ ).

Les dues equacions pel seu càlcul són les següents:

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

**Equació 11.2.** Espessor segons les condicions de disseny.

$$t_t = \frac{4,9 \cdot D(H-0,3)}{S_t \cdot E}$$

**Equació 11.3.** Espessor segons la prova hidrostàtica.

on

$S_d$  és l'esforç permisible en condicions de disseny.

$S_t$  és l'esforç permisible per condicions de prova hidroestàtica.

G és la densitat relativa a l'aigua a 4°C del producte emmagatzemat.

E és el valor d'examinació radiogràfica de les juntes.

CA és la corrosió admissible del material de la virola.

D'altra banda, API 650 defineix uns valors mínims d'espessor segons el diàmetre del tanc com es pot observar a la *Taula 11.2*.

**Taula 11.2.** Valors mínims d'espessor.

Diàmetre nominal en metres	Espesor mínim en mil·límetres
< 15.24	4.76
15.24 < 36.576	6.35
36.576 < 60.96	7.93
> 60.96	9.52

En el cas del tanc que es pretén dissenyar, l'espessor mínim seria de 4,76 mm.

Els valors de  $S_d$  i  $S_t$  s'han obtingut de les dues Taules 11.3 i 11.4, extretes de API 650.

**Taula 11.3.** Esforços segons les condicions de disseny .

Type	Min. Yield MPa	Min. Tensile MPa	Allowable Stress ( $S_d$ ) (in MPa) for Maximum Design Temperature Not Exceeding					$S_y$ Ambient
			40°C	90°C	150°C	200°C	260°C	
201-1	260	515	155	136	125	121	--	234
201LN	310	655	197	172	153	145	143	279
304	205	515	155	155	140	128	121	186
304L	170	485	145	132	119	109	101	155
316	205	515	155	155	145	133	123	186
316L	170	485	145	131	117	107	99	155
317	205	515	155	155	145	133	123	186
317L	205	515	155	155	145	133	123	186

**Taula 11.4.** Esforços segons la prova hidrostàtica.



Type	Allowable Stress ( $S_T$ ) (in MPa) for Maximum Design Temperature Not Exceeding				
	40°C	90°C	150°C	200°C	260°C
201-1	155	133	115	104	--
201LN	197	167	151	143	138
304	140	115	103	95	89
304L	117	99	88	81	75
316	140	119	107	99	92
316L	117	97	87	79	73
317	140	119	108	99	92
317L	140	119	108	99	92

Notes:

Els valors obtinguts són  $S_d=155$  MPa i  $S_t=140$  MPa a la temperatura màxima de disseny determinada, que és de 40°C.

El valor de G s'ha calculat amb l'Equació 11.4.

$$G = \frac{\text{densitat líquid}}{\text{densitat aigua a } 4^{\circ}\text{C}} = \frac{876\text{kg/m}^3}{1000\text{kg/m}^3} = 0,876$$

Equació 11.4. Valor de G.

El valor de E s'ha de determinar segons el grau d'examinació radiofònica escollit. En aquest cas, es farà una examinació radiofònica per zones, així que el valor obtingut és  $E=0,85$  segons la norma UW-12.

Taula 11.5. Valors de E.

Table UW-12 Maximum Allowable Joint Efficiencies for Welded Joints						
Type No.	Joint Description	Limitations	Joint Category	Extent of Radiographic or Ultrasonic Examination [Note (1), Note (2), Note (3)]		
				(a) Full [Note (4)]	(b) Spot [Note (5)]	(c) None
(1)	Butt joints as attained by double-welding or by other means that will obtain the same quality of deposited weld metal on the inside and outside weld surfaces to agree with the requirements of UW-35. Welds using metal backing strips that remain in place are excluded.	None	A, B, C, and D	1.00	0.85	0.70
(2)	Single-welded butt joint with backing strip other than those included under (1)	(a) None except as in (b) below (b) Circumferential butt joints with one plate offset; see UW-13(b)(4) and Figure UW-13.1, sketch (i)	A, B, C, and D A, B, and C	0.90 0.90	0.80 0.80	0.65 0.65
(3)	Single-welded butt joint without use of backing strip	Circumferential butt joints only, not over $\frac{7}{8}$ in. (16 mm) thick and not over 24 in. (600 mm) outside diameter	A, B, and C	NA	NA	0.60
(4)	Double full fillet lap joint	(a) Longitudinal joints not over $\frac{7}{8}$ in. (16 mm) thick (b) Circumferential joints not over $\frac{7}{8}$ in. (16 mm) thick	A B and C [Note (6)]	NA NA	NA NA	0.55 0.55
(5)	Single full fillet lap joints with plug welds conforming to UW-17	(a) Circumferential joints [Note (7)] for attachment of heads not over 24 in. (600 mm) outside diameter to shells not over $\frac{1}{2}$ in. (13 mm) thick (b) Circumferential joints for the attachment to shells of jackets not over $\frac{7}{8}$ in. (16 mm) in nominal thickness where the distance from the center of the plug weld to the edge of the plate is not less than $1\frac{1}{2}$ times the diameter of the hole for the plug.	B C	NA NA	NA NA	0.50 0.50
(6)	Single full fillet lap joints without plug welds	(a) For the attachment of heads convex to pressure to shells not over $\frac{7}{8}$ in. (16 mm) required thickness, only with use of fillet weld on inside of shell; or (b) for attachment of heads having pressure on either side, to shells not over 24 in. (600 mm) inside diameter and not over $\frac{1}{4}$ in. (6 mm) required thickness with fillet weld on outside of head flange only	A and B A and B	NA NA	NA NA	0.45 0.45

Per acabar, el valor de CA s'ha hagut d'estimar. Segons s'ha pogut observar a la bibliografia, un valor genèric de CA per a l'acer inoxidable és de 0,8 mm. Per a fer un dimensionament correcte s'ha decidit d'agafar CA=1 mm.

Tenint tots els valors necessaris, es pot calcular el valor de les espessors.

$$t_d = \frac{4,9 \cdot 5,54 \cdot (8,31 - 0,3)}{155 \cdot 0,85} + 1 = 2,45 \text{ mm}$$

$$t_t = \frac{4,9 \cdot 5,54 \cdot (8,31 - 0,3)}{145 \cdot 0,85} = 1,83 \text{ mm}$$

Com que el valor d'espessor mínim és més gran que els dos valor obtinguts de  $t_d$  i  $t_t$ , s'ha d'agafar el valor d'espessor mínima.

$$t = 4,76 \text{ mm}$$

#### 11.3.1.1. Fons inferior

A continuació s'estudiarà el fons inferior utilitzat. Els principals tipus de fons inferior són el fons pla i el fons amb potes. Com que per a aquest procés no cal bolcar el tanc, s'utilitzarà el fons pla, ja que és més simple, més econòmic i més estable.

Segons normativa, la resistència mínima permissibile del sol per poder tenir tancs amb fons pla ha de ser de 1,465kg/cm<sup>2</sup>. En el cas del terreny on es produirà a terme el procés la resistència del sol és de 2kg/cm<sup>2</sup>, així que si que es podrà utilitzar fons inferior pla.

També, segons API 650, per a tancs amb espessor més petita de 25mm, la placa del fons inferior plà ha de ser de mínim 5mm. El gruix de la placa inferior s'ha escollit de 5mm.

També, s'ha de tenir un diàmetre de placa inferior més gran que el del propi tanc. Segons normativa, ha de ser 51mm més gran, així que el diàmetre de les plaques serà de:

$$D_{\text{plaques}} = 5,54 + 0,051 + 0,00476 \cdot 2 = 5,60 \text{ m}$$

#### 11.3.1.2. Fons superior

S'ha decidit que el fons superior sigui de tipus cònic, perquè és més econòmic que el fons Klopper. Encara que el Klopper aguanta pressions superiors i és més resistent, en aquest cas, no calen aquestes avantatges del fons Klopper i com que el fons cònic és més econòmic, s'ha decidit utilitzar aquest.

Els valors típics d'angle del fons cònic estan entre 10° i 15°. S'ha decidit d'utilitzar un angle de 12°.

Per a calcular l'espessor del fons superior s'ha utilitzat les següents equacions:

$$t_t = \frac{D}{4800 \cdot \sin\theta} + CA$$

**Equació 11.5.** Espessor del fons superior.

on

$\theta$  és l'angle del fons cònic escollit (°)

L'espessor mínim, per al fons superior és igual al de fons inferior. Per al cas d'aquest tanc,  $t=4,76\text{mm}$ .

Substituint a l'Equació 11.5, obtenim el següent valor d'espessor.

$$t_t = \frac{5,54 \cdot 1000}{4800 \cdot \sin(12)} + 1 = 5,55\text{mm}$$

En aquest cas, el valor obtingut és superior al mínim, així que s'haurà d'utilitzar aquest valor d'espessor per al fons superior d'aquest tanc.

L'alçada del sostre cònic és la següent

$$H_{con} = \frac{D}{2} \cdot \tan(\theta)$$

**Equació 11.6.** Alçada fons superior.

$$H_{con} = \frac{5,54}{2} \cdot \tan(12) = 0,589\text{m}$$

### 11.3.1.3. Venteig

El venteig normal ha de ser del diàmetre de la connexió més gran que hi ha al tanc. En aquest cas, haurà de ser DN100.

Per altre banda, el venteig d'emergència és obligatori per al tanc dissenyat segons normativa APQ. Són necessaris per alliberar pressió en cas d'emergència. S'utilitzarà una vàlvula de venteig. Per a dimensionar-la, cal conèixer els  $\text{m}^3$  d'aire per hora que ha de poder alliberar. Per a calcular això, s'ha de calcular primer la superfície humida. Aquesta és la que pot estar en contacte amb un foc fins a 10 m d'alçada del tanc. En aquest cas, s'ha de



calcular com tota l'àrea del tanc que està en contacte amb l'aire, és a dir, l'àrea de la virola i la del fons superior.

$$A_h = D \cdot \pi \cdot H + \frac{\pi}{2} \cdot D \cdot \left( \frac{D}{2} + \sqrt{\frac{D^2}{2} + H_{con}^2} \right) = 5,54 \cdot \pi \cdot 8,31 + \frac{\pi}{2} \cdot 5,54 \cdot \left( \frac{5,54}{2} + \sqrt{\frac{5,54^2}{2} + 0,589^2} \right)$$

**Equació 11.7.** Àrea de la virola.

$$A_h = 193,4 \text{ m}^2$$

També s'ha de calcular el cabal de calor que pot generar un foc, amb la següent l'Equació 11.8.

$$Q = 1000 \cdot 139,7 \cdot F \cdot A_h^{0,82}$$

**Equació 11.8.** Balanç global de la columna.

on

F és el factor de reducció de dimensions (segons NTP 346 és 1)

Substituint el valor a l'Equació 11.8 s'obté el següent resultat.

$$Q = 1000 \cdot 139,7 \cdot 1 \cdot 193,4^{0,82} = 6,82 \cdot 10^6 \text{ KJ/h}$$

A la Taula 11.6 es pot observar els valor d'aire a alliberar per hora segons el valor d'àrea humida per a tancs amb una sobrepressió interna de 15KPa.

**Taula 11.6.** Cabal d'aire segons l'àrea humida.

Superfície húmeda (m <sup>2</sup> )	m <sup>3</sup> /hora de aire	Superfície húmeda (m <sup>2</sup> )	m <sup>3</sup> /hora de aire
2	636	50	10.330
4	1.272	60	11.453
6	1.909	70	12.497
8	2.544	80	13.478
10	3.180	90	14.408
12	3.816	100	15.293
14	4.452	120	16.000
16	5.088	140	16.846
18	5.724	160	17.624
20	6.360	180	18.340
25	6.978	200	19.000
30	7.736	230	19.924
35	8.441	260 y superior	20.767
40	9.104		

Es pot observar com el valor d'aire per hora que ha de poder alliberar la vàlvula ha de ser de  $19000\text{m}^3$  d'aire/h.

#### 11.3.1.4. Distància entre tancs

Segons la normativa APQ, la distància entre tancs ha de ser la següent

$$D_{\text{entre tancs}} = 0,5 \cdot D = 2,77\text{m}$$

La distància entre els tanc i cubeto és la següent

$$D_{\text{tanc-cubeto}} = 0,6 \cdot D = 0,6 * 5,54 = 3,32\text{m}$$

El cubeto ha de complir que el volum de retenció ha de ser com a mínim el més gran dels següents:

- 1) volum del tanc més gran
- 2) 10% de la capacitat total dels tanc que estan a dins del cubeto

El valor de 1 és de  $200\text{m}^3$  i el valor de 2 és de  $160\text{m}^3$ .

D'altre banda, l'alçada mínima del cubeto ha de ser de 0,3m si el material del mur és de obra de fàbrica. El gruix ha de ser de 0,6m.

El cubeto té unes dimensions de 20,5m d'ample per 37,12m de llarg. El volum total de retenció, sabent que l'alçada del cubeto és de 0,3m és de  $228,3\text{m}^3$ . Aquest valor és més gran que 1 i 2, per tant, està ben dimensionat segons la normativa vigent.

#### 11.3.1.5. Pes del tanc buit i ple d'aigua

A continuació es presenta el càlcul del pes del tanc buit mitjançant l'Equació 11.9. Determinant el paràmetres necessaris amb les Equacions 11.10, 11.11 i 11.12.

$$M_{\text{tanc}} = M_{\text{virola}} + M_{\text{fons inferior}} + M_{\text{fons superior}}$$

**Equació 11.9. Massa del tanc.**

$$M_{\text{virola}} = D \cdot \pi \cdot H \cdot t \cdot \rho = 5,54\text{m} \cdot \pi \cdot 8,31\text{m} \cdot 0,00476\text{m} \cdot 7300\text{kg}/\text{m}^3 = 5025,6\text{kg}$$

**Equació 11.10. Massa de la virola.**

$$M_{fons inferior} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot t \cdot \rho = \frac{\pi}{4} \cdot 5,6m^2 \cdot 0,005m \cdot 7300kg/m^3 = 899,0kg$$

**Equació 11.11.** Massa del fons inferior.

$$M_{fons superior} = \frac{\pi}{2} \cdot D \cdot \left( \frac{D}{2} + \sqrt{\frac{D^2}{2} + H_{con}^2} \right) \cdot t \cdot \rho$$

**Equació 11.12.** Massa del fons superior.

$$M_{fons superior} = \frac{\pi}{2} \cdot 5,54m \cdot \left( \frac{5,54m}{2} + \sqrt{\frac{5,54m^2}{2} + 0,589m^2} \right) \cdot 0,00555m \cdot 7300kg/m^3 = 2373,3kg$$

$$M_{tanc} = 5025,6 + 899,0 + 2373,3 = 8297,9kg$$

Pes del tanc ple d'aigua:

$$M_{tanc ple} = M_{tanc} + M_{aigua} = 8297,9kg + 200m^3 \cdot 997kg/m^3 = 207697kg$$

### 11.3.2 Tancs d'emmagatzematge de productes

El cabal de producte que arriba és de 44565kg/h. S'ha calculat el nombre de camions que s'han de carregar cada dia.

$$44565kg/h \cdot \frac{24h}{1 dia} \cdot \frac{1 tn}{1000 kg} = 1070tn/dia \cdot \frac{1 camió}{32tn} = 33,4 camions/dia$$

S'ha estipulat que cada camió trigarà un màxim de 2 hores en descarregar-se. Depenent del tipus de camió pot trigar més o menys. El pesatge i la feina de papereig es farà abans i després de posar el camió a carregar. El màxim de 2 hores és només per a la descàrrega. Arribaran camions a la planta les 24 hores del dia, i com que es triga 2 hores per carregar cada camió, dona un total de 12 camions per dia que es carreguen per cada estació de càrrega. Com que s'han d'omplir 33,4 camions per dia, s'ha decidit de posar 3 estacions de càrrega en paral·lel. Per cada estació hi haurà 1 tanc.

Els tancs que s'ha decidit d'utilitzar per a l'emmagatzement de producte són els mateixos que per a l'emmagatzement de reactius. S'ha pogut fer això ja que la normativa que aplica als dos emmagatzematges és la mateixa. S'ha decidit de tenir un volum d'emmagatzematge de 200m<sup>3</sup> per si hi passa qualsevol problema, que es pugui emmagatzemar sense cap



problema. Com que la estació de descàrrega té capacitat per omplir 36 camions per dia, hi haurà marge per rectificar els possibles errors o retaras que hi puguin haver.

## 11.4 Disseny de tancs pulmó

### 11.4.1 Tanc pulmó de l'àrea 200

Per a fer les dimensions del tanc pulmó de l'àrea 200 es segueix el criteri ASME<sup>[3]</sup> per a recipients a pressió. Aquest tanc treballa a 10 MPa i a 120°C. El volum del tanc depèn del caudal i del temps de residència escollit, que serà de 5 min, i el caudal volumètric s'obté de dividir el caudal màssic entre la densitat. S'obté el volum del tanc amb l'Equació 11.13:

$$V[m^3] = \tau [h] * Q \left[ \frac{m^3}{h} \right] = 5 \text{ min} * \frac{1 h}{60 \text{ min}} * \frac{23340 \frac{kg}{h}}{97,17 \frac{kg}{m^3}} = 20m^3$$

**Equació 11.13.** Càlcul del volum

El volum es multiplica per 1.25, tenint en compte un hipotètic cas de que entri per canonada un caudal més elevat que el contractat. Ara que s'ha obtingut el volum, es procedeix al càlcul del diàmetre i l'alçada. Primerament, s'ha de proposar una relació L/D que serà de 2, el que vol dir que l'alçada escollida del tanc serà dues vegades més gran que el seu diàmetre.

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 * 2D \rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{4V}{2\pi}} = D = \sqrt[3]{\frac{2*25}{\pi}} = 2,515m$$

**Equació 11.14.** Volum i diàmetre d'un cilindre.

Sabent el diàmetre amb l'Equació 11.14, s'obté una altura de 5,031m. A continuació es calcula el gruix de les diferents parts del tanc pulmó, aquestes sent un cos cilíndric i dues tapes de tipus Klopper i, donat que el tanc està en posició horitzontal, no es fa servir la fórmula que dona un gruix més elevat a les parts inferiors dels recipients a pressió, com si s'ha utilitzat en els reactors que estan en vertical:

$$Cos: t = \frac{P*R}{S*E-0,6*P} = \frac{1450 \text{ psi} * 49,54 \text{ inch}}{60000 \text{ psi} * 0,8 - 0,6 * 1450 \text{ psi}} = 1,523 \text{ inch} = 38,69 \text{ mm}$$

**Equació 11.15.** Gruix per a la virola d'un tanc (cilindre sense tapes).

$$Tapa: t = \frac{P*D}{2*S*E-0,2*P} = \frac{1450 * 99,03}{2 * 60000 * 0,8 - 0,2 * 1450} = 1,500 \text{ inch} = 38,11 \text{ mm}$$

**Equació 11.16.** Gruix per a una tapa torisfèrica de tipus Klopper.

A aquests gruixos se'ls aplica un factor de corrosió de 0,1mm/anys i es sobredimensiona un 50%, obtenint així un gruix de 61,79mm per al cos del tanc i 60,91 per a les tapes.

El volum i altura de les tapes que es col·loquen al cap i al fons del reactor es calcula de la següent manera:

$$V_{tapa} = 0,1 * D_c^3 = 0,1 * 2,515^3 = 1,59 m^3$$

**Equació 11.16.** Volum d'una tapa toriesfèrica de tipus Klopper.

$$H_{tapa} = \frac{D_c}{5} = \frac{2,515}{5} = 0,503m$$

**Equació 11.17.** Altura d'una tapa toriesfèrica de tipus Klopper.

Sabent els gruixos també es pot calcular el volum extern del tanc:

$$V_{ext\ cos} = \frac{\pi}{4} D^2 * L = \frac{\pi}{4} (2.515 + 2 * 0,03869)^2 * 2 * 2,515 = 27,52m^3$$

$$V_{ext\ tapa} = 0,1 * D^3 = 0,1 * (2,515 + 2 * 0,03869)^3 = 1,83m^3$$

$$V_{ext} = V_{ext\ cos} + 2 * V_{ext\ tapa} = 27,52 + 2 * 1,83 = 31,19m^3$$

Ara es calcula el volum d'acer del tanc fent la diferència entre el volum extern i el volum intern, i també es calcula el pes del tanc buit multiplicant el volum per la densitat de l'acer (7900kg/m<sup>3</sup>).

$$V_{acer} = V_{ext} - V_{cos} - 2 * V_{tapa} = 31,19 - 25 - 2 * 1,592 = 3m^3$$

$$M_{acer} = V_{acer} * \rho_{acer} = 3m^3 * 7900 Kg/m^3 = 23716,7 Kg$$

Per acabar, es calcula el pes del tanc amb 20 m<sup>3</sup> que haurien d'omplir-se:

$$M_{tanc} = M_{acer} + M_{fluid} = 23716,7 + 20 * 97,17 = 25660kg = 25,7 Tones$$

### 11.4.3. Tancs de reflux de les columnes

En aquest apartat es recolen els càlculs i resultats del dimensionament del tanc de reflux de les columnes de destil·lació presents al procés.

#### 11.4.3.1 Tanc de reflux de la columna C-601

A la columna C-601 s'obté vapor per caps. La mescla surt de la columna, en fase gas, amb una composició majoritàriament de components *Light non key* i *Light key* i també *Heavy key*

en menor proporció. Aquesta mescla entra a un condensador parcial, on part del cabal, majoritàriament el *Heavy Key*, passa a fase líquida. Finalment, la mescla vapor-líquid anirà cap al tanc de reflux on es separaran les dues fases, el vapor s'extreu per la part superior del tanc, ja que interessa que el cabal de combustible sigui vapor. Per altre banda, el cabal líquid retornarà a la columna com a reflux, per aquesta raó el tanc de reflux és un cas particular, ja que actua com a separador vapor-líquid. S'ha de tenir en compte que aquest tanc tindrà un cabal volumètric major degut a que el vapor ocupa més volum, conseqüentment, aquest tanc serà més gran que els tancs de les columnes C-602 i C-603.

Per dimensionar s'han de conèixer les propietats de corrent d'entrada al tanc, les quals es presenten a la Taula 11.7. A més, s'ha suposat un temps de residència de 30 segons al tanc, un sobredimensionament del 10% i una relació D/H de 2,5.

*Taula 11.7. Propietats del corrents d'entrada al tanc.*

<b>Cabal màssic (kg/h)</b>	34692,28
<b>Cabal volumètric (m<sup>3</sup>/h)</b>	3762,30
<b>Cabal molar (kmol/h)</b>	768,00
<b>Temperatura (°C)</b>	12,27
<b>Pressió (kPa)</b>	300
<b>Temps de residència (s)</b>	30
<b>Densitat del fluid (kg/m<sup>3</sup>) (Vapor - Liquid)</b>	3,342 - 874,61

Al disseny dels tancs de condensat s'aplica el mateix criteri de disseny que als tancs pulmó utilitzant el mateix material (AISI 304) i seguint la normativa ASME, explicat a l'apartat 11.4.2. realitzant els càlculs pertinents s'obtenen els valors presentats a la Taula 11.8

*Taula 11.8. Dimensions físiques del tanc de reflux.*

<b>Volum (m<sup>3</sup>)</b>	31,35
<b>Volum + Sobredimensionament (m<sup>3</sup>)</b>	34,49
<b>Alçada (m)</b>	6,50
<b>Nivell màxim (m)</b>	5,20
<b>Diàmetre intern (m)</b>	2,59
<b>Pressió al tanc (kPa)</b>	300,0

<b>Pressió de disseny (kPa)</b>	360,5
<b>Temperatura (°C)</b>	12,3

Finalment, altres paràmetres de vital importància són el pes del tanc i el gruix del cos. Per determinar aquests valors s'aplica el mateix criteri de càlcul que al tanc pulmó (Equació 11.15), amb els valors de disseny presentats a la Taula 11.7. Els resultats obtinguts es recol·lecten a la Taula 11.9.

*Taula 11.9. Resultats del disseny mecànic per al tanc de reflux.*

<b>Gruix del cos cilíndric (mm)</b>	7,00
<b>Gruix del capçal i fons (mm)</b>	7,00
<b>Pes del cos cilíndric (kg)</b>	453,3
<b>Pes capçal i fons (kg)</b>	226,3
<b>Pes total del tanc buit (kg)</b>	905,8
<b>Pes del tanc en operació (kg)</b>	1158,6

#### 11.4.3.2 Tancs de reflux de les columnes C-602 i C-603

A diferència de la columna C-601, a les columnes C-602 i C-603 s'obté cabal líquid per caps, treballen amb un condensador total i a pressió atmosfèrica, aleshores el tanc de reflux per aquestes columnes és un tanc convencional, només compleix amb la funció de assegurar un cabal de reflux i de destil·lat constant a la columna.

Es segueix el mateix protocol de disseny que al tanc de la primera columna, a la Taula 11.10 es presenten les propietats d'entrada als tancs T-602 i T-603.

*Taula 11.10. Propietats del corrents d'entrada al tanc.*

	<b>T-602</b>	<b>T-603</b>
<b>Cabal màssic (kg/h)</b>	103031,6	87347,7
<b>Cabal volumètric (m<sup>3</sup>/h)</b>	126,82	114,90
<b>Cabal molar (kmol/h)</b>	1317,00	823,20
<b>Temperatura (°C)</b>	78,86	136,0
<b>Pressió (kPa)</b>	101,3	101,3

	T-602	T-603
Temps de residència (s)	30	30
Densitat del fluid (kg/m <sup>3</sup> )	812,42	760,30

## 11.5. Disseny de mescladors

En el procés de la planta BenzEt consten 3 mescladors en fase gas a l'àrea 400. També consta de 2 mescladors en fase líquida, un abans de cada forn.

### 11.5.1 Mescladors de venturi (en fase gas)

El primer mesclador consta de la combinació dels corrents 4 i 5; el primer corrent està compost de principalment Benzè (més del 99% molar), té traces de toluè donades les condicions d'entrada, i també té etilbenzè i dietilbenzè de la recirculació, el segon corrent està compost de Età, Metà i Etilè (al 30, 20 i 50% molar), la mescla d'aquests dos corrents anirà al primer reactor. El segon conforma la mescla dels corrents 7 i 8; el corrent 7 és la sortida del primer reactor, i el corrent 8 té les mateixes composicions que el corrent 5 (Età, Metà i Etilè al 30, 20 i 50% molar, respectivament), aquesta mescla anirà al segon reactor. El tercer mesclador compta amb l'entrada dels corrents 11 i 12; el corrent 12 té les mateixes composicions que el corrent 5 i 7 (Età, Metà i Etilè al 30, 20 i 50% molar, respectivament), i el corrent 11 és el que s'obté a la sortida del segon reactor.

#### 11.5.1.1 Mesclador de venturi TV-401

Com s'ha esmentat anteriorment, en aquest mesclador s'uneixen dues corrents, una de Benzè (principalment) i l'altre conformada d'una mescla d'Etilè, Metà i Età que correspon al 30% del reactiu que entra fresc.

Les condicions de mescla han de complir el balanç de matèria. En aquest cas, com és molt semblant a un colze de T, el balanç de matèria dels corrents és senzill:

$$E = S \rightarrow 78361,96 \frac{Kg}{h} + 7001,30 \frac{Kg}{h} = 85363,26 \frac{Kg}{h}$$

**Equació 11.18.** Balanç de matèria del mesclador.

La manera de comprovar el funcionament correcte d'aquest equip és amb l'ús d'un controlador de caudal a les dues entrades, així s'assegura que entrarà sempre la



composició adequada si s'utilitza juntament amb una vàlvula automàtica. Per a les configuracions i el disseny d'aquest mesclador, s'ha escollit un model 128 series NO. 2. del catàleg de flomixer.

### 11.5.1.2 Mesclador de venturi TV-402

En aquest mesclador s'uneixen els corrents obtinguts del primer reactor i la mescla d'Etilè, Metà i Età que consta un 35% del reactiu fresc.

El balanç de matèria entre els corrents és el següent:

$$E = S \rightarrow 85364.15 \frac{Kg}{h} + 8168.36 \frac{Kg}{h} = 93532.51 \frac{Kg}{h}$$

En aquest mesclador també es disposa d'un controlador de caudal a cada entrada amb regulació utilitzant una vàlvula automàtica. En aquest cas s'utilitza el mateix mesclador de catàleg, donat que coincideixen els requisits de diàmetre de les canonades (el model 128 series NO. 2.).

### 11.5.1.3 Mesclador de venturi TV-403

El tercer mesclador de venturi uneix el corrent que surt del segon reactor amb el que queda de la mescla de reactiu fresc, el 35% de l'entrada. El següent és el balanç dels corrents:

$$E = S \rightarrow 85364.15 \frac{Kg}{h} + 8168.36 \frac{Kg}{h} = 93532.51 \frac{Kg}{h}$$

Altres cops es torna a reproduir la configuració esmentada anteriorment de dos controladors de caudal, un a cada entrada juntament amb vàlvules automàtiques per controlar la quantitat de fluid que entra. Donat que les dimensions de canonada es mantenen constants, també s'escull el mateix mesclador de catàleg (model 128 NO.2.).

## 11.5.2 Mescladors en fase líquida

La millor manera de combinar dues corrents líquides quan l'interès és homogeneïtzar és utilitzant un tanc de mescla. En aquest apartat es discuteix el càlcul de les variables de disseny per als tancs de mescla en fase líquida del procés. Aquests mescladors es poden considerar com un tanc amb tapa i fons immòbils, que funciona en continu i amb agitació constant. El segon té una pressió de 2000 kPa i com és un tanc ha de complir amb la normativa ASME<sup>[3]</sup> per a tancs a pressió. A aquests tancs s'hi afegixen els següents accessoris:

- Entrada i sortida: En aquestes obertures s'introdueixen o surten els components objecte d'utilització del mesclador. Dues entrades pels corrents a mesclar, i una sortida amb la mescla homogeneïtzada.
- Agitador: Component que aporta a la mescla dels corrents homogeneïtat.
- Aparells de control: en cas de possibles errors durant el procés, es posaran dues vàlvules automàtiques a cada entrada juntament amb un cabalímetre, aquest equip de control s'assegura que la mescla resultant és adient per al correcte funcionament del procés.
- Boca d'home: aquesta obertura es de vital importància per tal de que un operari pugui realitzar tasques de manteniment en cas d'averia.
- Ventilació: Com que són tancs a pressió, s'ha de tindre en compte les possibles sobrepressions provocades dins del tanc mesclador per efecte de l'agitació, fet que comporta la instal·lació d'accessoris que alliberin aquestes sobrepressions.

No obstant, tenint en compte que en el primer tanc el component d'interès és el benzè, el qual és el component principal dels dos corrents, es decideix utilitzar un educor.

#### 11.5.2.1 Mesclador TV-301

Com s'ha esmentat prèviament, el primer mesclador barreja les dues entrades de majoritàriament benzè (99.15% i 99.5% molar de benzè) que comporta una mescla al 99.4% de benzè. Per a aquesta configuració no cal realitzar un tanc de mescla, però es pot configurar un mesclador estàtic, per fer que els dos fluids es mesclin per efecte de difusió. El balanç de matèria del corrent a mesclar és senzill:

$$E = S \rightarrow 33685,83 \frac{Kg}{h} + 44669,82 \frac{Kg}{h} = 78361,96 \frac{Kg}{h}$$

S'escull pel catàleg, adient a les configuracions de pressió i diàmetre de les canonades. En aquest cas, la canonada de 5 polzades i la resultant de 5 també, per tant, s'escull el model d'acord amb aquestes característiques.

#### 11.5.2.2 Mesclador M-601

En aquest mesclador entren els dos corrents que reaccionaran al transalquilador. Aquests corrents són la recirculació de dietilbenzè (18.7% molar d'etilbenzè i 81.3% dietilbenzè) i la recirculació de benzè al 99.5% (amb traces dels anteriors 2 reactius). El balanç de matèria entre els corrents és el següent:

$$E = S \rightarrow 8225,52 \frac{Kg}{h} + 14250,06 \frac{Kg}{h} = 22475,58 \frac{Kg}{h}$$

El corrent resultant, surt a 2000 kPa i la seva composició és d'un 73,7%, 5,2% i 21,1% molar de benzè, etilbenzè i dietilbenzè, respectivament. Aquestes dades comporten un caudal volumètric  $Q=25,69 \text{ m}^3/\text{h}$ . Sabent aquesta dada i estimant un temps de residència de la mescla  $\tau = 15 \text{ min}$  (0,25 h) es calcula el volum del tanc:

$$V = Q * \tau = 25,69 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 0,25\text{h} = 6,4225\text{m}^3$$

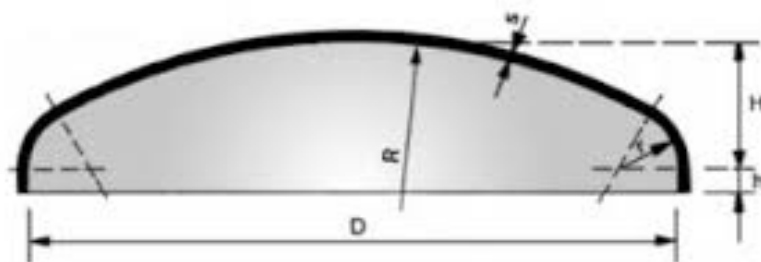
**Equació 11.19.** Volum del tanc mesclador.

Per aquest volum s'ha de considerar que el tanc no està conformat només per la mescla, per tant, es preveu que aquest volum es el 80% del volum total, el que comporta un volum total  $V_T = 8,03 \text{ m}^3$ . Sabent el volum total es pot calcular el diàmetre d'un hipotètic tanc cilíndric. En aquest tanc es suposa una altura (H) de 1,5 vegades el diàmetre del tanc, per tant, el diàmetre és calculat aïllant-lo de l'Equació 11.20:

$$V = \frac{\pi}{4} * D^2 * H = \frac{\pi}{4} * 1,5D^3 \rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{8V}{3\pi}} = 1,896\text{m} \quad H = 1,5 * D = 2,844\text{m}$$

**Equació 11.20.** Volum i diàmetre de la virola.

Un cop s'ha calculat el diàmetre d'aquest hipotètic cilindre, es procedeix a dimensionar el tanc real. Aquest és un cilindre amb un capçal i un fons klopper [referència](#).



**Figura 11.1.** Representació d'una tapa torisfèrica de tipus klopper.

Es comença per calcular el gruix de tot el tanc segons el criteri ASME.

Primerament es calcula el gruix del capçal, s'utilitza l'Equació 11.21:

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

**Equació 11.21.** Gruix del capçal de tipus klopper.

On  $t$  és el gruix del capçal en polzades,  $P$  és la pressió de disseny en psi,  $D$  és el diàmetre que s'ha calculat abans (en polzades),  $S$  és l'esforç del material (psi) i  $E$  és el factor de soldadura (0.8 suposat). Per tant, s'obté una  $t$  de:

$$t = \frac{290,07 \text{ psi} * 74,641 \text{ in}}{2 * 80000 \text{ psi} * 0,8 - 0,2 * 290,07 \text{ psi}} = 0,1692 \text{ in} = 4,298 \text{ mm}$$

A aquest valor se li agrega el factor d'empobriment de l'equip per possible corrosió de 0.1mm/any (durant 25 anys) i es sobredimensiona un 50%. Per tant, el gruix final pel capçal és de 10,2mm.

Seguidament es calcula el gruix de la virola del tanc, seguint l'Equació 11.22:

$$t = \frac{P * R}{S * E - 0,6 * P} = \frac{290,07 \text{ psi} * \frac{74,641}{2} \text{ in}}{80000 \text{ psi} * 0,8 - 0,6 * 290,07 \text{ psi}} = 0,1696 \text{ in} = 4,308 \text{ mm}$$

**Equació 11.22.** Gruix de la virola.

Un altre cop, s'afegeix el factor d'empobriment per corrosió i el sobredimensionament, obtenint un gruix de 10,21 mm.

Finalment es calcula el gruix del fons, l'Equació 11.23 de disseny és la següent:

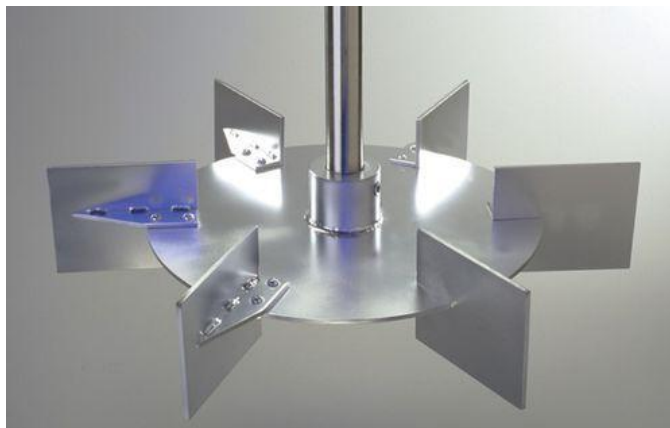
$$t = \frac{0,885 * P * D}{S * E - 0,1 * P} = \frac{0,885 * 290,07 \text{ psi} * 74,641 \text{ in}}{80000 \text{ psi} * 0,8 - 0,1 * 290,07 \text{ psi}} = 0,299 \text{ in} = 7,608 \text{ mm}$$

**Equació 11.23.** Gruix de la tapa inferior de klopper.

Tenint en compte els factors d'empobriment per corrosió i el sobredimensionament, s'obté un gruix de 15,162mm.

S'ha decidit aquest factor de sobredimensió donat que l'exactitud de les mesures és difícil d'obtenir a la pràctica, per tant, s'ha calculat amb aquesta sobredimensió i s'escollirà segons el gruix de la planxa d'acer que més s'apropi als gruixos calculats.

Seguidament s'ha de calcular i decidir el mesclador, en aquest tanc s'escull un agitador de pales planes<sup>[4]</sup> com el següent:



**Figura 11.2.** Agitador de 6 pales planes.

El diàmetre de l'agitador (anomenat  $D_a$ ) serà de 1/3 del diàmetre de disseny, per tant, serà de 63,20 cm. Les pales tenen de llargada el 25% de  $D_a$  (~16cm cadascuna), i l'amplitud serà d'un 20% (~13 cm). Sabent que és recomanable deixar 1/3 del diàmetre de disseny com a espai per sota de l'agitador, la longitud del agitador és de 221,2 cm. A les parets de la virola també es posa una placa de metall per crear més turbulència i, d'aquesta manera, millorar la mescla. Aquestes plaques deflectores tindran de longitud el diàmetre del tanc (189.6 cm), i l'amplada serà de 1/10 el diàmetre, el que comporta una amplada de 18,96 cm.

Seguidament s'ha de fer el càlcul de la potència que necessita l'agitador. Per a aquest es necessita saber el Reynolds, que es calcula amb l'Equació 11.24:

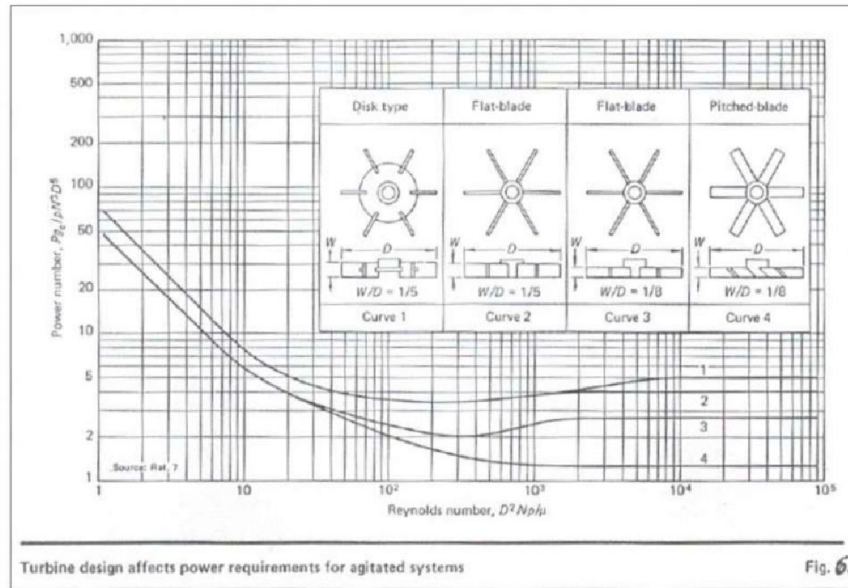
$$Re = \frac{\rho * n * D_a^2}{\mu}$$

**Equació 11.24.** Reynolds del agitador.

On  $Re$  és el nombre de Reynolds,  $\rho$  és la densitat en Kg/m<sup>3</sup>,  $\mu$  és la viscositat en Kg/m\*s i  $n$  són les revolucions del agitador, que s'escull que són 1,5 rps (90 rpm). Substituint a l'equació:

$$Re = \frac{795,3 \frac{Kg}{m^3} * 1,5 rps * 0,632^2 m^2}{3,34 * 10^{-4} kg/ms} = 1,43 * 10^6$$





**Figura 11.3.** Relació de potència respecte al Reynolds

Observant el gràfic, s'observa que el Reynolds obtingut és molt turbulent, el que dona un valor constant de relació de potència  $N_p=5$  seguint la línia de l'agitador de disc (corba 1).

Amb aquest valor, es procedeix a calcular la potència de l'agitador seguint l'Equació 11.25:

$$P = N_p * D a^5 * n^3 * \rho$$

**Equació 11.25.** Potència de l'agitador.

On  $P$  és la potència de l'agitador en watts,  $g$  és la gravetat ( $9,81 \text{ m/s}^2$ ). Substituint a l'equació s'obté:

$$P = 5 * 0,632^5 * 1,5^3 * 795,3 = 1353,2 \text{ W} = 1,35 \text{ kW}$$

Per al càlcul del pes del tanc, es necessita saber el volum reservat a la peça metàl·lica, que s'obté restant el volum intern al volum extern (l'extern es calcula tenint en compte el gruix com a part del diàmetre). S'aproxima el volum intern del capçal i del fons del tanc (les tapes de Klopper) a la següent raó:

$$V_{int} = 0,1 * D^3 = 0,1 * 1,896^3 = 0,6814 \text{ m}^3$$

**Equació 11.26.** Volum d'una tapa toriesfèrica de Klopper.

La resta del volum serà la zona cilíndrica,

$$V = 8,03 \text{ m}^3 - 2 * 0,68 = 6,665 \text{ m}^3$$

Sabent el volum intern, a continuació es calcula l'extern, afegint el gruix al diàmetre

$$V_{ext\ capçal} = 0,1 * (D + t)^3 = 0,1 * (1,896 + 0,01019)^3 = 0,6925m^3$$

$$V_{ext\ fons} = 0,1 * (D + t)^3 = 0,1 * (1,896 + 0,01516)^3 = 0,6979m^3$$

Per al volum extern de la virola, primer cal calcular l'altura de la secció en forma de cilindre.

$$H = \frac{V}{\frac{\pi}{4} * D^2} = \frac{6,67m^3}{\frac{\pi}{4} * 1,896^2 m^2} = 2,36m$$

**Equació 11.27.** Càlcul de l'altura.

Sabent l'altura de la zona cilíndrica, es procedeix a calcular el volum extern:

$$V_{ext\ virola} = \frac{\pi}{4} * D^2 * H = \frac{\pi}{4} * (1,896 + 0,01021)^2 m^2 * 2,36m = 6,737m^3$$

Seguidament, es calcula el volum de material fent la diferència:

$$V_{acer} = V_{ext} - V = 0,6925m^3 + 0,6979m^3 + 6,9737m^3 - 8,03m^3 = 0,0995 = 0,01m^3$$

I sabent que la densitat de l'acer és de 7.9 g/cm<sup>3</sup>:

$$Massa\ acer = 0,01m^3 * \frac{10^6 cm^3}{1m^3} * 7,9 \frac{g}{cm^3} * \frac{1kg}{1000g} = 786,32kg$$

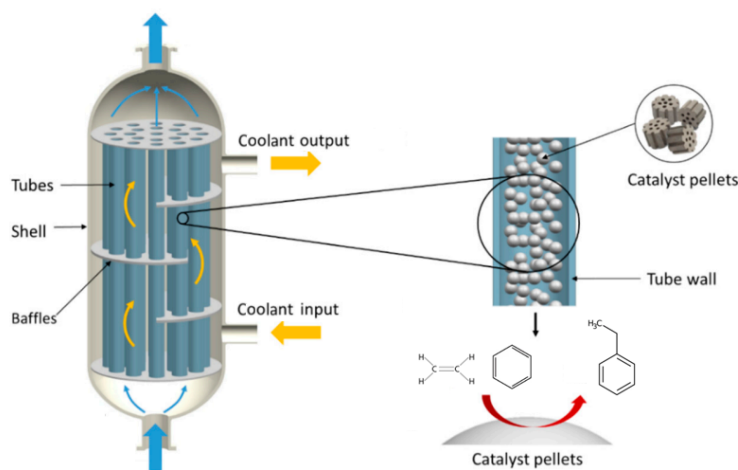
**Equació 11.28.** Fòrmula per al pes de l'acer del tanc.

Sabent el Volum i la densitat es calcula pes amb el tanc ple (tenint en compte el 80% de volum útil)

$$Massa\ tanc = Massa\ acer + Massa\ fluid = 786,32 + 6,4225m^3 * \frac{795,3Kg}{m^3} = 5107,8 Kg$$

## 11.6. Disseny de reactors

En el procés de la planta BenzEt consten 3 reactors d'alquilació en fase gas en presència de catalitzador a l'àrea 400 i d'un per a la transalquilació en fase gas, també amb catalitzador, a l'àrea 500. Cada reactor té diferents condicions d'entrada però similars condicions d'operació. El primer reactor (d'alquilació) treballa amb temperatures i pressió des de 410 fins a 475,7°C i de 1985 a 1970 kPa, respectivament; el segon reactor treballa amb temperatures de 401,4 a 465,9 °C i pressions de 1947,8 a 1932,8 kPa; el tercer reactor disposa d'un rang de temperatures de 408,2 a 467,6 °C i pressió des de 1901,8 fins a 1886,8 kPa. Per últim, el reactor de transalquilació treballa en un rang de temperatures de 491,7 a 494 i pressió de 2000 a 1990 kPa. Aquests reactors treballen en condicions adiabàtiques però, donat que són tancs on hi ha reacció exotèrmica, es proposa un sistema de refrigeració auxiliar per tal d'evitar que es descontrolï la reacció, fent circular refrigerant per la carcassa del reactor multi tubular. A la següent imatge es pot observar com funciona aquest tipus de reactor:



**Figura 11.4.** Funcionament d'un reactor multitubular

### 11.6.1 Paràmetres del reactor

Per a fer el càlcul de les dimensions del reactor, amb la finalitat d'obtenir una producció d'etilbenzè de 1000 Tones al dia, s'ha utilitzat el software de ASPEN hysys. En aquest s'han determinat el paràmetres cinètics de les reaccions. Hi ha tres reaccions d'alquilació y una de transalquilació. A cada reactor d'alquilació s'esdevenen les tres reaccions d'alquilació, però s'escull disposar de 3 reactors per tal d'afavorir la reacció entre el benzè i l'etilè, repartint l'entrada d'etilè pur, de forma que al primer reactor entra un 30% del total d'etilè, mentre que als altres dos entra un 35% a cadascun. Al transalquilador només s'esdevé la reacció de

transalquilació. Aquestes són les configuracions dels paràmetres per les reaccions del procés, amb les respectives cinètiques:

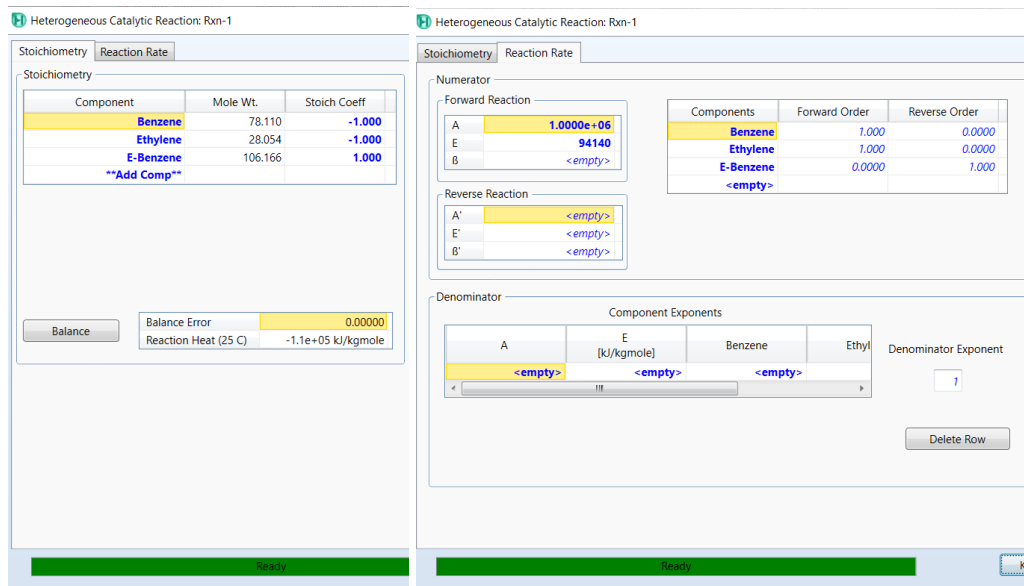


Figura 11.5. Paràmetres cinètics i estequiometria de la primera reacció

Aquesta és la reacció principal del procés i la que es vol prioritzar, donat que és la que ens aporta la major quantitat del producte d'interès, l'etilbenzè. Aquesta reacció ens aporta 1 mol d'etilbenzè per cada mol d'etilè i benzè que reaccionen. Seguidament es troba la segona reacció:

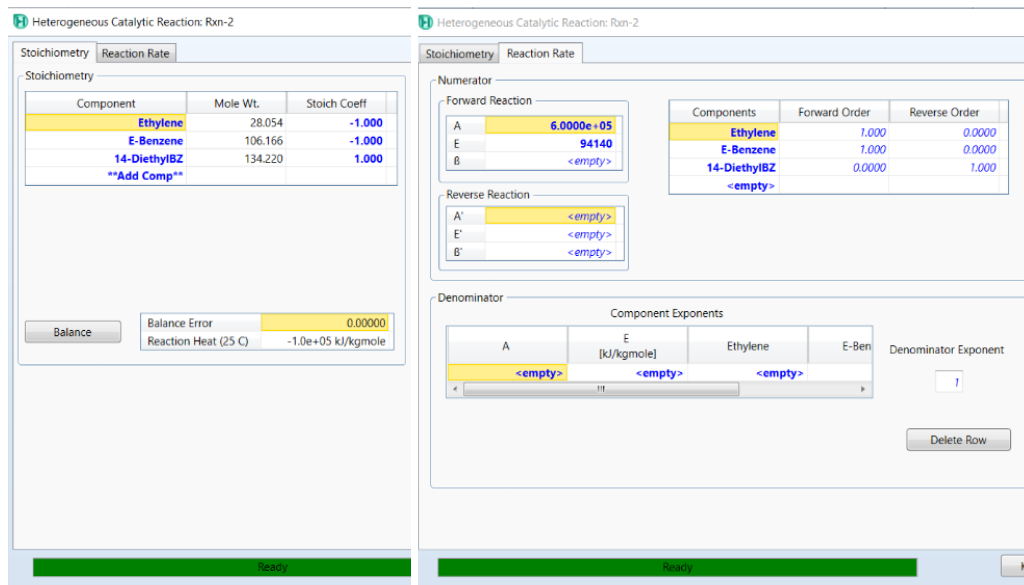


Figura 11.6 Paràmetres cinètics i estequiometria de la segona reacció

Aquesta segona reacció utilitza 1 mol d'etilbenzè i etilè per a fer dietilbenzè. Aquesta reacció no és d'interès perquè es perd el producte objectiu del procés, motiu pel qual s'ha realitzat

la reacció de transalquilació, que es planteja més endavant. A continuació es mostra la tercera reacció:

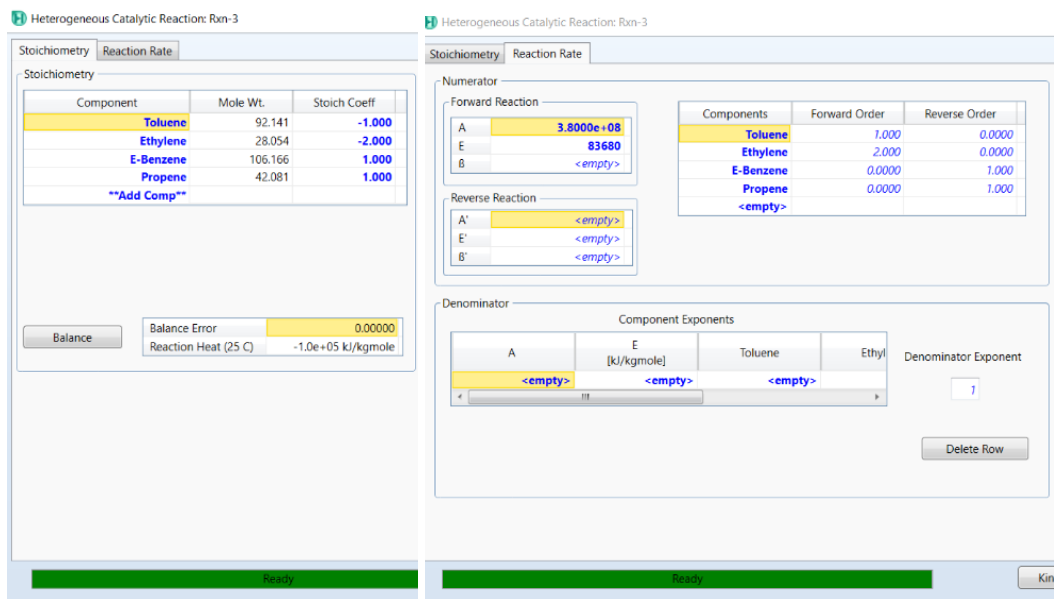


Figura 11.7 Paràmetres cinètics i estequiometria de la tercera reacció

En aquesta reacció s'obté etilbenzè amb el poc toluè que ve amb l'entrada de benzè fresc. La quantitat d'etilbenzè obtinguda serà ínfima comparada amb la primera reacció però segueix sent producte d'interès el qual comporta un major benefici. Aquesta és l'última reacció que es dona als reactors d'alquilació, però encara queda una reacció per obtenir etilbenzè. A continuació es presenta l'última reacció del procés:

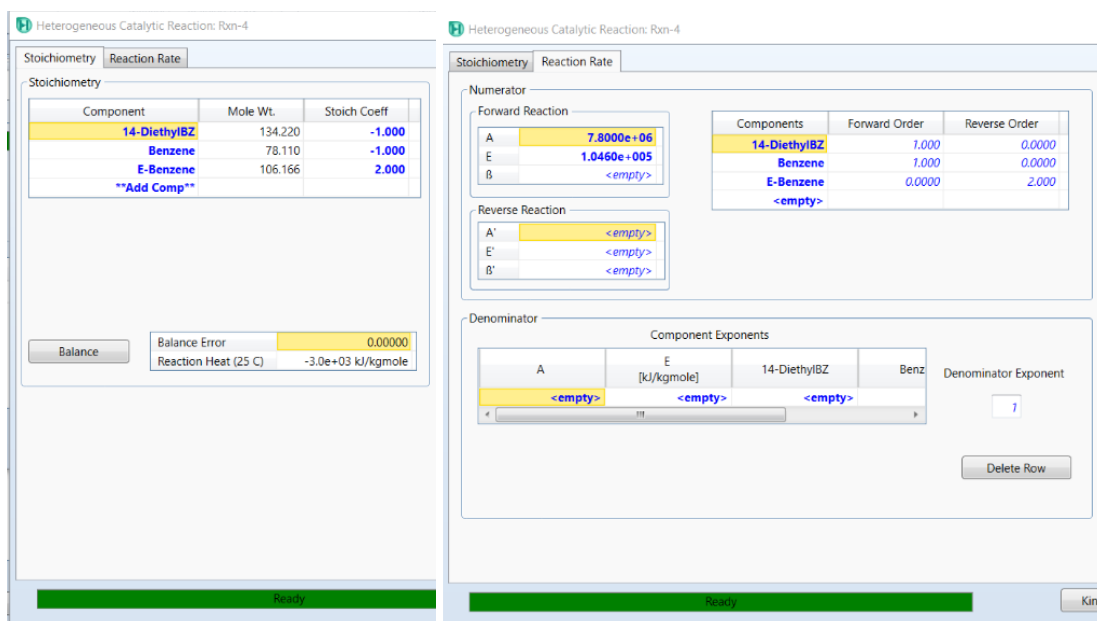


Figura 11.8 Paràmetres cinètics i estequiometria de la reacció de transalquilació



Aquesta reacció és la que permet treure el màxim rendiment al reactiu limitant, l'etilè, d'onat que es fa reaccionar 1 mol de dietilbenzè (obtingut amb l'etilè i l'etilbenzè) amb 1 mol de benzè per obtenir 2 mols de etilbenzè. És de molta importància donat que implica que tots els mols d'etilè que han reaccionat comporten obtenció del producte d'interès.

Un cop presentades les 4 reaccions es procedeix a crear un reactor multitubular al hysys. El mètode és el mateix per als 4 reactors, però es decideix explicar el disseny pas a pas per al primer d'ells. Els reactors treballen en un entorn adiabàtic, de forma que l'energia obtinguda per les diferents reaccions exotèrmiques comporta un augment de la temperatura del reactor. A continuació es mostren les condicions dels corrents d'entrada i sortida del reactor.

**Taula 11.11.** Corrents d'entrada i sortida del reactor 401.

	Entrada	Sortida
<b>Caudal molar (kmol/h)</b>	1268,40	1139,50
<b>Età (kmol/h)</b>	80,00	80,00
<b>Etilè (kmol/h)</b>	133,34	0,94
<b>Metà (kmol/h)</b>	53,54	53,54
<b>Benzè (kmol/h)</b>	995,61	875,40
<b>Toluè (kmol/h)</b>	3,56	0,03
<b>Etilbenzè (kmol/h)</b>	2,54	121,15
<b>Dietilbenzè (kmol/h)</b>	0	5,11

Es col·loquen les següents condicions al hysys i aquest ens demana la pèrdua de pressió, la qual és de 15 kPa i és un valor promig, donat que no es pot fer el càlcul ja que falten dades del catalitzador escollit, que no és conegut donat que cada empresa no vol donar aquests detalls a la competència. Per a un primer càlcul es suposa un sòl tub i un reactor de 16m de llargada, amb les dades de catalitzador sent 1 per l'esfericitat, 2500 kg/m<sup>3</sup> de densitat, 250 kJ/kg°C de resistència tèrmica i 1mm de diàmetre de partícula. Amb totes aquestes dades el hysys ens dona un reactor de 110m<sup>3</sup>, el qual està ocupat un 20% per catalitzador (22m<sup>3</sup>) el que comporta un volum "lliure" per al fluid d'operació de 88 m<sup>3</sup>. El diàmetre és de 2,959m i la llargada és de 16m. Un cop coneguts aquests paràmetres, es procedeix a fer el disseny del reactor segons els criteris ASME. El material serà AISI 304.

### 11.6.2. Exemple de disseny pel reactor 401

El disseny del reactor consisteix en: 1- Obtenció dels paràmetres clau de disseny. 2- Càlcul dels gruixos segons el mètode ASME. 3- Càlcul del pes del reactor 4- Càlcul del balanç

energètic de la reacció. Es comença introduint el caudal, que no és el caudal que es mostra en la primera pàgina de característiques del corrent al hysys, donat que aquest es calcula en condicions normals, però com aquest reactor treballa a altes temperatures i una pressió d'uns 20 bars, es calcula el caudal volumètric dividint el cabal màssic per la densitat, com s'explica a la següent Equació 11.29:

$$Q \left[ \frac{m^3}{h} \right] = \frac{F \left[ \frac{kg}{h} \right]}{\rho \left[ \frac{kg}{m^3} \right]} = \frac{85363,9}{24,68} = 3458,7 m^3/h$$

**Equació 11.29.** Càlcul del cabal volumètric.

Un cop conegut el caudal volumètric i el volum de reacció, es calcula el temps de residència del reactor amb l'Equació 11.30.

$$\tau [h] = \frac{V \left[ \frac{m^3}{h} \right]}{Q \left[ \frac{m^3}{h} \right]} = \frac{88}{3458,7} = 0,0254 h = 130s$$

**Equació 11.30.** Temps de residència.

És un temps de residència baix però donat que reacciona més del 99% de l'etilè que entra es considera que la reacció funciona correctament.

Aquestes són variables importants de conèixer però per calcular les dimensions del reactor segons el criteri ASME és més important saber el nombre òptim de tubs i les seves dimensions. Sabent que la reacció només es dona al interior del tubs, es pot calcular amb l'Equació 11.31.

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 * L * N$$

**Equació 11.31.** Volum de reacció.

On: V és el volum de reacció, 110m<sup>3</sup>, D és el diàmetre dels tubs, en metres, L és la longitud del reactor (feix de tubs), 16m, i N és el nombre de tubs. Les variables N i D no són conegudes, per tant, es planteja un sistema iteratiu per obtenir D, N i un gruix de tubs que compleixi els criteris ASME i que aquest sigui un gruix que es pugui trobar fàcilment al mercat. Primer fa falta introduir l'Equació 11.32 per al càlcul del gruix d'un cilindre segons el criteri ASME.

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

**Equació 11.32.** Gruix del cilindre.

On: P és la pressió de disseny, en psi, R és el radi del tub, en polzades, S és la resistència de l'acer, en psi i obtinguda a la Figura 11.9, i E és el factor de soldadura, que s'assumeix que és del 80%.

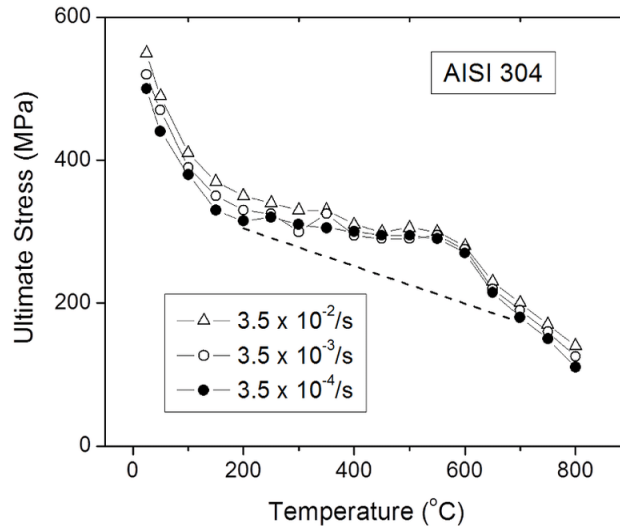


Figura 11.9. Resistència de l'acer en funció de la temperatura.

L'equació plantejada anteriorment es reescriu amb les següents dades:

$$t = \frac{304 \cdot D/2}{43500 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 304}$$

Suposant un nombre de tubs de 5000, s'obté el diàmetre següent:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot L \cdot N}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 110}{\pi \cdot 16 \cdot 5000}} = 0,0418m$$

Amb aquest diàmetre es substitueix a la següent equació ( $D \square R=0.824$  inch):

$$t = \frac{304,58 \cdot 0,824}{43500 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 304} = 0,0072 \text{ inch} = 0,184mm$$

A aquest gruix es decideix sumar un factor de resistència a la corrosió de 0.1mm/any (tenint en compte 25 anys de rendibilitat de la planta) i es sobredimensiona un 50%, el que comporta un gruix de:

$$t = (0,184 + 0,1 \cdot 25) \cdot 1,5 = 4,026mm$$

Es tindrà en compte aquest gruix per a fer els càlculs, però el gruix que s'acaba comprant serà de 4 mm, que és una diferència mínima però amb la quantitat de tubs esdevindrà una diferència en el volum d'acer, emperò, 4 mm es un gruix de tubs fàcil de trobar al mercat.

Ara es procedeix a calcular el pitch i el diàmetre de la carcassa. S'escull un pitch triangular, que és el més comú i facilita la transferència de calor per quan es vulgui fer circular el circuit refrigerant d'emergència.

$$pitch = 1,25 * D_{ext} = 0,0573 m$$

Ara es calcula el diàmetre de la carcassa o virola del reactor amb la fórmula següent:

$$Dc = De * \left( \frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n_t}$$

**Equació 11.33.** Diàmetre de la carcassa.

On: Dc és el diàmetre de la carcassa, De és el diàmetre extern dels tubs, N<sub>t</sub> és el nombre de tubs, i K<sub>1</sub> i n<sub>1</sub> són coeficients que depenen del tipus de pitch i dels passos per tub, 0,319 i 2,142, respectivament. Això comporta un diàmetre de carcassa Dc= 4.169m.

Amb aquest diàmetre es pot calcular el volum de la part cilíndrica de la carcassa, la virola.

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 * L = \frac{\pi}{4} * 4,169^2 * 16 = 218,42 m^3$$

Aquest és el volum total dins de la part cilíndrica de la carcassa. Per disseny, el volum i altura de les tapes que es col·loquen al cap i al fons del reactor, que són de tipus Klopper, es calcula de la següent manera:

$$V = 0,1 * Dc^3 = 0,1 * 4,169^3 = 7,246 m^3$$

$$H = \frac{Dc}{5} = \frac{4,169}{5} = 0,834 m$$

Cada tapa de Klopper disposa d'aquest volum, i amb aquests 3 volums es pot trobar el volum total a l'interior del reactor (si no tingués tubs):

$$V_{reactor} = V_{virola} + V_{cap} + V_{fons} = 218,42 + 2 * 7,246 = 232,91 m^3$$

Aquest volum és important per tal de calcular el pes del reactor més endavant.

A continuació es procedeix a calcular els gruixos per a les 3 parts del reactor segons les següents equacions (la de la virola és la mateixa que la dels tubs donada la conducció):

$$\text{Virola: } t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} = \frac{304,58 \text{ psi} \cdot 82,07 \text{ inch}}{43500 \text{ psi} \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 304,58 \text{ psi}} = 0,722 \text{ inch} = 18,336 \text{ mm}$$

$$\text{Cap: } t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} = \frac{304,58 \cdot 164,14}{2 \cdot 43500 \cdot 0,8 - 0,2 \cdot 304,58} = 0,719 \text{ inch} = 18,256 \text{ mm}$$

$$\text{Fons: } t = \frac{0,885 \cdot P \cdot D}{S \cdot E - 0,1 \cdot P} = \frac{0,885 \cdot 304,58 \cdot 164,14}{43500 \cdot 0,8 - 0,1 \cdot 304,58} = 1,272 \text{ inch} = 32,31 \text{ mm}$$

A tots aquests es tornen a aplicar els 0.1mm/any de corrosió i la sobredimensió del 50%, el que comporta un gruix de 31.25, 31.13 i 52.22 mm per a virola, cap i fons, respectivament.

Amb aquests gruixos es procedeix a calcular el volum amb els diàmetres externs:

$$V_{\text{ext virola}} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot L = \frac{\pi}{4} (4,169 + 2 \cdot 0,03125)^2 \cdot 16 = 225,016 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{ext caps}} = 0,1 \cdot D^3 = 0,1 \cdot (4,169 + 2 \cdot 0,03113)^3 = 7,576 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{ext fons}} = 0,1 \cdot D^3 = 0,1 \cdot (4,169 + 2 \cdot 0,05222)^3 = 7,805 \text{ m}^3$$

Amb aquests 3 volums es pot conèixer el volum total extern del reactor:

$$V_{\text{ext}} = V_{\text{ext virola}} + V_{\text{ext caps}} + V_{\text{ext fons}} = 225,016 + 7,576 + 7,805 = 240,396 \text{ m}^3$$

Com es coneix el volum total intern del reactor, es procedeix al càlcul del volum d'acer:

$$V_{\text{acer}} = V_{\text{ext}} - V_{\text{in}} = 240,396 - 232,91 = 7,486 \text{ m}^3$$

Aquest és el volum d'acer extern (de la carcassa), però falta calcular el volum d'acer dels tubs, que es troba de la següent manera:

$$V_{\text{ext tubs}} = \frac{\pi}{4} \cdot Nt \cdot D_{\text{ext}}^2 \cdot L = \frac{\pi}{4} \cdot 5000 \cdot 0,046^2 \cdot 16 = 132,187 \text{ m}^3$$



$$V_{acer\ tubs} = V_{ext\ tubs} - V_{reacció} = 132,187 - 110 = 22,187m^3$$

Si ara es multipliquen aquests volums per la densitat de l'acer, s'obté el pes del tanc buit:

$$M_{tanc\ buit} = (V_{acer} + V_{acer\ tubs}) * \rho_{acer} = (7,486 + 22,187)m^3 * 7900 \frac{kg}{m^3} = 234421,8\ kg$$

Per al pes del tanc ple (sense tenir en compte refrigerant), s'agrega el pes dels components de la reacció, multiplicant el volum per la densitat, en kg/m<sup>3</sup>. Com s'ha especificat al principi, 20% (22m<sup>3</sup>) és el volum de catalitzador i 80% (88m<sup>3</sup>) el del fluid d'operació, que a la vegada està en les dues tapes, sense reaccionar:

$$M_{tanc} = 234421,8 + 22 * 500 + 24,68 * (88 + 2 * 7,246) = 247951kg = 248\ Tones$$

A continuació es calcula el balanç d'energia pel primer reactor. Les reaccions que intervenen són les 3 reaccions d'alquilació mostrades anteriorment. Per calcular-lo s'ha de saber l'energia dels enllaços que es trenquen i formen a la reacció, els quals seran entre dos carbonis o entre carboni i hidrogen. A la següent Taula 11.12 s'observen les entalpies d'enllaç.

**Taula 11.12. Entalpies d'enllaç.**

Enllaç	Entalpia d'enllaç (kJ/mol)
C-H	415
C-C	347
C=C	610

En la primera reacció es trenquen 1 enllaç C=C i 1 enllaç C-H, i es forma 1 enllaç C-C i 1 enllaç C-H. En la segona reacció, al igual que la primera, es trenca 1 C=C i C-H, i creen 1 enllaç C-C i 1 C-H. En la tercera, i última, reacció que es dona al reactor, es trenquen 2 enllaços C-H i 1 enllaç C=C, i formen 2 enllaços C-H i 2 enllaços C-C. Sabent els enllaços, es calcula l'entalpia de les 3 reaccions, simplificades:

$$\Delta H_{Reacció\ 1} = \Delta H_{productes} - \Delta H_{reactius} = 347 - 610 = -263 \frac{kJ}{mol}$$

$$\Delta H_{Reacció\ 2} = \Delta H_{productes} - \Delta H_{reactius} = 347 - 610 = -263 \frac{kJ}{mol}$$

$$\Delta H_{Reacció\ 3} = \Delta H_{productes} - \Delta H_{reactius} = 2 * 347 - 610 = +84 \frac{kJ}{mol}$$

L'entalpia negativa indica que la reacció allibera calor. Ara cal saber quants mols d'aliment van a cada reacció, per saber això es comença per la reacció limitant, que és la segona, essent el toluè el reactiu limitant. Un cop conegut quant toluè reacciona es calcula quant es

gasta d'etilè en aquesta reacció (2 mols per cada 1 de toluè), i sabent el que s'ha gastat en la segona reacció es pot calcular el que reacciona a la primera reacció aplicant balanços restant el que reacciona de dietilbenzè, donat que la tercera reacció es podrà saber quants mols reaccionen segons els mols de dietilbenzè obtinguts. A continuació es presenten els balanços:

$$\text{Balanç toluè: } E - S = 3,56 - 0,03 = 3,53 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \text{ reaccionats}$$

$$\text{Balanç dietilbenzè: } S - E = 5,11 - 0 = 5,11 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \text{ obtinguts}$$

$$\text{Balanç etilè: } E - S = 133,34 - 0,94 - 2 * 3,53 - 5,11 = 120,23 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \text{ reaccionats}$$

Amb aquestes 3 dades es procedeix a calcular el calor obtingut al reactor:

$$Q = \frac{1000 \text{ mol}}{1 \text{ kmol}} * \left( \frac{263 \text{ kJ}}{\text{mol}} * (5,11 + 120,23) \frac{\text{kmol}}{\text{h}} - 3,53 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * \frac{84 \text{ kJ}}{\text{mol}} \right) = 32667900 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

A continuació es calcula el gruix d'aïllant que s'ha de posar a la carcassa per evitar que hi hagi transferència de calor amb l'exterior. Aquest càlcul es fa amb l'Equació 11.34.

$$Q = \frac{\Delta T}{\frac{\Delta x_1}{k_1 * Aml_1} + \frac{\Delta x_2}{k_2 * Aml_2}}$$

**Equació 11.34.** Cabal de calor transferit.

On Q és la calor en watts (Joule/s), ΔT és l'increment de temperatura des del reactor fins a l'exterior (temperatura màxima del reactor menys temperatura ambient), Δx1 és el gruix de l'aïllant, Δx2 és el gruix de la placa d'acer (D extern menys D intern), k1 és la conductivitat tèrmica del aïllant (0.170 W/m\*K<sup>[5]</sup>), k2 la de l'acer (16 W/m\*K), i Aml indica l'àrea mitjana logarítmica (en m).

$$\text{On } Aml_1 = \frac{A_0 - A_1}{\ln\left(\frac{A_0}{A_1}\right)} \text{ i } Aml_2 = \frac{A_1 - A_2}{\ln\left(\frac{A_1}{A_2}\right)}$$

$$A = \text{Àrea del cos cos} + 2 * \text{àrea tapa} = \pi * D * L + 2 * \pi * R^2 \left( 1 + \frac{h^2}{R^2 \left( 2 - \frac{h}{R} \right)} \right)$$

On D és el diàmetre intern per A2 (4,169m), Diàmetre extern per A1 (4,23m) i Diàmetre extern + gruix d'aïllant per A0 (4,23m + Δx1). R és el radi (D/2) i h és l'altura de la tapa klopper (0,8338m).

El calor no és el calculat anteriorment, donat que al ser una reacció exotèrmica, tot aquest calor es tradueix en un increment de temperatura del fluid del reactor, sinó que es calcula de la següent manera:

$$Q = m * cp * \Delta T$$

**Equació 11.35.** Cabal de calor transferit.

On m és el cabal màssic (kg/s) i cp és la calor específica (kJ/kg\*K).

Un cop conegudes totes les fórmules necessàries es troba el gruix d'aïllant:

$$A_2 = \pi * 4,169 * 16 + 2 * \left(\frac{4,169}{2}\right)^2 \left(1 + \frac{0,8338^2}{\left(\frac{4,169}{2}\right)^2 * \left(2 - \frac{0,8338}{4,169}\right)}\right) = 239,59 \text{ m}^2$$

$$A_1 = \pi * 4,23 * 16 + 2 * \left(\frac{4,23}{2}\right)^2 \left(1 + \frac{0,8338^2}{\left(\frac{4,23}{2}\right)^2 * \left(2 - \frac{0,8338}{4,23}\right)}\right) = 243,45 \text{ m}^2$$

$$A_0 = \pi * (4,23 + \Delta x_1) * 16 + 2 * \left(\frac{4,23 + \Delta x_1}{2}\right)^2 \left(1 + \frac{0,8338^2}{\left(\frac{4,23 + \Delta x_1}{2}\right)^2 * \left(2 - \frac{0,8338}{4,23 + \Delta x_1}\right)}\right)$$

$$Q = m * cp * \Delta T = \frac{85365 \text{ kg}}{\text{h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} * 2,459 \frac{\text{J}}{\text{kg} * ^\circ\text{C}} * (475 - 25)^\circ\text{C} = 26238 \text{ W}$$

$$Q = 26238 = \frac{\Delta T}{\frac{\Delta x_1}{k_1 * A_{m1}} + \frac{\Delta x_2}{k_2 * A_{m2}}} = \frac{475 - 25}{\frac{\Delta x_1}{0,170 * A_{m1}} + \frac{4,23 - 4,169}{16 * \frac{243,45 - 239,59}{\ln\left(\frac{243,45}{239,59}\right)}}} \rightarrow \text{Solver} \rightarrow \Delta x_1 = 0,7803 \text{ m}$$

Segons els càlculs exposats es col·loquen 780,3mm de llana de roca, de tipus "TECH Slab MT 3.1" de l'empresa isover. Per saber la quantitat de volum, es multiplica la A<sub>0</sub> pel gruix d'aïllant:

$$V \text{ aïllant} = \Delta x_1 * A_0 = 0,7803 * \pi * (4,23 + 0,7803) * 16 + 2 * \left(\frac{4,23 + 0,7803}{2}\right)^2 \left(1 + \frac{0,8338^2}{\left(\frac{4,23 + 0,7803}{2}\right)^2 * \left(2 - \frac{0,8338}{4,23 + 0,7803}\right)}\right) = 229,33 \text{ m}^3$$

## 11.7. Disseny de columnes de destil·lació

Tal com s'ha comentat prèviament al Capítol 2, la recuperació del producte es duu a terme amb tres columnes de destil·lació en sèrie. En el present manual es fa la descripció dels càlculs realitzats per al disseny de les columnes de destil·lació.

A la primera columna, C-601, es pretén separar els compostos d'interès, com el benzè, el dietilbenzè i l'etilbenzè del metà, età, etilè restant de la reacció i el propilè que s'ha format. Com que el propilè, metà, età i etilè són compostos més volàtils, aquest sortiran de la columna per caps, per tant, el benzè, el dietilbenzè i el producte obtinguts a cues, aniran a la segona columna.

A la columna C-602, es separarà el benzè dels productes per poder reutilitzar-lo com a matèria prima, per tant, com que el dietilbenzè i l'etilbenzè són menys volàtils que el benzè, els productes s'obtidran per cues de la columna.

Finalment, a C-603 es separen l'etilbenzè i el dietilbenzè, obtenint, per caps el producte d'interès gairebé pur, amb impureses de benzè i per cues, el cabal de dietilbenzè que anirà a l'àrea de transalquilació.

En una destil·lació es denominen components clau, als components que tenen recuperacions fraccionàries en caps i cues de la columna<sup>[9]</sup>. Es denomina *light key (LK)* al component clau en caps i *heavy key (HK)* al component clau en cues. Els altres components són no claus, es a dir, *light non-key (LNK)* als components que són més volàtils que el *light key* i *heavy non-key (HNK)* als components més pesats que el *heavy key*.

A la Taula 11.13 es recol·lecten els components presents a cada columna i la seva denominació corresponent.

**Taula 11.13.** Components a cada columna.

Component	C-601	C-602	C-603
Metà	LNK	-	-
Etilè	LNK	-	-
Età	LNK	-	-
Propilè	LK	LNK	-
Benzè	HK	LK	LNK

Etilbenzè	HNK	HK	LK
Component	C-601	C-602	C-603
Etilbenzè	HNK	HK	LK
Dietilbenzè	HNK	HNK	HK

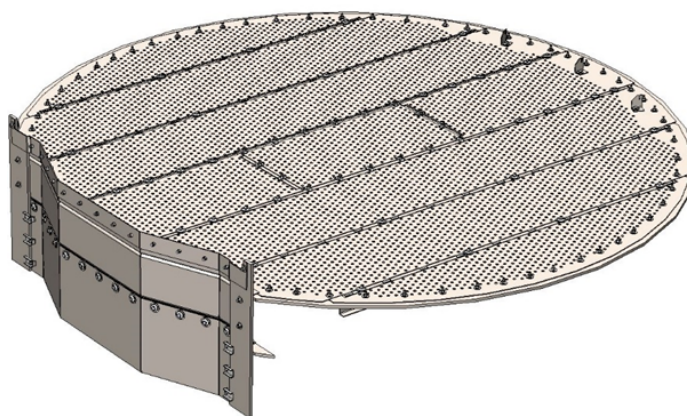
### 11.7.1. Disseny funcional de les columnes de destil·lació

El disseny de les tres columnes es pot dividir en tres etapes:

- Selecció de condicions d'operacions mitjançant el mètode aproximat i paràmetres teòrics mitjançant el càlcul rigorós.
- Elecció, disseny i dimensionament intern de la columna.
- Disseny extern de la columna

Primerament, s'ha de decidir el tipus de columna de destil·lació. Hi ha dues possibilitats de columna per al cas de la planta BenzET S.L.: una columna de plats o una columna empacada. Les columnes empacades tenen una major capacitat per càrregues de líquid o vapor altes i a més, són més simples i econòmiques. Per altra banda, les columnes de plats ofereixen una major eficàcia de separació, ja que permet una millor interacció entre les fases i presenten major flexibilitat en termes d'ajust i control de procés. Com que a BenzET S.L. és molt important assolir un grau de separació alt, s'ha decidit realitzar la recuperació del producte d'interès amb columnes de plats, específicament plats perforats de tipus "SIEVE", perquè es poden netejar amb facilitat i són econòmics.

Per al càlcul de les condicions d'operacions s'utilitzarà el mètode "shortcut" i per realitzar el càlcul rigorós es farà servir l'eina ASPEN HYSYS V11, un simulador de processos químics, tanmateix com l'aplicació del codi harmonitzat ASME<sup>[3]</sup> per al disseny extern de la columna.



*Figura 11.10. Plat tipus sieve per a columnes de destil·lació.*

### 11.7.2. Selecció de condicions d'operació i càlcul rigorós

Per realitzar el càlcul de la columna s'han de conèixer els aliments que hi entren i els cabals de destil·lat i cues, tanmateix com les composicions de cada component i les seves volatilitats relatives.

A la columna C-601 li entra el corrent provinent del bescanviador E-405, en la columna els components light non-key, la major part del light key i petites impureses del heavy key sortiran per caps de la columna, i la resta, els components pesats sortiran per cues, complint el balanç de la columna.

$$F = D + R$$

*Equació 11.36. Balanç global de la columna.*

$$F \cdot x_F = D \cdot x_D + R \cdot x_R$$

*Equació 11.37. Balanç per component de la columna.*

A la Taula 11.14 es recolen els valors de volatilitats relatives dels components presents a C-601, les quals s'utilitzen a en el càlculs necessaris per determinar les condicions d'operació de les columnes.

*Taula 11.14 Valor de K i volatilitats de cada component.*

Component	K-value	Volatilitats relatives
Età	81,52	339,0
Etilè	103,1	428,7
Metà	254,7	1059
Benzè	0,24	1,00
Etilbenzè	0,03	0,11
Propilè	16,81	69,90
Dietilbenzè	0,00	0,01

A la Taula 11.15, 11.16, i 11.17 es presenten les especificacions de les corrents d'entrada i els cabals de caps i cues en les columnes C-601, C-602 i C-603 respectivament.

Taula 11.15. Cabals i composició a l'entrada i la sortida de C-601

	F (Aliment)	D (Caps)	R (Cues)
Fracció de vapor	0,32	1,0	0,0
Cabal (kmol/h)	1717,19	480,03	1237,16
Età (kmol/h)	266,68	266,68	0,0
Etilè (kmol/h)	21,25	21,25	0,0
Metà (kmol/h)	177,79	177,79	0,0
Benzè (kmol/h)	760,56	10,73	749,83
Toluè (kmol/h)	0,00	0,0	0,0
Etilbenzè (kmol/h)	435,64	0,03	435,62
Propilè (kmol/h)	3,56	3,56	0,0
Dietilbenzè (kmol/h)	51,71	0,0	51,71

Taula 11.16. Cabals i composició a l'entrada i la sortida de C-602.

	F (Aliment)	D (Caps)	R (Cues)
Fracció de vapor	0,0	0,0	0,0
Cabal (kmol/h)	1237,16	752,30	484,86
Benzè (kmol/h)	749,83	748,95	0,883
Etilbenzè (kmol/h)	435,62	3,34	432,27
Dietilbenzè (kmol/h)	51,71	0,0029	51,71



Taula 11.17. Cabals i composició a l'entrada i la sortida de C-603.

	F (Aliment)	D (Caps)	R (Cues)
Fracció de vapor	0,0	0,0	0,0
Cabal (kmol/h)	484,86	420,00	64,87
Benzè (kmol/h)	0,883	0,883	0,0
Etilbenzè (kmol/h)	432,27	419,10	13,17
Dietilbenzè (kmol/h)	51,71	0,02	51,69

Disposant de totes les dades per realitzar el càlcul mitjançant el mètode aproximat es procedeix a determinar el número mínim d'etapes i el reflux mínim.

### 11.7.2.1. Mètode aproximat "short-cut"

- Equació de Fenske

El número mínim d'etapes per a un sistema multicomponent es pot determinar mitjançant l'equació de Fenske descrita en l'Equació 11.38

$$N_{min} = \frac{\ln\left(\frac{(D \cdot x_{LK}/D \cdot x_{HK})_{Dest}}{(B \cdot x_{LK}/B \cdot x_{HK})_{Res}}\right)}{\ln \alpha_{LK,HK}}$$

**Equació 11.38. Fenske.**

Amb les dades proporcionades per les Taules 11.14 i 11.15 es pot determinar el número mínim d'etapes per a la primera columna

$$N_{min} = \frac{\ln\left(\frac{(D \cdot x_{LK}/D \cdot x_{HK})_{Dest}}{(B \cdot x_{LK}/B \cdot x_{HK})_{Res}}\right)}{\ln \alpha_{LK,HK}} = \frac{\ln\left(\frac{(3,6/10,7)_{Dest}}{(0,0001/781,3)_{Res}}\right)}{\ln (69,9)} = 3,47$$

Per tant, s'obtenen un mínim de quatre etapes segons l'equació de Fenske.

- Underwood

Per determinar el reflux mínim de la columna multicomponent es fa servir l'equació de Underwood, descrita en l'Equació 11.39.

$$F \cdot (1 - q) = \Delta V_F = \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i \cdot F \cdot Z_{i,F}}{\alpha_i - \varphi}$$

**Equació 11.39. Underwood.**

El terme  $F \cdot (1 - q)$  es pot determinar fàcilment, ja que l'aliment i la fracció de líquid són conegudes. Per tant, la única variable desconeguda és  $\varphi$ , aquest terme es pot considerar constant, suposant cabals molars i volatilitats relatives constants.

$$F \cdot (1 - q) = 1717,19 \cdot (1 - 0,68) = 585,73 = \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i \cdot F \cdot z_{i,F}}{\alpha_i - \varphi}$$

A la Taula 11.14 es poden consultar les volatilitats relatives respectives de cada component, a la Taula 11.15 els cabals d'entrada de cada component a la columna, per tant, es pot determinar  $\varphi$  amb un solver, tenint en compte que aquest valor ha d'estar comprès entre  $\alpha_{LK}$  i  $\alpha_{HK}$ .

El solver dona un valor de  $\varphi=43,8$ , complint amb la condició prèviament esmentada es pot determinar el reflux mínim de la columna. A la Taula 11.18 es presenten els resultats.

**Taula 11.18.** Valors obtinguts amb les equacions de Underwood.

Component (kmol/h)	$V_{\min}$
Età	328,83
Etilè	24,98
Metà	189,24
Benzè	0,00
Etilbenzè	0,00
Propilè	42,69
Dietilbenzè	0,00
<b>Total</b>	<b>585,73</b>

Per tant, amb el valor de  $V_{\min}$  es calcula  $(L/D)_{\min}$ .

$$(L/V)_{\min} = (V_{\min}/D) - 1 = (585,73/480) - 1 = 0,22$$

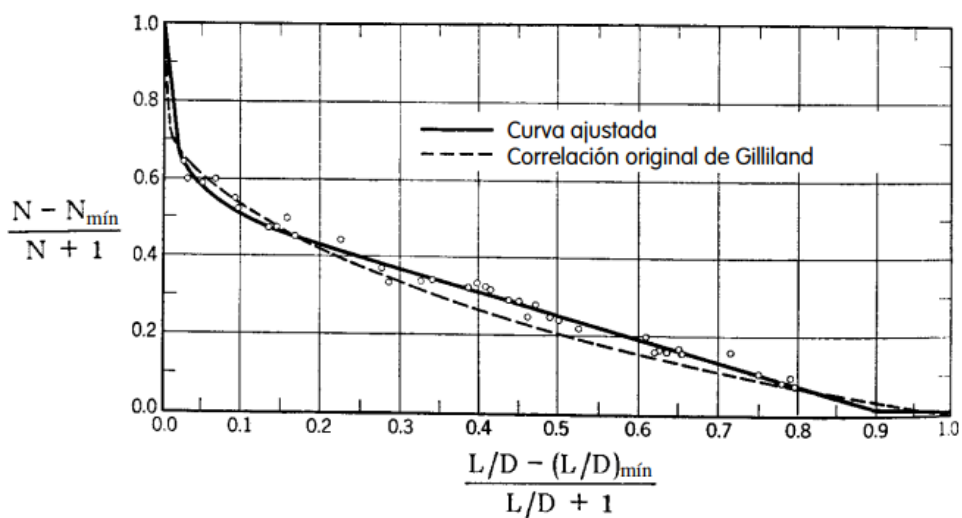
- Correlació de Gilliland

Una vegada s'ha determinat la relació de reflux mínima es pot determinar el número d'etapes amb la correlació de Gilliland.

S'ha de seleccionar el reflux operatiu de la columna, el qual ha de ser major al mínim calculat amb les equacions d'Underwood. Amb un reflux operatiu del 0,6 es pot calcular el valor de l'eix d'abscisses:

$$\frac{(L/D)-(L/D)_{\min}}{(L/D)+1} = \frac{0,6-0,22}{0,6+1} = 0,24$$

Seguidament es pot determinar el nombre d'etapes mirant el valor en l'eix d'ordenades en la Figura 11.11.



**Figura 11.11.** Correlació de Gilliland.

Mirant la corba contínua a la Figura 11.11, s'obté que  $\frac{N-N_{\min}}{N+1} = 0,4$ . Per tant el número d'etapes s'obté realitzant un solver amb l'excel, és  $N=6,59$ .

Amb la finalitat de comprovar els càlculs previs i realitzar el mètode shortcut amb major exactitud per les columnes C-602 i C-603, es fa servir l'eina HYSYS per aplicar el mètode aproximat.

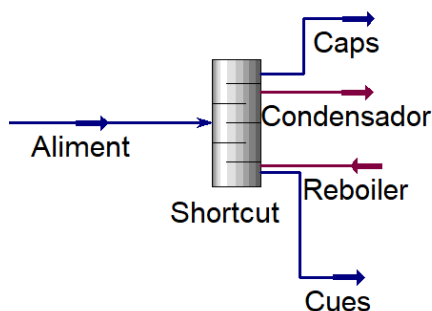
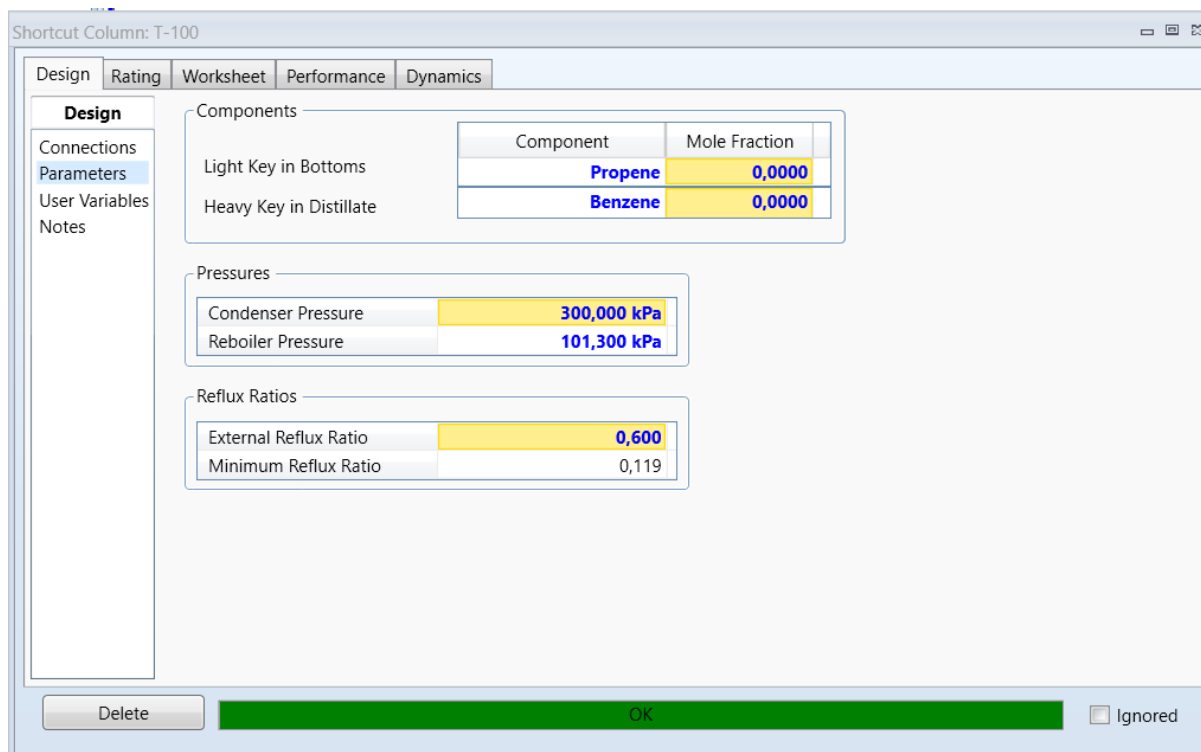


Figura 11.12. Esquema "Shortcut column" en el HYSYS.

Al HYSYS s'ha de definir el corrent d'entrada de l'aliment i la pressió d'operació de la columna perquè el programa pugui determinar els paràmetres del shortcut, les columnes C-602 i C-603 treballen a pressió atmosfèrica, per altre banda, a la primera columna, C-601, com que es desitja un cabal per caps en fase vapor, s'ha de treballar a major pressió, ja que és convenient que els gasos estiguin més comprimits a caps de la columna, per seguidament anar al condensador parcial i acabar de ser separats en el tanc de reflux T-601.

A les Figures 11.13 i 11.14 es poden visualitzar els resultats del HYSYS per a la columna C-601.



Shortcut Column: T-100

Design | Rating | Worksheet | Performance | Dynamics

**Design**

Connections  
Parameters  
User Variables  
Notes

Components

Component	Mole Fraction
Propene	0,0000
Benzene	0,0000

Pressures

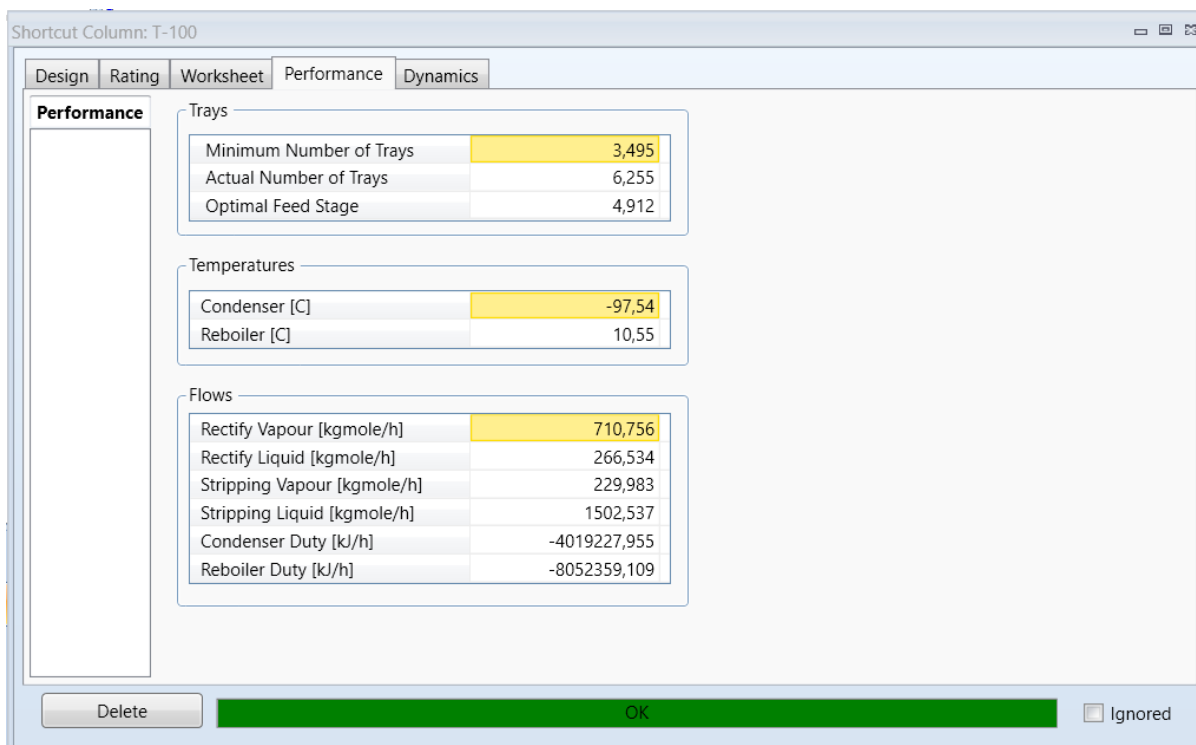
Condenser Pressure: 300,000 kPa  
Reboiler Pressure: 101,300 kPa

Reflux Ratios

External Reflux Ratio: 0,600  
Minimum Reflux Ratio: 0,119

Delete OK Ignored

Figura 11.12 Paràmetres de disseny columna C-601.



**Figura 11.14.** Resultats del shortcut per a la columna C-601.

Tal com es pot observar s'obtenen valors similars als previament càlculats, a excepció de la relació de reflux mínima, el HYSYS calcula una relació menor a la càlculada amb les equacions d'Underwood, s'ha de tenir en compte que aquest càlcul és aproximat.

A les Figures 11.14 i 11.15 es presenten els resultats de *Shortcut* realitzat amb el HYSYS per a la columna C-602.

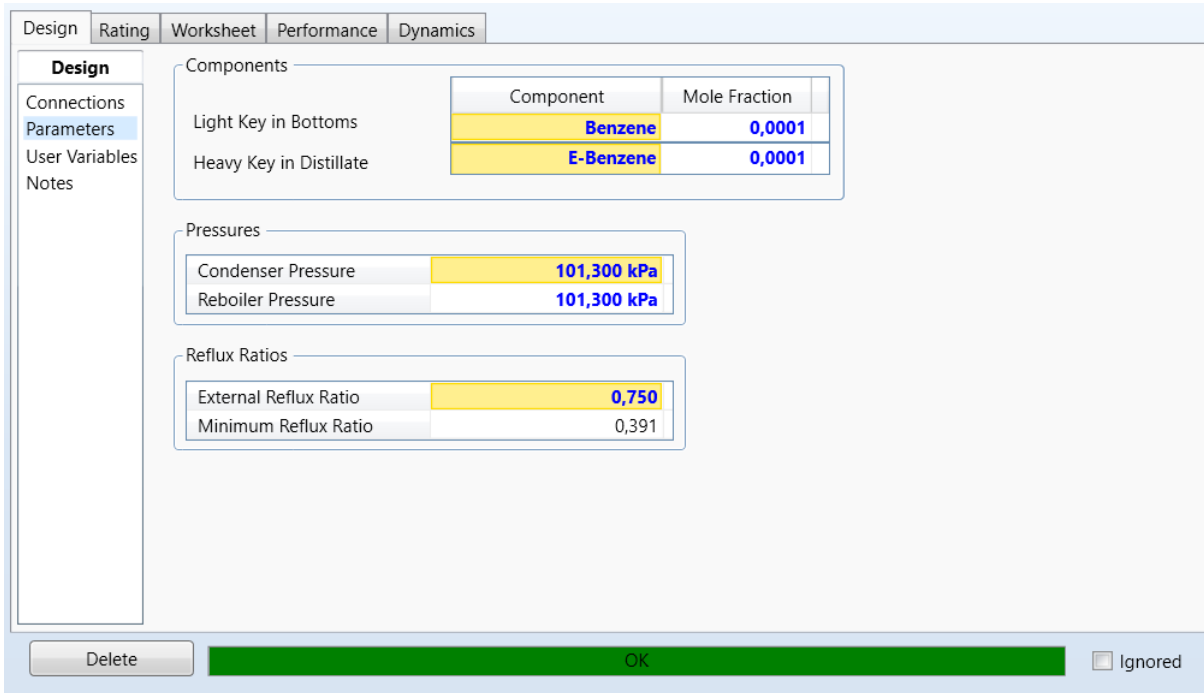


Figura 11.15. Paràmetres de disseny columna C-602.

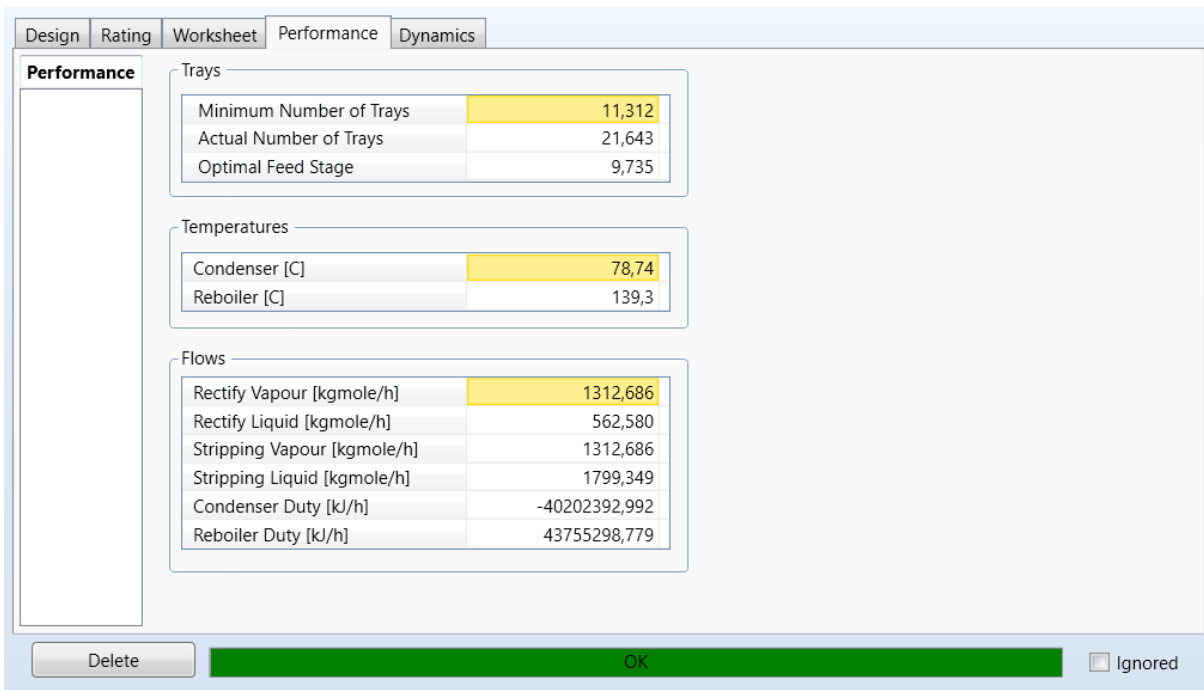


Figura 11.16. Resultats del shortcut per a la columna C-602.

Finalment a les Figures 11.17 i 11.18, es mostren els resultats del Shortcut obtingut amb el HYSYS per a la Columna C-603.

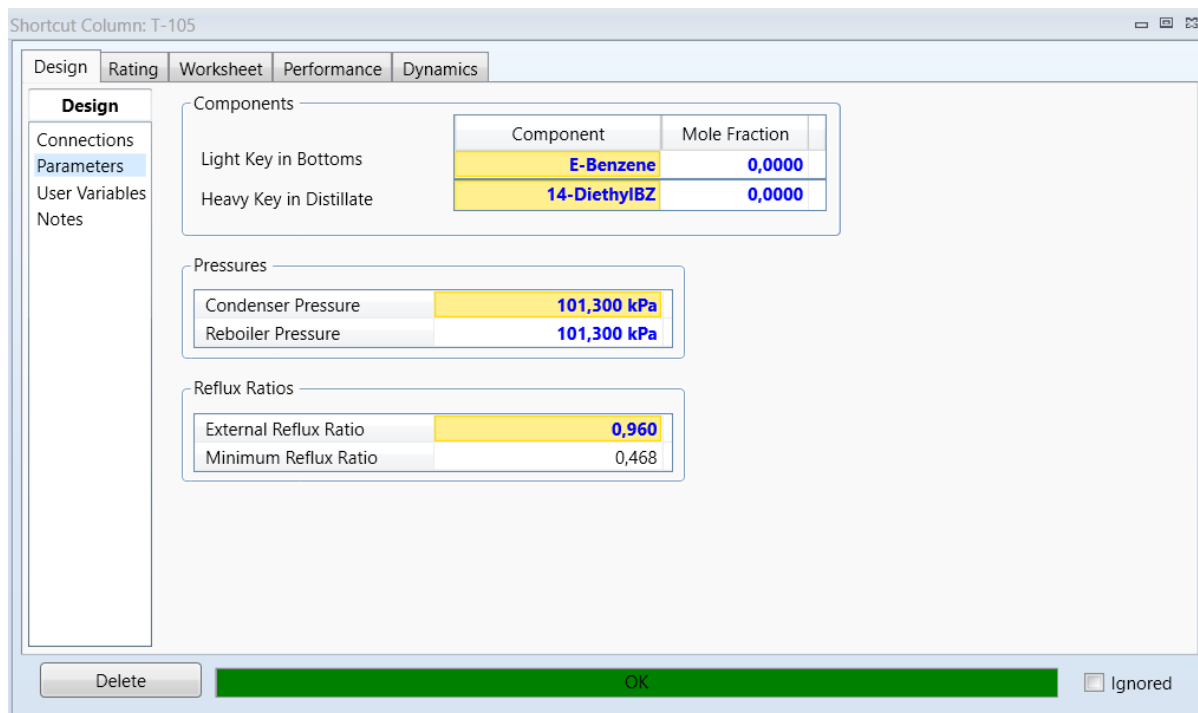


Figura 11.17. Paràmetres de disseny columna C-603.

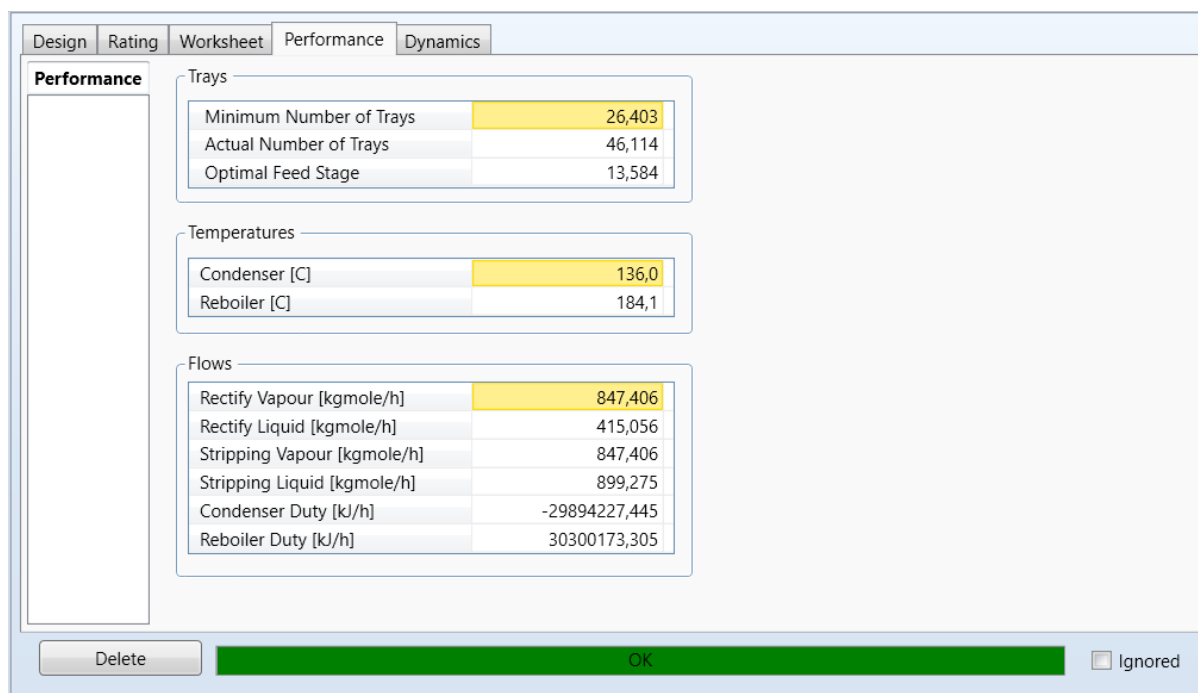


Figura 11.18. Paràmetres de disseny columna C-603.

Per tant es disposen de nombre mínim d'estapes, relació mínim de reflux, nombre real d'estapes i la posició òptima per l'entrada de l'aliment a la columna.



A la Taula 11.19 es recol·lecten els paràmetres obtinguts per a cada columna.

**Taula 11.19.** Paràmetres calculats amb el HYSYS per a les tres columnes.

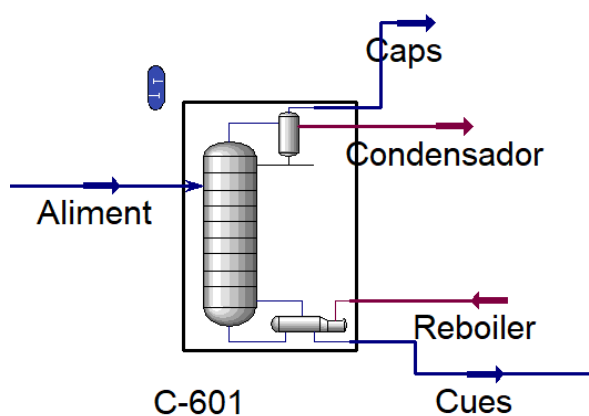
Paràmetre	C-601	C-602	C-603
$N_{\min}$	3,5	11,3	26,4
$(L/D)_{\min}$	0,12	0,39	0,47
N	6	22	47
N òptim per l'aliment	5	10	14

A partir d'aquestes dades es procedeix al càlcul rigorós.

### 11.7.2.2. Càlcul rigorós

Per realitzar un disseny més precís de les columnes de destil·lació es procedeix al càlcul rigorós de les mateixes mitjançant l'eina HYSYS. Per dur a terme la simulació s'utilitzarà el *Fluid Package UNIQUAC - SRK*. A continuació es farà una descripció de la simulació al HYSYS per a la columna C-601.

Inicialment, El comand *Distillation Column*, es fica en el corrent "Aliment" l'entrada a la primera columna, presentada a la Taula 7.3, i es procedeix a definir les condicions d'operació de la columna.



**Figura 11.19.** Esquema "Distillation Column" en el HYSYS.

A la Figura 11.20 es defineixen el número de plats, prèviament amb el *shortcut* s'ha determinat que per la primera columna s'obtenen 6 plats, malgrat això, com que es treballa amb una columna de plats s'ha de tenir en compte l'eficàcia d'aquest, com que s'han seleccionat plat perforats es fixa una eficàcia del 45%, conseqüentment el numero de plats ascendeix a 7 en el càlcul rigorós. La pressió es 300 kPa al condensador i atmosfèrica a cues, i el perfil de temperatura i pressió el calcula el HYSYS.

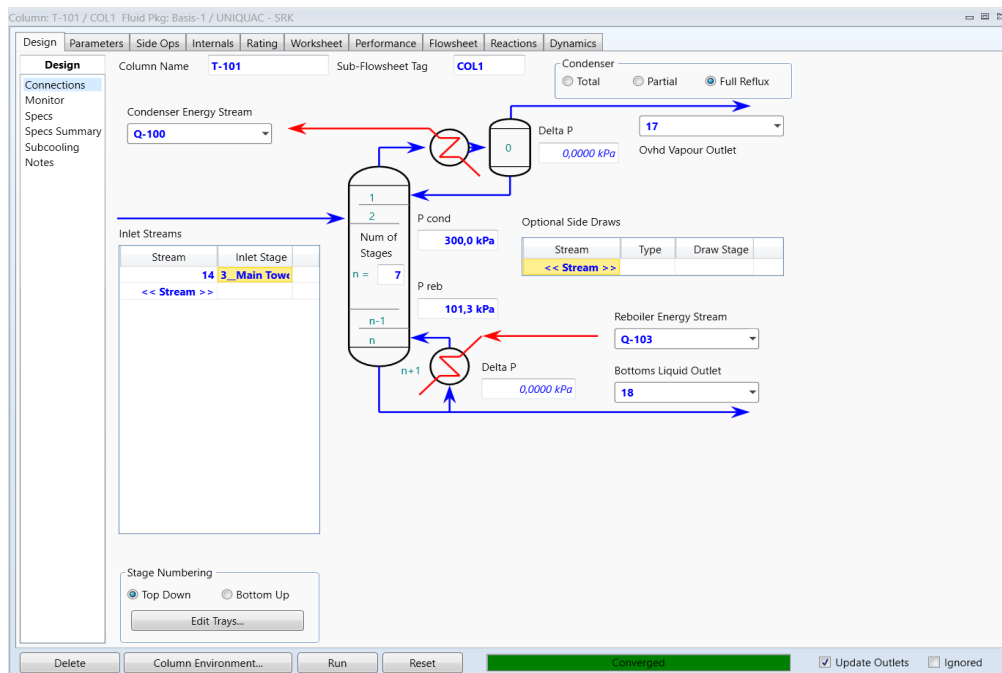


Figura 11.20. Disseny de la columna C-601.

A la Figura 11.21 es defineix la relació de reflux operativa i el cabal de destil·lat que s'espera en caps de la columna.

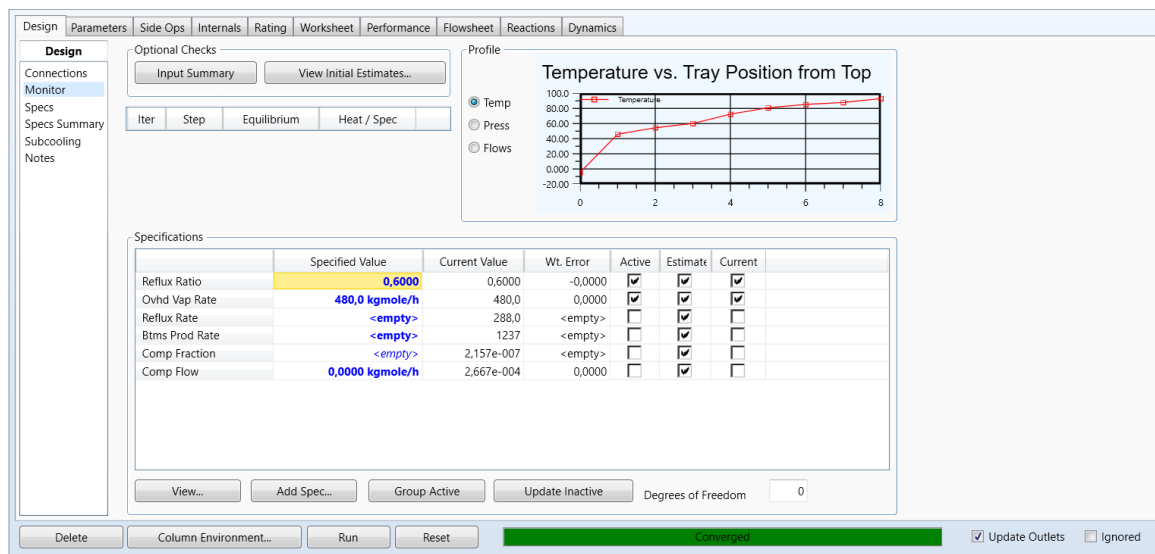


Figura 11.21. Disseny de la columna C-601.

Una vegada s'han definit tots els paràmetres, amb el comand "Run", el programa inicia el càlcul, fins que apareix el missatge verd "Converged" en la part inferior, indicant que s'ha realitzat el càlcul rigorós amb èxit i la columna convergeix.

Amb la columna simulada correctament, es poden definir els paràmetres de disseny mecànic, com l'alçada del cilindre i el diàmetre intern de la columna, aquestes dades són molt importants, ja que influeixen en el funcionament de la columna a posteriori. L'elecció inadequada d'aquests paràmetres pot conduir a una mala separació, pèrdua d'eficiència energètica, arrossegament del líquid o weeping.<sup>[10]</sup> Per aquesta raó és crucial definir correctament l'espaiat entre plats i el diàmetre. Convenientment, el HYSYS permet definir aquests paràmetres a la finestra "Internals" dins de la columna, en el cas que els paràmetres prèviament esmentats siguin probables amb els paràmetres fixats el HYSYS avisaria amb un missatge "warning". A la Figura 11.22 es pot veure la finestra "Internals" de la columna C-601.

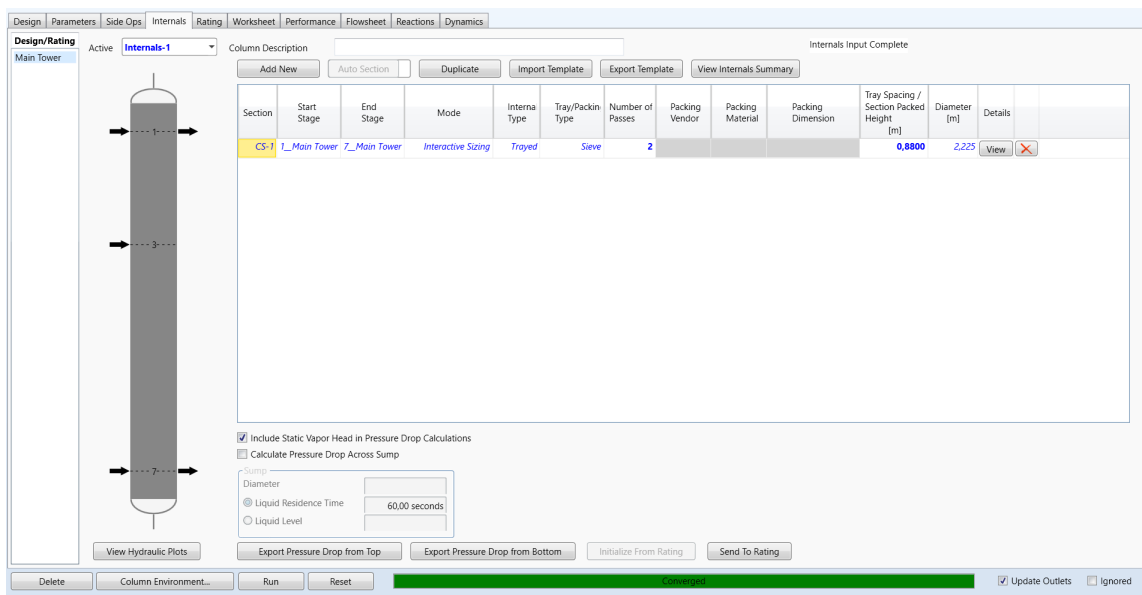


Figura 11.22. Internals de la columna C-601.

Tal com es pot observar, no hi apareix cap missatge indicant que s'han de redefinir els paràmetres. A la Figura 11.23 es poden observar les dades geomètriques dels plats de la columna.

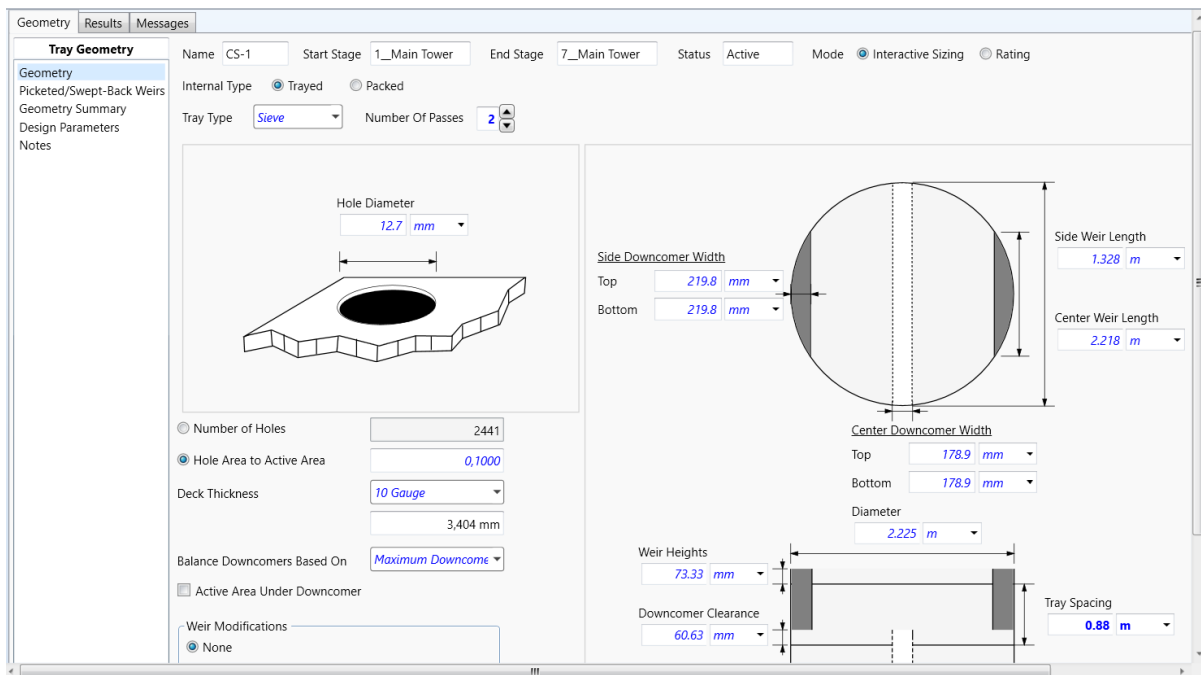


Figura 11.23. Geometria dels plats per a la columna C-601.

A la Figura 11.24 es presenta la simulació de l'estat hidràulic de la columna, tal com es pot observar, l'espaiat entre plats i el diàmetre de la columna fixats permeten que el punt d'operació es trobi dins del rang recomanat segons la relació vapor/liquid de la columna.

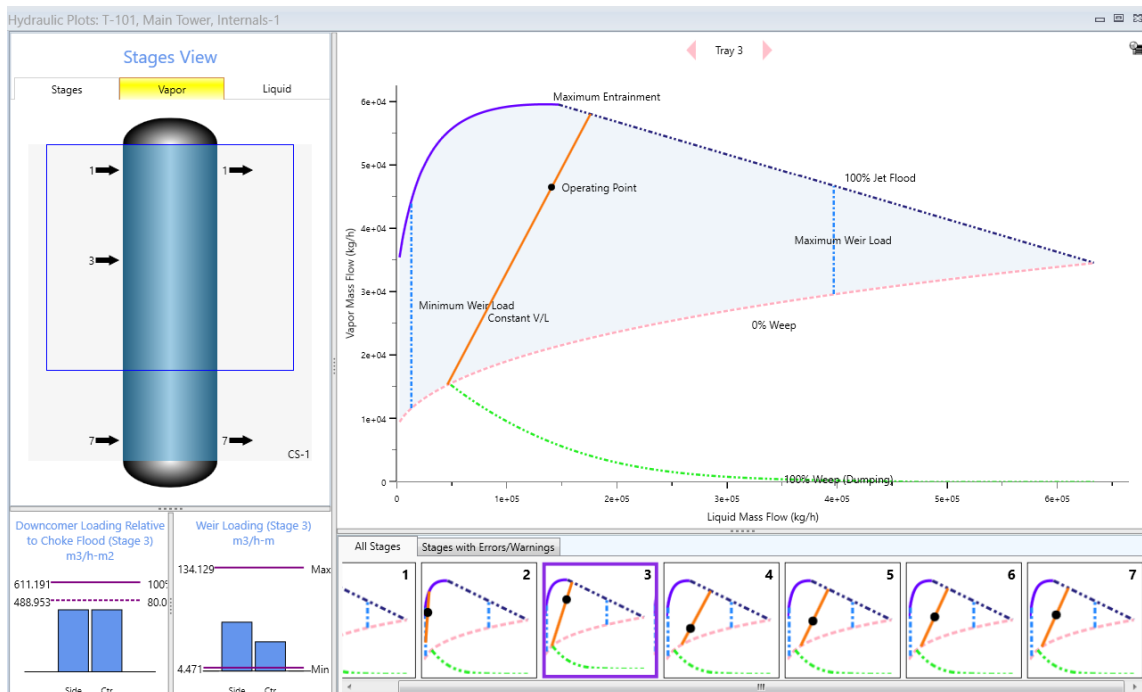


Figura 11.24. Gràfics hidràulics de C-601.

L'esquema de la columna representat a la Figura 11.24 mostra la columna blau, indicant que es un disseny viable, en cas contrari mostraria plats vermells o grocs.

S'ha finalitzat la simulació de la columna C-601, el mateix criteri s'aplica per a les columnes C-602 i C-603. A la Taula 11.20 es recol·lecten les dades de les tres columnes, obtingudes mitjançant la simulació amb HYSYS.

*Taula 11.20. Resultats de disseny interns de les columnes.*

	C-601	C-602	C-603
<b>Tipus de plat</b>	Sieve	Sieve	Sieve
<b>Número d'etapes</b>	7	27	47
<b>Pressió (kPa)</b>	300	101,3	101,3
<b>Temperatura màxima (°C)</b>	93,0	139,1	170,6
<b>Espaiat entre plat (m)</b>	0,88	0,71	0,57
<b>Alçada cilindre (m)</b>	6,16	19,2	26,8
<b>Diàmetre Intern (m)</b>	2,23	3,63	2,92
<b>Pèrdua de pressió (mbar)</b>	62,92	206,5	368,8

### 11.7.3 Disseny mecànic de les columnes de destil·lació.

Amb les dades obtingudes en l'apartat anterior i presentades a la Taula 11.20 es pot realitzar el disseny mecànic de les columnes presents a BenzEt S.L. Aquest càlcul segueix les consideracions descrites al codi ASME, específicament a la seva secció VIII-Divisió 1.<sup>[3]</sup>

Primer, s'ha de seleccionar el material de construcció de les columnes. Comunament, les columnes són construïdes amb materials com coure, vidre borosilicat, ceràmica o acer inoxidable, dels quals el més utilitzat és l'acer inoxidable, degut a la seva resistència a la corrosió i capacitat per treballar amb alt valors de pressió i temperatura, per aquesta segona característica, a BenzEt S.L s'ha seleccionat acer inoxidable per construir les columnes de destil·lació. Com que no es treballa amb compostos corrosius, el tipus d'acer escollit és l'acer inoxidable 304, el mateix material utilitzat en els tancs d'emmagatzematge.

Una vegada s'ha decidit el tipus de material de construcció, s'han de fixar els paràmetres de disseny, com ara la temperatura i la pressió, que no són els valors d'operació.

Per determinar la pressió de disseny, es calculen els valors de pressió un 10% major a la pressió d'operació, descrit a l'Equació 11.40, i la pressió d'operació amb un excedent de 196

kPa, descrit a l'Equació 11.41. La pressió de disseny serà el valor més grans dels dos esmentats prèviament.

$$P_D = 1,1 \cdot P_{OP}$$

**Equació 11.40.** Pressió de disseny 1 en kPa.

$$P_D = P_{OP} + 196,13$$

**Equació 11.41.** Pressió de disseny 2 en kPa.

On,  $P_D$  és la pressió de disseny i  $P_{OP}$  és la pressió a la que opera la columna. En el cas de la columna C-601, la columna opera a 300 kPa, ja que aquesta columna treballa amb gasos, per altre banda tant la columna C-602 i C-603 operen a la mateixa pressió, corresponent a l'atmosfèrica, aquest valor es mantindrà en el càlcul mecànic de totes dues columnes.

$$P_D = 1,1 \cdot P_{OP} = 1,1 \cdot (300) = 330 \text{ kPa}$$

$$P_D = P_{OP} + 196,13 = 300 + 196,13 = 496,13 \text{ kPa}$$

Per tant, la pressió de disseny serà 496,13 kPa per a la columna C-601 i 297,4 kPa per a les columnes C-602 i C-603.

Un criteri similar s'aplica a la temperatura de disseny, es calcularan dos valors, descrits a les Equacions 11.42 i 11.43, el major dels quals serà la temperatura de disseny.

$$T_D = T_{m\grave{a}x} + 0,1 \cdot |T_{m\grave{a}x}|$$

**Equació 11.42.** Temperatura de disseny en °C.

$$T_D = T_{m\grave{a}x} + 15$$

**Equació 11.43.** Temperatura de disseny 2 en °C.

On  $T_D$  és la temperatura de disseny i  $T_{m\grave{a}x}$  és la temperatura màxima a la que operar la columna, ja que no és constant. Com exemple de càlcul es calcula la temperatura de disseny de la columna C-601.

$$T_D = T_{m\grave{a}x} + 0,1 \cdot |T_{m\grave{a}x}| = 93,0 + 0,1 \cdot |93,0| = 102,3 \text{ °C}$$

$$T_D = T_{m\grave{a}x} + 15 = 93,0 + 15 = 108,0 \text{ °C}$$

Aleshores, la temperatura a la que es realitzarà el càlcul mecànic de la columna C-601 serà 108 °C.

Altre paràmetre important a definir és el tipus de junta. La norma UW-12 és una part del codi ASME secció VIII divisió 1, la qual estableix els criteris i requisits per a la qualificació dels procediments de soldadura en un recipient a pressió. Tenint en compte aquest detall, es selecciona una junta de tipus 1, la qual presenta una eficiència de junta del 0,85, aquest valor s'utilitzarà per als càlculs de disseny mecànic de les tres columnes.

Finalment, per al càlcul mecànic de la columna també es necessiten dades associades al material de construcció, específicament l'esforç del material seleccionat. A la Figura 11.25 es presenten característiques tècniques associades a l'acer inoxidable. [6]

TABLA DE CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS DEL ACERO INOXIDABLE		SERIE 300 -						
		Acero al Cromo Niquel						
DESIGNACIÓN		301	302	303	304	304 L	321	
TIPO ASTM (AISI)	COMPOSICIÓN QUÍMICA	C% 0,15 Máx. Mn% 2,00 Máx. Si% 1,00 Máx. Cr% 16,0018,00 Ni% 6,008,00	C% 0,15 Máx. Mn% 2,00 Máx. Si% 1,00 Máx. Cr% 17,0019,00 Ni% 8,0010,00	C% 0,15 Máx. Mn% 2,00 Máx. Si% 1,00 Máx. Cr% 17,0019,00 Ni% 8,0010,00 S% 0,15 Min.	C% 0,08 Máx. Mn% 2,00 Máx. Si% 1,00 Máx. Cr% 18,0020,00 Ni% 8,0010,50	C% 0,030 Máx. Mn% 2,00 Máx. Si% 1,00 Máx. Cr% 18,0020,00 Ni% 8,0012,00	C% 0,08 Máx. Mn% 2,00 Máx. Si% 1,00 Máx. Cr% 17,0019,00 Ni% 9,0012,00 Ti%>=5C%0,07	
	PESO ESPECÍFICO (g/cm <sup>3</sup> )	7,9	7,9	7,9	7,9	7,9	7,9	
MÓDULO DE ELASTICIDAD (N/mm <sup>2</sup> )		193.000	193.000	193.000	193.000	193.000	193.000	
ESTRUCTURA		AUSTENÍTICO	AUSTENÍTICO	AUSTENÍTICO	AUSTENÍTICO	AUSTENÍTICO	AUSTENÍTICO	
CALOR ESPECÍFICO A 20C (J/Kg K)		500	500	500	500	500	500	
CONDUCTIBILIDAD TÉRMICA (W/m K)	a 100 C	16	16	16	16	16	16	
	a 150 C	21	21	21	21	21	21,5	
PROPIEDADES FÍSICAS	COEFICIENTE DE DILATACIÓN TÉRMICO MEDIO (x 10 <sup>-6</sup> C <sup>-1</sup> )	0100 C	16,92	17,28	17,3	17,30	17,30	16,74
		0300 C	17,10	17,82	17,8	17,80	17,80	17,10
		0500 C	18,18	18,36	18,4	18,40	18,40	18,54
		0700 C	18,72	18,72	18,7	18,80	18,80	19,26
		INTERVALO DE FUSIÓN (C)	13981420	13981420	13981420	13981454	13981454	13981427
PROPIEDADES ELÉCTRICAS	PERMEABILIDAD TÉRMICA EN ESTADO SOLUBLE RECOCIDO	AMAGNÉTICO 1,02	AMAGNÉTICO 1,008	AMAGNÉTICO 1,008	AMAGNÉTICO 1,008	AMAGNÉTICO 1,008	AMAGNÉTICO 1,008	
	CAPACIDAD DE RESISTENCIA ELÉCTRICA A 20C (µΩm)	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	0,72	
PROPIEDADES MECÁNICAS A 20°	DUREZA BRINELL	RECOCIDO HB	135185	135185	130180	130150	125145	130185
		CON DEFORMACIÓN EN FRÍO HB	210330	180330	180330	180330	-	-
	DUREZA ROCKWELL	RECOCIDO HRC	7592	7090	7090	7088	7085	7088
		CON DEFORMACIÓN EN FRÍO HRC	2541	1035	-	1035	-	-
	RESISTENCIA A LA TRACCIÓN CON DEFORMACIÓN EN FRÍO Rm(N/mm <sup>2</sup> )	RECOCIDO	590750	560720	530700	500700	500680	520700
		1/4 DURO-DURO	8701200	6901180	-	7001180	-	-
	ELASTICIDAD CON DEFORMACIÓN EN FRÍO Rp (0,2)(N/mm <sup>2</sup> )	RECOCIDO	215340	205340	205340	195340	175300	205340
		1/4 DURO-DURO	500900	340900	350900	340900	-	-
	ALARGAMIENTO 50mm. A(%)	RECOCIDO Rp(1) (N/mm <sup>2</sup> ) MÍNIMO	225	245	255	235	215	245
			6555	6050	6050	6550	6550	6040
ESTRICCION		258	5010	-	5010	-	-	
	RECOCIDO Z (%)	7060	7555	Min. 50	7560	7560	6550	
RESILENCIA KCVL (J/cm <sup>2</sup> )		130	160	Min. 100	160	160	120	
		140	180	-	180	180	130	
ELASTICIDAD DIFERENTES TEMPERATURAS	Rp(0,2) (N/mm <sup>2</sup> )	a 300 C	-	-	-	125	115	150
		a 400 C	-	-	-	97	98	135
		a 500 C	-	-	-	93	88	120
		a 300 C	-	-	-	147	137	195
		a 400 C	-	-	-	127	117	161
LÍMITE DE FLUENCIA	a 500 C	-	-	-	68	58,5	102	
	a 600 C	-	-	-	42	36	64	
	a 700 C	-	-	-	14,5	10,5	16,5	
	a 1 / 100.000/t (N/mm <sup>2</sup> ) a 800 C	-	-	-	4,9	3,9	5,8	

Figura 11.25. Propietats tècniques del acer inoxidable.

Per l'acer inoxidable 304 a la temperatura de disseny, prèviament calculada, s'observa una elasticitat de 125 N/mm<sup>2</sup>. Amb el canvi de dades pertinent s'obté l'esforç del material en kPa.



$$1 \text{ N/mm}^2 = 1000 \text{ kPa} \Rightarrow 125 \text{ N/mm}^2 = 125000 \text{ kPa}$$

Ara, es disposen totes les dades per al càlcul mecànic de les columnes, a continuació, es realitzarà el càlcul per a la columna C-601 com exemple i s'aplicarà el mateix criteri per a les columnes C-602 i C-603.

### 11.7.3.1. Espessor de la columna

Tal com s'ha comentat prèviament, els aspectes mecànics del disseny de la columna es calcularan seguint el codi ASME BPVC.VIII.1-2019. La norma UG-27 estableix els criteris per al càlcul del espessor mínim de recipients a pressió.

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

**Equació 11.44.** Espessor de recipient cilíndric codi ASME.

On:

- t = Espessor de la paret. (m)
- P = Pressió de disseny. (Pa)
- R = Radi interior de la columna. (m)
- S = Esforç del material. (Pa)
- E = Eficiència de la junta.
- C.A = Corrosió admissible (m)

Amb una corrosió admissible de 2 mm, es pot determinar l'espessor de la columna C-601.

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \cdot A = \frac{(496,13 \text{ kPa}) \cdot (2,23/2 \text{ m})}{(125000 \text{ kPa}) \cdot 0,85 - 0,6 \cdot (496,13 \text{ kPa})} + 0,002 \text{ m} = 0,00722 \text{ m} = 7,22 \text{ mm}$$

Tot i que el codi ASME ja és molt restrictiu s'arrodoneix l'espessor de la columna a 8 mm.

Per tant, es pot determinar el diàmetre extern del cos cilíndric de la columna:

$$D_{cil,extern} = D_{cil,intern} + 2 \cdot t = 2,23 + 2 \cdot 0,008 = 2,246 \text{ m}$$

### 11.7.3.2. Dimensions i gruix del capçal

Primer, s'ha de seleccionar el tipus de capçal de la columna. L'elecció del tipus de capçal depèn de diversos factors, com ara la pressió i la temperatura. Generalment en columnes de destil·lació s'utilitzen capçals torisfèrics, aquest disseny millora la resistència estructural i la

distribució del flux de vapor a la part superior de la columna i són els capçals típics per a pressions baixes i mitjanes.

Segons el codi ASME es pot calcular el gruix de la paret dels capçals amb l'Equació 11.45.

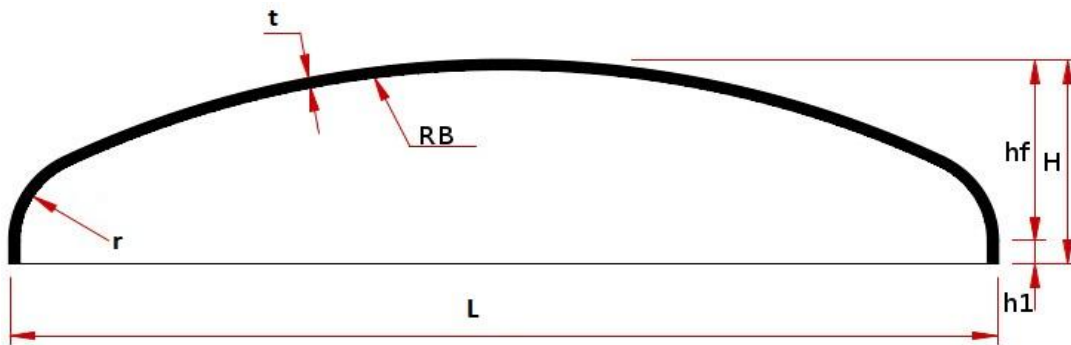
$$t_{cap} = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P}$$

**Equació 11.45.** Gruix de capçal toriesfèric codi ASME.

On:

- $t_{cap}$  = Espessor de la capçal. (m)
- P= Pressió de disseny. (Pa)
- L= Radi interior del capçal. (m)
- S= Esforç del material. (Pa)
- E= Eficiència de la junta.
- M= Factor M.

En la Figura 11.26, s'observa el radi interior del capçal, L, que és igual al diàmetre intern de la columna. Per altra banda, el factor M ve donat per la relació entre el radi intern del capçal i el radi interior de les curvatures,  $r$ , aquesta relació ve descrita en l'Equació 11.46. Cal tenir en compte que en un capçal toriesfèric, generalment el radi interior de les curvatures pren un valor del 10% del radi interior del capçal.



**Figura 11.26.** Geometria del capçal toriesfèric.

$$M = \frac{1}{4} \cdot (3 + \sqrt{\frac{L}{r}})$$

**Equació 11.46.** Factor M.

Es determina el factor M:

$$M = \frac{1}{4} \cdot (3 + \sqrt{\frac{L}{r}}) = \frac{1}{4} \cdot (3 + \sqrt{\frac{2,23}{0,223}}) = 1,54$$

Aleshores, es disposen de totes del dades necessàries per al càlcul amb l'Equació 11.45.

$$t_{cap} = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} = \frac{(496,13 \text{ kPa}) \cdot (2,23 \text{ m}) \cdot 1,54}{2 \cdot (125000 \text{ kPa}) \cdot 0,85 - 0,2 \cdot (496,13 \text{ kPa})} = 0,0081 \text{ m} \approx 8,1 \text{ mm}$$

Es selecciona un gruix per al capçal de 8,5 mm.

Per tant, amb els valors de gruix dels capçals, es pot determinar fàcilment el diàmetre extern del capçal:

$$D_{cap,ext} = D_{cap,int} + 2 \cdot t_{cap} = 2,23 + 2 \cdot 0,0085 = 2,247 \text{ m}$$

Finalment, per dimensionar el capçal i a posteriori poder determinar l'alçada real de la columna, s'ha de calcular l'alçada dels capçals. Aquest paràmetre correspon la suma dels paràmetres  $hf$  i  $hl$ , representats prèviament a la Figura 11.26.

De la Figura 11.26 són coneguts els radi de curvatura, el radi intern del capçal i el gruix del capçal:

- $r = 0,223 \text{ m}$
- $L = 2,23 \text{ m}$
- $t = 8,5 \text{ mm}$

Els paràmetres  $hf$  i  $hl$  es poden determinar amb les Equacions 11.47 i 11.48 respectivament.

$$hf = 0,1935 \cdot L - 0,455 \cdot t$$

**Equació 11.47.**

$$hl = 3,5 \cdot t$$

**Equació 11.48.**

$$hf = 0,1935 \cdot (2,23 \text{ m}) - 0,455 \cdot (0,0085 \text{ m}) = 0,43 \text{ m}$$

$$hl = 3,5 \cdot t = 3,5 \cdot (0,0085 \text{ m}) = 0,0297 \text{ m}$$

Aleshores, a partir d'aquests valors es pot calcular l'alçada del capçal de la columna.

$$H_{cap} = hf + hl$$

**Equació 11.49. Alçada del capçal.**

$$H_{cap} = hf + hl = 0,43 \text{ m} + 0,0297 \text{ m} = 0,457 \text{ m} \approx 0,46 \text{ m}$$

Per tant, s'obté que l'alçada dels capçals de la columna és 0,46 m.

### 11.7.3.3. Alçada de la columna.

Mitjançant la simulació amb HYSYS es coneix l'alçada del cilindre de la columna i prèviament s'ha determinat l'alçada dels capçals. L'alçada total de la columna es pot calcular amb l'Equació 11.50.

$$H_{col} = H_{cil} + 2 \cdot H_{cap}$$

**Equació 11.50.** Alçada de la columna.

Per tant, l'alçada de la columna:

$$H_{col} = H_{cil} + 2 \cdot H_{cap} = 6,16 \text{ m} + 2 \cdot 0,46 = 7,08 \text{ m} \approx 7,10 \text{ m}$$

### 11.7.3.4. Pes de la columna buida.

Per conèixer el pes de la columna buida s'ha de determinar el volum del cos de la columna construït amb l'acer inoxidable, aquest valor serà la diferència entre el volum extern i l'intern.

Primer es calculen el volum intern i extern del capçal, la diferència d'aquest valors permet determinar el volum de la paret del capçal.

$$V_{int, cap} = 0,1 \cdot D_{int, cap}^3$$

**Equació 11.51.** Volum intern del capçal.

$$V_{ext, cap} = 0,1 \cdot D_{ext, cap}^3$$

**Equació 11.52.** Volum extern del capçal.

$$V_{paret, cap} = V_{ext, cap} - V_{int, cap}$$

**Equació 11.53.** Volum paret del capçal.

Fent els càlculs pertinents s'obté:

$$V_{int, cap} = 0,1 \cdot D_{int, cap}^3 = 0,1 \cdot (2,23 \text{ m})^3 = 1,11 \text{ m}^3 ; V_{ext, cap} = 0,1 \cdot D_{ext, cap}^3 = 0,1 \cdot (2,247 \text{ m})^3 = 1,134 \text{ m}^3$$

$$V_{paret, cap} = V_{ext, cap} - V_{int, cap} = 1,134 - 1,11 = 0,026 \text{ m}^3$$

S'aplica el mateix criteri per al volum de la paret del cos cilíndric de la columna.

$$V_{int, cil} = \pi \cdot \left(\frac{D_{int, cil}}{2}\right)^2 \cdot H_{cil}$$

**Equació 11.54.** Volum intern del cilindre.

On  $H_{cil}$  és l'alçada del cos cilíndric de la columna.

$$V_{ext,cil} = \pi \cdot \left(\frac{D_{ext,cil}}{2}\right)^2 \cdot H_{cil}$$

**Equació 11.55.** Volum extern del cilindre.

$$V_{paret,cil} = V_{ext,cil} - V_{int,cil}$$

**Equació 11.56.** Volum paret del cilindre.

Es calculen els volums del cilindre i s'obté:

$$V_{int,cil} = \pi \cdot \left(\frac{D_{int,cil}}{2}\right)^2 \cdot H_{cil} = \pi \cdot \left(\frac{2,23 \text{ m}}{2}\right)^2 \cdot (6,16 \text{ m}) = 24,06 \text{ m}^3$$

$$V_{ext,cil} = \pi \cdot \left(\frac{D_{ext,cil}}{2}\right)^2 \cdot H_{cil} = \pi \cdot \left(\frac{2,246 \text{ m}}{2}\right)^2 \cdot (6,16 \text{ m}) = 24,40 \text{ m}^3$$

$$V_{paret,cil} = V_{ext,cil} - V_{int,cil} = 24,40 - 24,06 = 0,35 \text{ m}^3$$

Per tant, el volum total de la paret de columna es pot calcular amb l'Equació 11.57.

$$V_{paret,col} = V_{paret,cil} + 2 \cdot V_{paret,cap}$$

**Equació 11.57.** Volum paret del cilindre.

$$V_{paret,col} = V_{paret,cil} + 2 \cdot V_{paret,cap} = 0,35 \text{ m}^3 + 2 \cdot (0,026 \text{ m}^3) = 0,398 \text{ m}^3$$

Amb el valor del volum total de la paret de la columna es pot calcular el pes buit de la mateixa, considerant que esta construïda amb acer inoxidable 304, el qual té una densitat de  $7930 \text{ kg/m}^3$ . També s'ha de tenir en compte el pes dels plats i elements intern de la columna, els quals prenen un valor, en pes, aproximadament del 15% del pes buit net.

$$\text{Pes columna buida} = (0,398 \text{ m}^3 \cdot 7930 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}) \cdot 1,15 = 3625,85 \text{ kg} \approx 3,63 \text{ tn}$$

### 11.7.3.5. Pes de la columna plena d'aigua.

Es calcula el pes de la columna considerant que el volum interior de la columna està ple d'aigua. El volum interior de la columna es calcula amb l'Equació 11.58.

$$V_{int,col} = 2 \cdot V_{int,cap} + V_{int,cil}$$

**Equació 11.58.** Volum intern de la columna.

$$V_{int,col} = 2 \cdot V_{int,cap} + V_{int,cil} = 2 \cdot (1,11 \text{ m}^3) + 24,06 \text{ m}^3 = 26,28 \text{ m}^3$$

Considerant que la densitat de l'aigua és  $1000 \text{ kg/m}^3$  i que la paret de la columna pesa  $2283,84 \text{ kg}$ .

$$Pes \text{ columna plena d'aigua} = 3625,85 \text{ kg} + 26,28 \text{ m}^3 \cdot 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 29902,92 \text{ kg} \approx 29,90 \text{ tn}$$

### 11.7.3.6. Pes de la columna en operació.

El càlcul del pes de la columna en operació es calcula de manera similar al Apartat 11.7.3.4. Tenint en compte que el fluid del procés té una densitat de  $8,64 \text{ kg/m}^3$  en el cas de la columna C-601.

$$Pes \text{ columna en operació} = 3625,85 \text{ kg} + 26,28 \text{ m}^3 \cdot 8,64 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 3852,91 \text{ kg} \approx 3,9 \text{ tn}$$

### 11.7.3.7. Aïllament.

Com que les columnes operen a temperatures elevades per dur a terme la separació dels components, per motius de seguretat és convenient que aquesta este aïllada. Per dur a terme aquesta tasca s'ha seleccionat llana mineral com aïllant.

La llana mineral presenta una conductivitat tèrmica de entre  $0,03$  a  $0,04 \text{ W/m}\cdot\text{°C}$ , propietat que fa que sigui ideal per l'aïllament de les columnes.

Una vegada s'ha escollit el material aïllant, s'ha de determinar el gruix necessari. L'Equació 11.59 permet el càlcul d'aquest paràmetre.

$$\Delta x = \frac{30}{3,6 \cdot \left(\frac{\Delta T}{D_{ext, col}}\right)^{1/4}}$$

**Equació 11.59.** Gruix de l'aïllament en centímetres.

Considerant que la temperatura mitjana a La canonja és de  $16,3 \text{ °C}$  i la columna C-601 presenta una temperatura màxima de  $93 \text{ °C}$  és possible calcular el terme  $\Delta T$ . El  $D_{ext, col}$  correspon al diàmetre extern de la columna, en aquest cas en cm.

Per tant:

$$\Delta x = \frac{30}{3,6 \cdot \left(\frac{\Delta T}{D_{ext, col}}\right)^{1/4}} = \frac{30}{3,6 \cdot \left(\frac{93-16,3}{225 \text{ cm}}\right)^{1/4}} = 10,90 \text{ cm} \approx 11 \text{ cm}$$

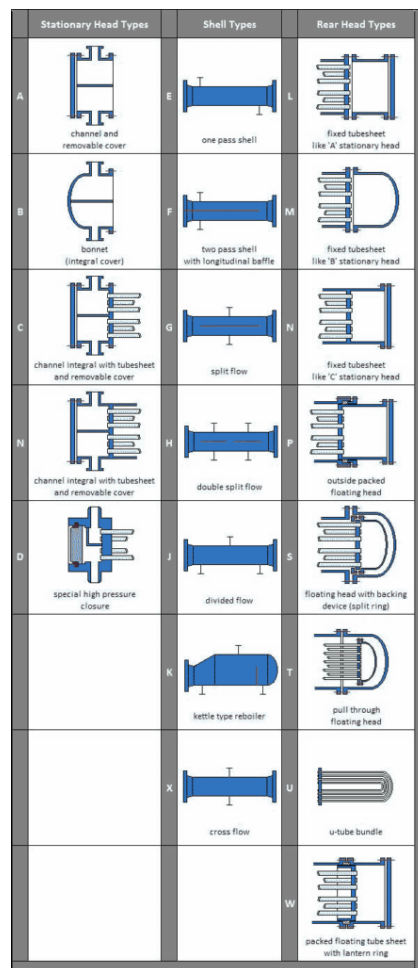
El gruix de l'aïllament serà de  $11 \text{ cm}$ .

## 11.8. Disseny dels bescanviadors de calor

### 11.8.1 Exemple de disseny

En aquest apartat, es mostrarà el càlcul pertinent per al disseny dels bescanviadors de calor. Aquests, s'han dissenyat emprant el programa Aspen Exchanger Design & Rating.

En aquest cas, s'ha obtat per fer tots els bescanviadors amb la configuració TEMA BEM. Com que el nostre procés no té requeriments especials com per exemple que el producte és molt tòxic o que el bescanviador s'ha de desmontar sovint, s'ha obtat per un bescanviador de tub recte i placa tubular. Aquest tipus de bescanviadors són els més simples i econòmics. En concret, s'utilitzarà el tema BEM. A la Figura 11.27 es pot veure els diferents tipus de bescanviadors que hi ha.



**Figura 11.27.** Diferent tipus de TEMA per bescanviadors de carcassa i tubs.

El patró de tubs escollit ha sigut 30-triangular. Aquest permet una millor transferència d'energia entre el fluid que circula per la carcassa i els tubs. D'altre banda, resulta pitjor per netejar, però degut que els compostos que s'utilitzen en el procés no tenen valors d'embrutiment massa alts, s'ha decidit de prioritzar la transferència d'energia per sobre de la transferència de matèria.



A continuació es mostrarà un exemple del disseny del bescanviador E-401 amb el programa Aspen Exchanger Design & Rating.

Només obrir el programa apareix la pestanya que es mostra a la Figura 11.28. La resta de desplegable s'han deixat en la configuració base. El material escollit ha estat l'acer SS304.

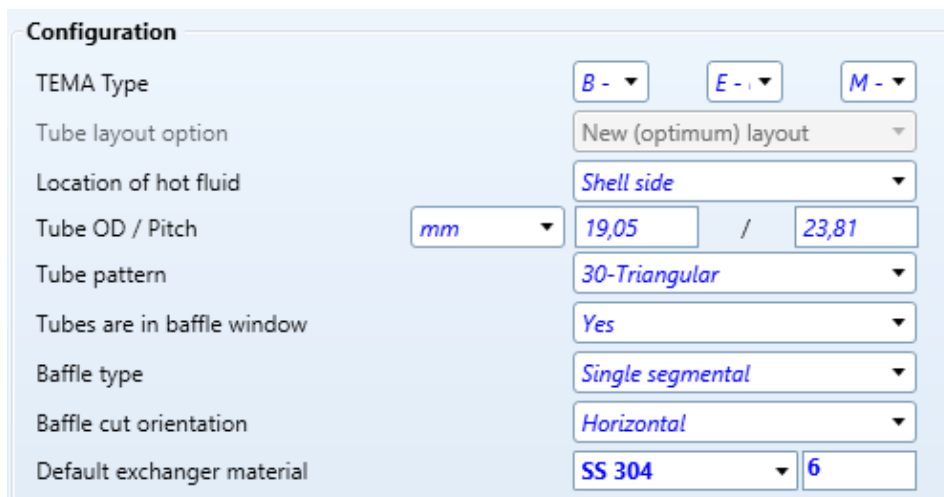


Figura 11.28. Captura primera pestanya hysys.

El primer pas per al disseny dels bescanviadors és especificar els corrents. S'ha d'entrar al apartar "Property data". S'ha d'omplir els apartats de "Composition" tant pel fluid calent com pel fred.

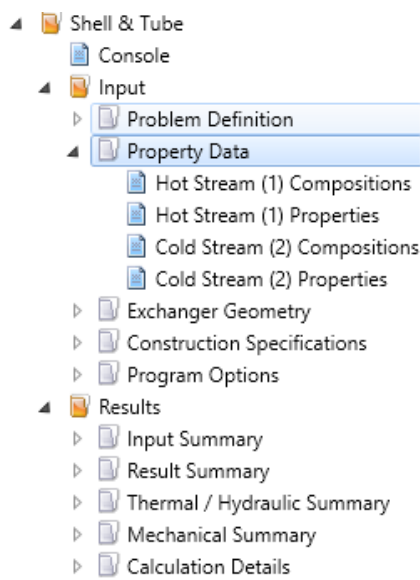
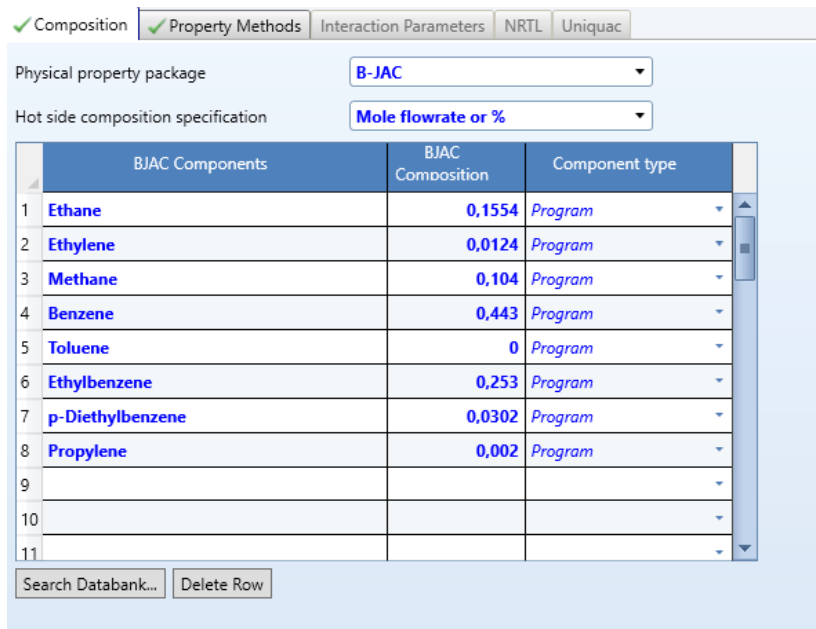


Figura 11.29. Captura directori hysys.

En l'apartat Compositions s'ha de marcar la pestanya BJAC i després posar el component i la seva composició en el corrent. A la Figura 11.30 es pot veure un exemple pel càlcul del

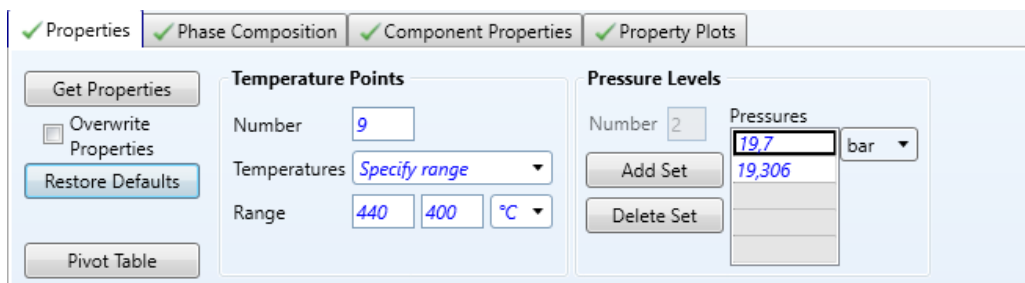
bescanviador E-401. En aquest cas, el fluid del procés està format per tots aquest components i les següents composicions. Les composicions estan calculades en els balanços fets anteriorment amb el programa ASPEN HYSYS.



BJAC Components	BJAC Composition	Component type
1 Ethane	0,1554	Program
2 Ethylene	0,0124	Program
3 Methane	0,104	Program
4 Benzene	0,443	Program
5 Toluene	0	Program
6 Ethylbenzene	0,253	Program
7 p-Diethylbenzene	0,0302	Program
8 Propylene	0,002	Program
9		
10		
11		

Figura 11.30. Captura apartat "Hot Stream Composition".

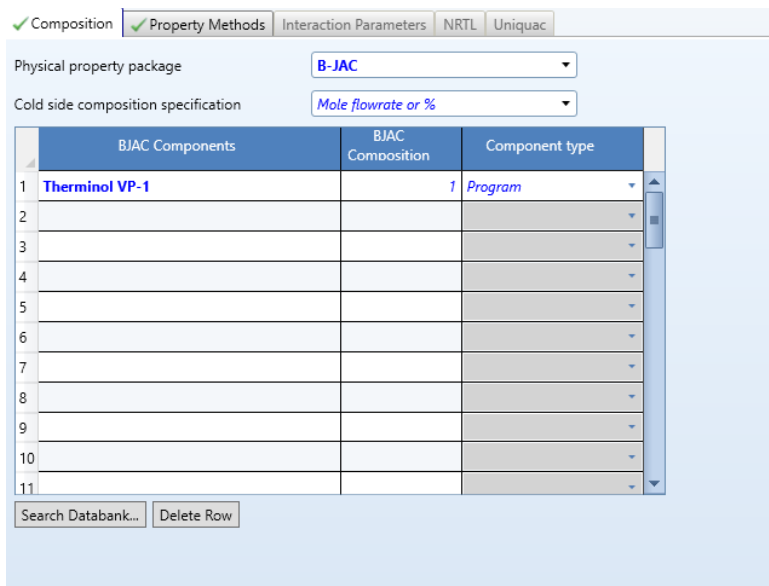
En els apartats de Properties s'ha de marcar l'opció restore default per tal de que si s'ha de canviar les condicions del fluid, automàticament es tornin a calcular les seves propietats. En cas de no fer-ho, es poden obtenir valors erronis.



Temperature Points	Pressure Levels
Number: 9	Number: 2
Temperatures: Specify range	Pressures: 19,7 bar
Range: 440 400 °C	Pressures: 19,306

Figura 11.31. Captura apartat "hot Stream Composition".

Per al fluid fred, el component utilitzat és l'oli tèrmic de nom Therminol-VP1. A la Figura 11.32 es pot veure la seva selecció en l'apartat cold stream composition. Igual que s'ha fet pel fluid calent, s'ha marcat l'opció restore default.



**Figura 11.32.** Captura apartat "Cold Stream Composition".

Una vegada definides les composicions dels dos corrents, cal donar les condicions d'entrada i de sortida del bescanviador. En el cas del bescanviador E-401, les condicions que s'han establert ha sigut el cabal de fluid de procés (fluid que circula per la carcassa), la temperatura d'entrada i de sortida, la fracció de vapor, la pressió i la resistència d'embrutiment. Per al fluid fred, s'ha especificat la temperatura d'entrada i de sortida així com la pressió d'entrada i de sortida, la fracció vapor i la resistència d'embrutiment. El mateix programa calcula la quantitat de cabal de fluid fred necessària. Els valors de resistència d'embrutiment s'han obtingut dels apèndix del llibre Chemical process design <sup>[7]</sup>, que es poden observar a la Figura 11.33.

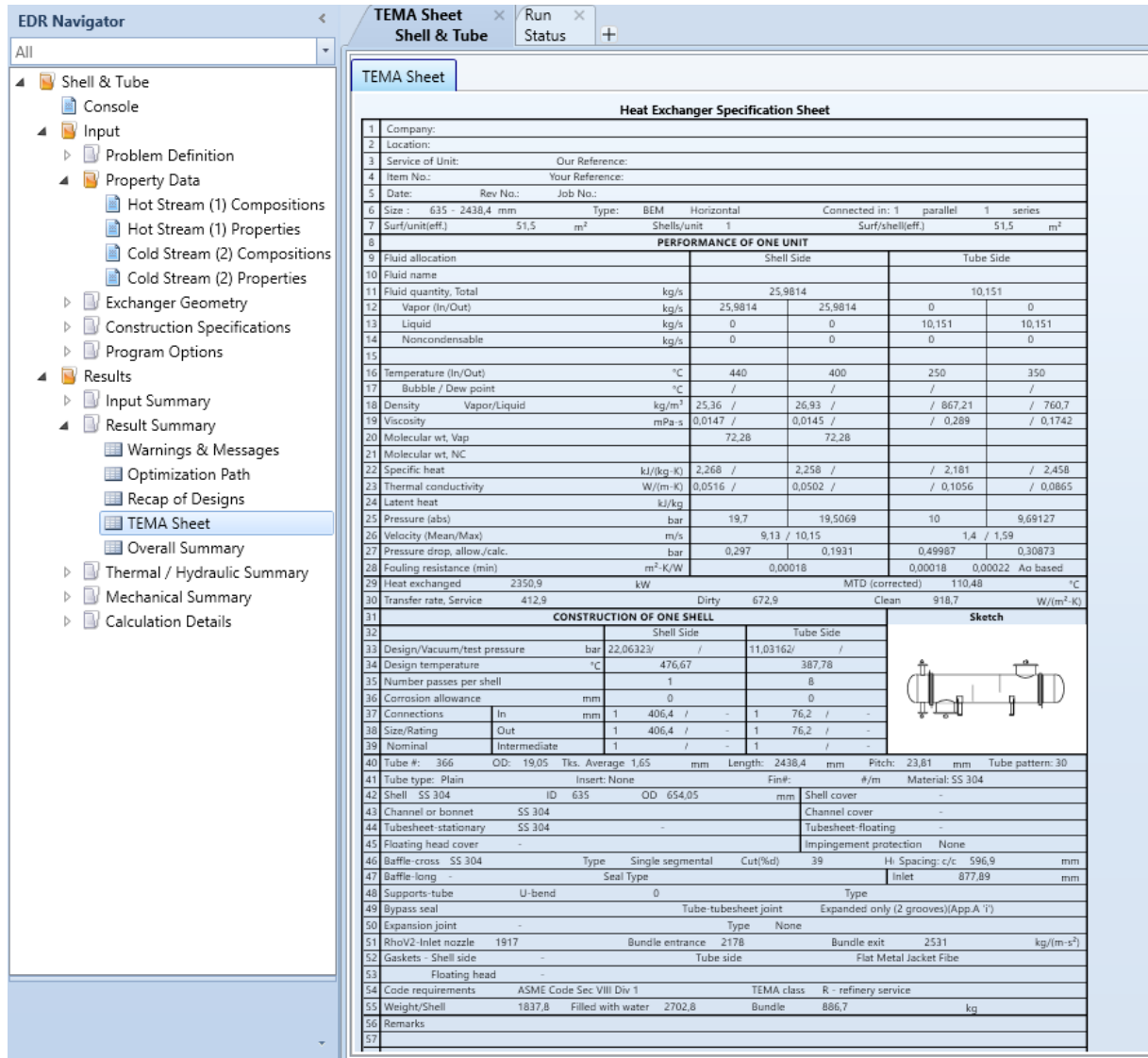
Hot fluid	Cold fluid	$U$ (W/m <sup>2</sup> K)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	200–500
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Water	Brine	600–1200
Organic solvents	Brine	150–500
Gases	Brine	15–250
Water	Natural gas mixture with hydrogen	500–800
Water or brine	Gases, moderate pressures	100–200
<i>Heaters</i>		
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam or hydrocarbon vapors	30–100

Figura 11.33. Valors de coeficient global per bescanviadors segons els fluids.

	Hotside	ColdSide
Calculation mode	Design (Sizing)	
<b>Process Conditions</b>		
Mass flow rate	kg/h	93533
Inlet pressure	kPa	1970
Outlet pressure	kPa	1940,3
Pressure at liquid surface in column	kPa	
Inlet Temperature	°C	440
Outlet Temperature	°C	400
Inlet vapor mass fraction		1
Outlet vapor mass fraction		0
Heat exchanged	kW	
<b>Process Input</b>		
Allowable pressure drop	bar	0,297
Fouling resistance	m <sup>2</sup> -K/W	0,00018
<b>Calculated Results</b>		
Pressure drop	bar	

Figura 11.34. Captura apartat "Console".

Un cop fet això, només queda donar-li al botó “**RUN**” i deixar que el programa faci les iteracions pertinents. Un cop el programa ha acabat de fer els seus càlculs, donarà el resultat final del bescanviador més optimitzat en l'apartat TEMA Sheet. En la Figura 11.35 es pot observar l'apartat TEMA Sheet del bescanviador E-401.



Heat Exchanger Specification Sheet									
1	Company:								
2	Location:								
3	Service of Unit:	Our Reference:							
4	Item No.:	Your Reference:							
5	Date:	Rev No.:	Job No.:						
6	Size :	635 - 2438,4 mm	Type:	BEM	Horizontal	Connected in:	1 parallel	1 series	
7	Surf/unit(eff.)	51,5	m <sup>2</sup>	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.)	51,5	m <sup>2</sup>	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation	Shell Side			Tube Side				
10	Fluid name								
11	Fluid quantity, Total	25,9814			10,151				
12	Vapor (In/Out)	25,9814			0			0	
13	Liquid	0			10,151			10,151	
14	Noncondensable	0			0			0	
15									
16	Temperature (In/Out)	440			400			250 / 350	
17	Bubble / Dew point	/			/			/	
18	Density Vapor/Liquid	25,36 /			26,93 /			/ 867,21 / 760,7	
19	Viscosity	0,0147 /			0,0145 /			/ 0,289 / 0,1742	
20	Molecular wt, Vap	72,28			72,28				
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat	2,268 /			2,258 /			/ 2,181 / 2,458	
23	Thermal conductivity	0,0516 /			0,0502 /			/ 0,1056 / 0,0865	
24	Latent heat	kJ/kg							
25	Pressure (abs)	19,7			19,5069			10 / 9,69127	
26	Velocity (Mean/Max)	9,13 / 10,15			1,4 / 1,59				
27	Pressure drop, allow./calc.	0,297			0,1931			0,49967 / 0,30873	
28	Fouling resistance (min)	m <sup>2</sup> ·K/W			0,00016			0,00018 / 0,00022 Ao based	
29	Heat exchanged	2350,9		kW		MTD (corrected)		110,48 °C	
30	Transfer rate, Service	412,9		kW		Dirty		672,9 / Clean 918,7 W/(m <sup>2</sup> ·K)	
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL								
32		Shell Side			Tube Side				
33	Design/Vacuum/test pressure	22,06323/ /			11,03162/ /				
34	Design temperature	476,67			387,78				
35	Number passes per shell	1			8				
36	Corrosion allowance	mm			0				
37	Connections	In mm			1 406,4 / -			1 76,2 / -	
38	Size/Rating	Out			1 406,4 / -			1 76,2 / -	
39	Nominal	Intermediate			1 / -			1 / -	
40	Tube #:	366		OD: 19,05 Tks. Average 1,65		mm		Length: 2438,4 mm Pitch: 23,81 mm Tube pattern: 30	
41	Tube type:	Plain			Insert: None			Fin#: #/m Material: SS 304	
42	Shell	SS 304			ID 635 OD 654,05		mm Shell cover -		
43	Channel or bonnet	SS 304			Channel cover -				
44	Tubesheet-stationary	SS 304			Tubesheet-floating -				
45	Floating head cover	Impingement protection None							
46	Baffle-cross	SS 304			Type Single segmental Cut(%d)		39 H: Spacing: c/c 596,9 mm		
47	Baffle-long	Seal Type			Inlet		877,89 mm		
48	Supports-tube	U-bend			0		Type		
49	Bypass seal	Tube-tubesheet joint Expanded only (2 grooves)(App.A 'i)							
50	Expansion joint	Type None							
51	RhoV2-Inlet nozzle	1917		Bundle entrance		2178		Bundle exit 2531 kg/(m·s <sup>2</sup> )	
52	Gaskets - Shell side	Tube side Flat Metal Jacket Fibre							
53	Floating head								
54	Code requirements	ASME Code Sec. VIII Div 1			TEMA class			R - refinery service	
55	Weight/Shell	1837,8		Filled with water 2702,8		Bundle 886,7		kg	
56	Remarks								
57									

Figura 11.35. Captura apartat “TEMA sheet”.

Després de fer tot això i obtenir un bescanviador ben dissenyat pel programa, cal comprovar que es compleixen uns valors típics del mètode Kern<sup>[8]</sup> per tal d'assegurar que els bescanviadors estan ben dissenyats. Els paràmetres que s'han de complir són els següents:

1. Diàmetre extern dels tubs (OD): 16 - 50mm
2. Longitud dels tubs: 1830- 4880mm
3. Diàmetre extern  $\approx \frac{Pitch}{1,25}$

4. Diàmetre de la carcassa: 150 - 1520mm
5.  $\frac{\text{Longitud tubs}}{\text{Diàmetre carcassa}} = 4 - 6$
6. Comprovació de velocitats dels fluids:
  - a. Líquid per tubs: 1 - 2m/s
  - b. Líquid per carcassa: 0,3 - 1m/s
  - c. Vapor alta pressió: 5 - 10 m/s
  - d. Vapor a baixa pressió: 10 - 30 m/s
7. Baffle cut: 15 - 45%
8. Espaiat entre baffle: (0,2 - 1)·OD

Un exemple de l'aplicació d'aquest mètode és en el cas del bescanviador E-402 en el que s'obtenia una velocitat en el fluid que hi circula pels tubs de 0,51m/s, com es pot observar a la Figura 11.36

Heat Exchanger Specification Sheet					
1	Company:				
2	Location:				
3	Service of Unit:		Our Reference:		
4	Item No.:		Your Reference:		
5	Date:	Rev No.:	Job No.:		
6	Size:	660 - 2438,4 mm	Type:	BEM Horizontal	Connected in: 1 parallel 1 series
7	Surf/unit(eff.)	59,3 m <sup>2</sup>	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.) 59,3 m <sup>2</sup>
8	<b>PERFORMANCE OF ONE UNIT</b>				
9	Fluid allocation		Shell Side		Tube Side
10	Fluid name				
11	Fluid quantity, Total	kg/s	28,2506		7,3659
12	Vapor (In/Out)	kg/s	28,2506	28,2506	0 0
13	Liquid	kg/s	0	0	7,3659 7,3659
14	Noncondensable	kg/s	0	0	0 0
15					
16	Temperature (In/Out)	°C	434,9	408,2	250 350
17	Bubble / Dew point	°C	/	/	/ /
18	Density Vapor/Liquid	kg/m <sup>3</sup>	25,04 /	25,93 /	/ 867,21 / 760,7
19	Viscosity	mPa-s	0,0147 /	0,0145 /	/ 0,289 / 0,1742
20	Molecular wt. Vap		72,28	72,28	
21	Molecular wt. NC				
22	Specific heat	kJ/(kg-K)	2,266 /	2,259 /	/ 2,181 / 2,458
23	Thermal conductivity	W/(m-K)	0,0514 /	0,0504 /	/ 0,1056 / 0,0865
24	Latent heat	kJ/kg			
25	Pressure (abs)	bar	19,3	19,09914	10 9,95707
26	Velocity (Mean/Max)	m/s	9,65 / 10,52		0,51 / 0,57
27	Pressure drop, allow./calc.	bar	0,293	0,20086	0,49987 0,04293
28	Fouling resistance (min)	m <sup>2</sup> -KW	0,00018		0,00018 0,00023 Ao based
29	Heat exchanged	1705,9 kW	MTD (corrected)		112,88 °C
30	Transfer rate, Service	255,1	Dirty 466,1	Clean 576,5	W/(m <sup>2</sup> -K)

Figura 11.36. Captura apartat "TEMA sheet".

Per a arreglar-ho s'ha d'anar a l'apartat de design options (Figura 11.37) i seleccionar un valor mínim de velocitat per al fluid corresponent (Figura 11.38).

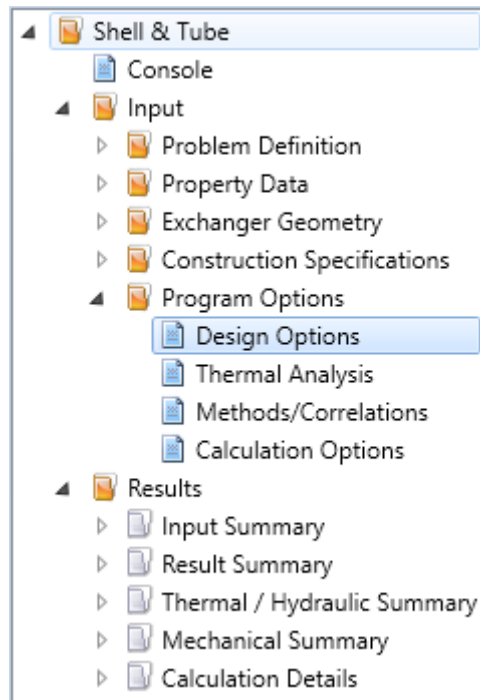


Figura 11.37. Captura directori amb l'apartat "Design options" seleccionat.

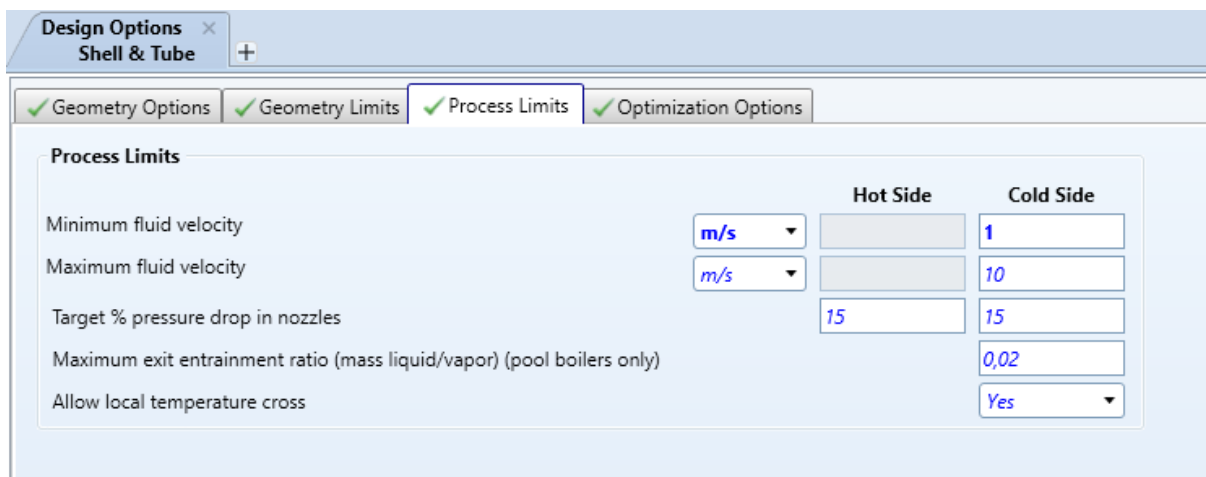


Figura 11.38. Captura apartat "Design options", en el subapartat "Process limits".

Havent fet aquests canvis, s'obté un nou bescanviador que haurà de complir tota la resta de requeriments novament. En el cas del bescanviador E-402 es pot observar en la Figura 11.39 que ara després d'aquest canvi, sí que els compleix.



Heat Exchanger Specification Sheet

1	Company:							
2	Location:							
3	Service of Unit:		Our Reference:					
4	Item No.:		Your Reference:					
5	Date:	Rev No.:	Job No.:					
6	Size:	584 - 2438,4	mm	Type:	BEM Horizontal	Connected in:	1 parallel	1 series
7	Surf/unit(eff.)	40	m <sup>2</sup>	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.)	40	m <sup>2</sup>
8	<b>PERFORMANCE OF ONE UNIT</b>							
9	Fluid allocation		Shell Side			Tube Side		
10	Fluid name							
11	Fluid quantity, Total		kg/s	28,2506		7,3659		
12	Vapor (In/Out)		kg/s	28,2506	28,2506	0	0	
13	Liquid		kg/s	0	0	7,3659	7,3659	
14	Noncondensable		kg/s	0	0	0	0	
15								
16	Temperature (In/Out)		°C	434,9	408,2	250	350	
17	Bubble / Dew point		°C	/	/	/	/	
18	Density Vapor/Liquid		kg/m <sup>3</sup>	25,04 /	25,85 /	/ 867,21	/ 760,7	
19	Viscosity		mPa-s	0,0147 /	0,0145 /	/ 0,289	/ 0,1742	
20	Molecular wt, Vap			72,28	72,28			
21	Molecular wt, NC							
22	Specific heat		kJ/(kg-K)	2,266 /	2,259 /	/ 2,181	/ 2,458	
23	Thermal conductivity		W/(m-K)	0,0514 /	0,0504 /	/ 0,1056	/ 0,0865	
24	Latent heat		kJ/kg					
25	Pressure (abs)		bar	19,3	19,04085	10	9,82435	
26	Velocity (Mean/Max)		m/s	11,29	12,47	1,16	/ 1,37	
27	Pressure drop, allow./calc.		bar	0,293	0,25915	0,49987	0,17565	
28	Fouling resistance (min)		m <sup>2</sup> -KW	0,00018		0,00018	0,00023	Ao based
29	Heat exchanged		1705,9	kW		MTD (corrected)		112,97 °C
30	Transfer rate, Service		377,2	Dirty 647,3		Clean 882		W/(m <sup>2</sup> -K)

Figura 11.39. Captura directori amb l'apartat "Design options" seleccionat.

### 11.8.2 Disseny de condensadors i evaporadors

Encara i que aquests equips no s'han dissenyat amb el programa "Aspen Exchanger design and rating", s'ha calculat la seva area d'intercanvi per tal de tenir un disseny preliminar.

El càlcul de l'àrea d'aquests equips s'ha estimat amb la següent formula:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ML}$$

**Equació 11.60.** Velocitat de transferència de calor.

on:

Q és la quantitat de calor que s'ha de bescanviar entre un fluid i l'altre.

U és el valor del coeficient global, que té en compte totes les resistències a la transferència de calor.

A és l'àrea de bescanvi, que és el valor que es vol calcular.

$\Delta T_{ML}$  és la diferència de temperatures mitjana logarítmica entre el fluid fred i el calent.

Aquesta es calcula seguint l'Equació 11.61

$$\Delta T_{ML} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

**Equació 11.61.** Diferència de temperatura mitjana logarítmica.

On:

$\Delta T_1$  és la diferència de temperatura entre els fluids de l'entrada

$\Delta T_2$  és la diferència de temperatura entre els fluids de la sortida

Els coeficients globals s'han tret de la següent Figura 11.40 que és una continuació de la Figura 11.33.

<i>Condensers</i>		
Steam	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics vapors, high NC, A	Water	100–500
Organics vapors, low NC, V	Water	250–600
Thermal fluid vapors	Tall oil	300–400
Tall oil, vegetable oil vapors	Water	100–250
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous diluted solutions	1000–2000
Steam	Light organics	1000–1500
Steam	Heavy organics	600–900

**Figura 11.40.** Valors de coeficient global per condensadors i evaporadors segons els fluids.

A la Taula 11.21 es pot veure els resultats obtinguts per a cada condensador i evaporador.

**Taula 11.21.** Valors d'àrea de bescanvi i d'altres paràmetres obtinguts per a cada equip.

Equip	U	Q	$\Delta T_{ML}$	A
Cn-601	600	3408	16,78	338,57
Cn-602	850	11220	43,69	302,1
Cn-603	850	8067	100,9	94,0
Rb-601	400	5241	50,6	138,2
Rb-602	750	12195	85,93	189,2
Rb-603	750	8145	122,7	88,5

### 11.8.3 Càlcul circuits de fluids refrigerants i calefactores

#### 11.8.3.1 Càlculs de circuits d'oli tèrmic

A la Taula 11.22 es pot veure els cabals de calor (Q) que reb l'oli que circula pel circuit. En total hi ha un sobrant de 18kW que s'ha suposat que són les pèrdues per les canonades. No s'ha pogut fer un càlcul acurat de les pèrdues de calor que hi poden haver en les tuberies així que s'ha posat un valor petit de Q per tal de que el fluid no es vagi escalfant.

*Taula 11.22. Cabals de calor que reb l'oli tèrmic.*

EQUIP	Q (kW)
E-401	2350,9
E-402	1705,9
E-403	4106,2
TOTAL BESCANVIADORS	8163
Rb-603	-8145
<b>TOTAL</b>	<b>18</b>

En la Taula 11.23 es pot veure els cabals per a l'oli del segon circuit. Com que en aquest cas, l'oli ha de circular per dos reboilers, s'ha decidit de posar un sobrant d'energia una mica més gran. En aquest cas, de 64kW.

*Taula 11.23. Cabals de calor que reb l'oli tèrmic.*

EQUIP	Q (kW)
E-404	<b>17500</b>
Rb-601	5241
Rb-602	12195
TOTAL REBOILERS	<b>17436</b>
<b>TOTAL</b>	<b>64</b>

Es pot observar que en ambdòs casos, el cabal de calor sobrant és molt petit amb les calors que es bescanvien en els bescanviadors. No s'ha pogut estimar els valors de pèrdues de calor en les canonades i d'altres. Tampoc s'ha tingut en compte com les condicions

d'operació poden fer variar aquests valors, però s'ha suposat que al ser els cabals d'oli tèrmic molt més grans que els cabals dels corrents principals del procés, la temperatura de l'oli s'acabarà estabilitzant.

Poden produir-se principalment 2 possibilitats:

Que el corrent a refrigerar estigui per un casual, més calent. L'oli que hi circula per aquest circuit s'escalfaria una mica, però llavors, el salt tèrmic en els reboilers seria una mica més gran, per tant, aquesta calor s'acabaria anant a les columnes de destil·lació, que tenen un sistema de control de temperatura amb fluids refrigerants.

També pot passar que el corrent a refrigerar estigui més fred del que hauria d'estar. En aquest cas, el fluid refrigerant perdria temperatura i el salt tèrmic seria més petit als reboilers pel que no es bescanviaria tanta calor i finalment el fluid s'acabaria estabilitzant a la temperatura d'operació.

### 11.8.3.2 Càlcul de circuits d'aigua

Per al càlcul del cabal d'aigua de refrigeració s'ha decidit d'utilitzar l'Equació 11.62. Aquesta prove del balanç d'energia.

$$Q = m \cdot \bar{c}_p \cdot (T_2 - T_1)$$

**Equació 11.62.** Velocitat de transmissió de calor.

on:

Q és el cabal de calor bescanviat (kJ/s)

m és el cabal màssic de fluid refrigerant o escalfador (kg/s)

$\bar{c}_p$  és el calor específic del fluid refrigerant o escalfador (kJ/(kg·°C))

T<sub>1</sub> és la temperatura del fluid d'entrada (°C)

T<sub>2</sub> és la temperatura del fluid de sortida (°C)

Aïllada, queda de la següent forma:

$$m = \frac{Q}{\bar{c}_p \cdot (T_2 - T_1)}$$

El valor de  $\bar{c}_p$  de l'aigua en el rang de treball de 30°C a 40°C és de 4,189 kJ/(kg·°C).

A la Taula 11.24 es pot veure els resultats de càlcul.

Taula 11.24. Cabals de calor d'aigua de refrigeració.

Equip	Q	T <sub>1</sub>	T <sub>2</sub>	m
Cn-602	11220	30	40	268,1
Cn-603	-8067	30	40	192,8

### 11.8.3.3 Càlcul de circuit d'aigua glicolada

Pel circuit d'aigua glicolada s'ha utilitzat la mateixa equació. El valor de  $\bar{c}_p$  de l'aigua glicolada en el rang de treball de -10°C a 0°C és de 3,729 kJ/(kg·°C). A la Taula 11.25 es pot veure els resultats del càlcul.

Taula 11.25. Càlcul cabal de calor d'aigua glicolada.

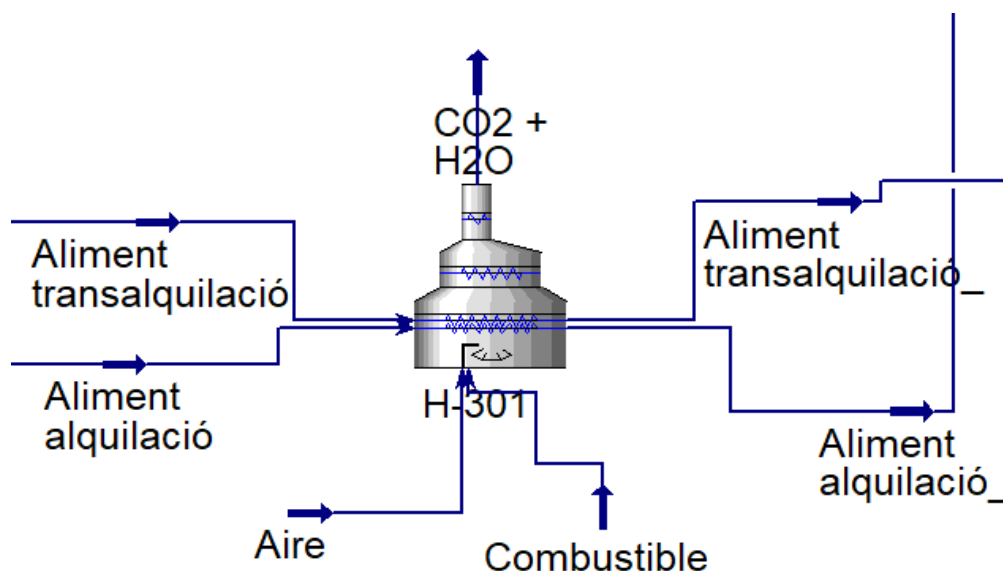
Equip	Q	T <sub>1</sub>	T <sub>2</sub>	m
Cn-602	3408	-10	0	91,4

## 11.9 Simulació del Forn

Per dur a terme les reaccions d'alquilació i transalquilació l'aliment d'entrada al reactor ha d'estar a una temperatura de 410 °C, per alquilació i a 49 °C per transalquilació. Aquests valors de temperatura són massa elevats assolir-los amb bescanviadors de calor, per aquesta raó s'ha decidit fer servir un forn.

A BenzET S.L s'obté combustible per caps de la primera columna, C-601, suficient per accionar el forn i dur a terme la combustió.

Per conèixer el cabal d'aire i combustible necessari s'ha realitzat la simulació del forn, H-301, al programari Aspen HYSYS V11.



*Figura 11.41. Esquema de forn al HYSYS.*

Per realitzar la simulació, s'utilitza el comand "Fired Heater". Primer, es defineix el corrent d'aire per al forn amb Nitrogen al 79% i Oxigen al 21%. Seguidament, es defineix el corrent de combustible, que presenta les mateixa composició que el corrent obtingut per caps de la primera columna. No se especifica el cabal d'aire o de combustible, aquest valor s'obté una vegada completada la simulació.

Es defineixen les corrents d'entrada i a les corrents de sortida només es defineix la temperatura desitjada. A la Taula 11.26 es presenten les dades dels corrents d'entrada i sortida del forn.

**Taula 11.26.** Corrents a escalfar.

Propietat/corrent	Aliment Alquilació	Aliment transalquilació
Fracció de vapor	0,00	0,42
Temperatura entrada/sortida (°C)	<b>56,50 / 447,5</b>	<b>251,00 / 491,7</b>
Pressió (kPa)	101,30	2000,00
Cabal molar (Kmol/h)	1001,71	246,85
Cabal màssic (kg/h)	78364,65	22573,97
Cabal components (kmol/h)		
Età	0,00	0,00
Etilè	0,00	0,00
Metà	0,00	0,00
Benzè	995,61	181,17
Toluè	3,56	0,00
Etilbenzè	2,54	13,98
Propilè	0,00	0,00
Dietilbenzè	0,00	51,69

Una vegada s'han definit tots els corrents, s'han de fixar els paràmetres de disseny del forn. Es fica una eficiència del 70%, l'eficiència del forn, és la capacitat que té l'equip de convertir l'energia de combustió en calor útil transferible. A més es defineix un excés d'aire del 30%, l'aire en excés garanteix una combustió completa i eficient, i també per a controlar les emissions de contaminants.

Amb els paràmetres definits es pot iniciar la simulació amb l'opció "Run". A la Figura 11.42 es representa la definició dels paràmetres de disseny, prèviament comentats, del forn per dur a terme la simulació. Si a la part inferior de la finestra hi apareix un missatge verd de "OK" la simulació s'ha realitzat correctament i el HYSYS ha calculat els cabals d'aire i combustible necessaris per escalfar les corrents d'aliment.

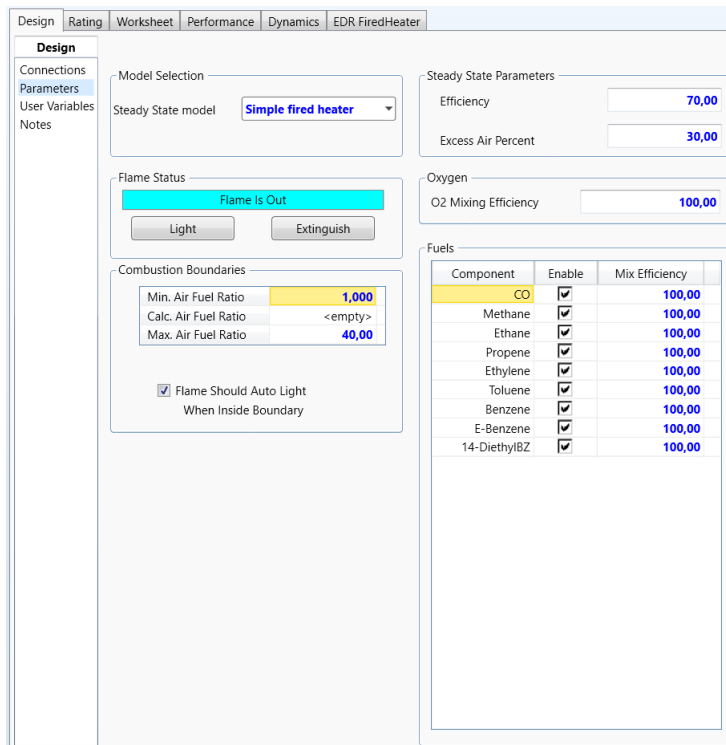
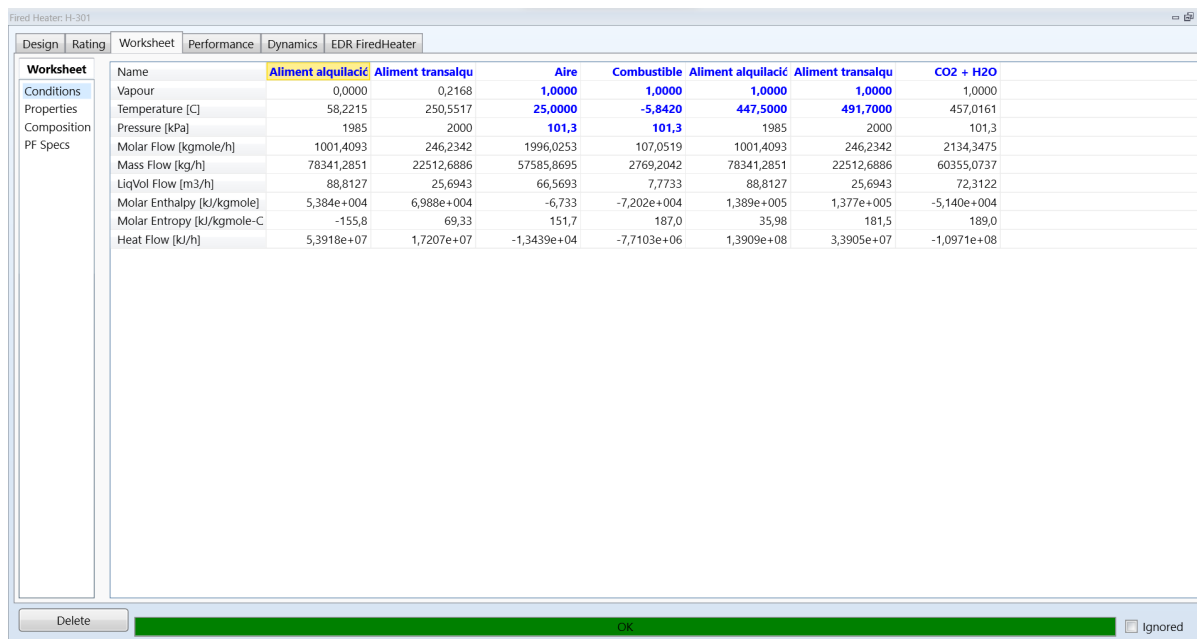


Figura 11.42. Esquema de forn al HYSYS.

A la Figura 11.43 es presenten els resultats de la simulació del forn amb HYSYS, tal com es pot observar s'assoleixen correctament les temperatures desitjades i a més el programa calcula les emissions del forn.



Name	Aliment alquilàcic	Aliment transalqu	Aire	Combustible	Aliment alquilàcic	Aliment transalqu	CO2 + H2O
Vapour	0,0000	0,2168	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Temperature [C]	58,2215	250,5517	25,0000	-5,8420	447,5000	491,7000	457,0161
Pressure [kPa]	1985	2000	101,3	101,3	1985	2000	101,3
Molar Flow [kgmole/h]	1001,4093	246,2342	1996,0253	107,0519	1001,4093	246,2342	2134,3475
Mass Flow [kg/h]	78341,2851	22512,6886	57585,8695	2769,2042	78341,2851	22512,6886	60355,0737
LiqVol Flow [m3/h]	88,8127	25,6943	66,5693	7,7733	88,8127	25,6943	72,3122
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	5,384e+004	6,988e+004	-6,733	-7,202e+004	1,389e+005	1,377e+005	-5,140e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-155,8	69,33	151,7	187,0	35,98	181,5	189,0
Heat Flow [kJ/h]	5,3918e+07	1,7207e+07	-1,3439e+04	-7,7103e+06	1,3909e+08	3,3905e+07	-1,0971e+08

Figura 11.43. Resultats simulació del forn al HYSYS.



Finalment, el HYSYS calcula el consum energètic del forn, el qual es pot consultar en l'apartat "Performance", tal com es presenta en la Figura 11.44.

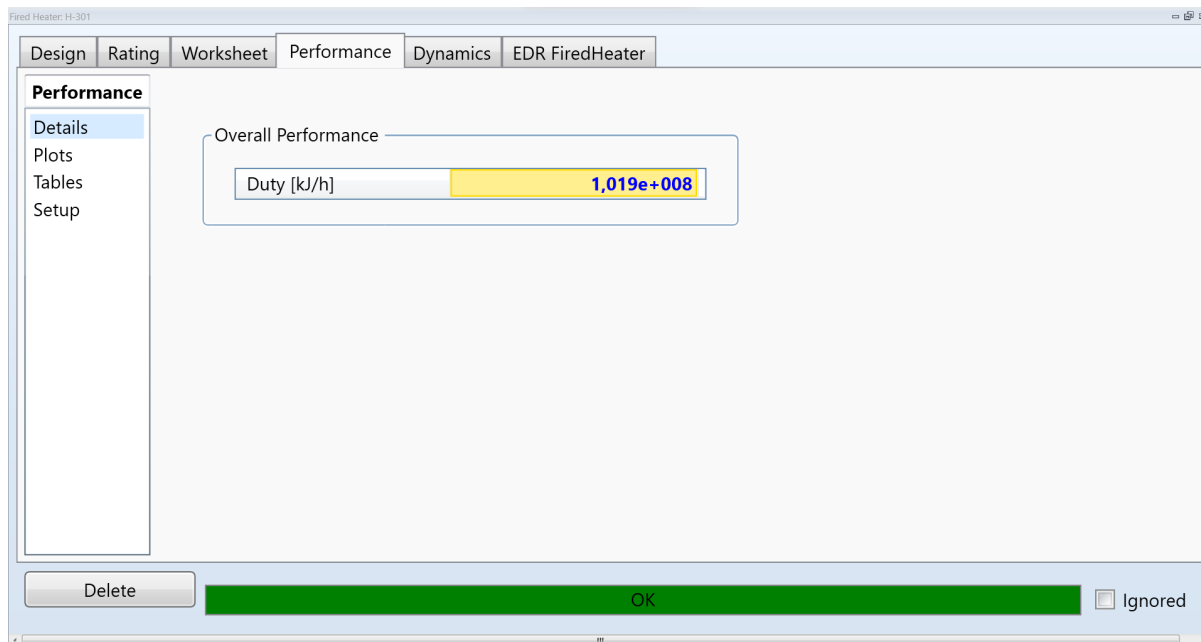


Figura 11.44. Performance del forn al HYSYS.

Amb les dades obtingudes amb la simulació es coneixen les dades fonamentals per la construcció de forn, per això s'ha de cercar una empresa especialitzada en la construcció i instal·lació de forns industrials. En Benzet S.L s'ha decidit que una bona opció és l'empresa *Norvargi Industries S.L*, un contractista d'equips de procés i paquets altament especialitzat en la fabricació de forn industrials aplicant la normativa API 560.

## 11.10 Disseny dels serveis

En aquest apartat es mostraran els càlculs pertinents per l'elecció dels models dels equips de serveis.

### 11.10.1 Chiller

En el cas del chiller, el propi disseny amb hysys de la columna de destil·lació ha donat que cal condensar una part d'un corrent a 12°C. Per a fer això, s'utilitzarà un corrent d'amoníac (R717) que arribarà al chiller a -10°C i s'ha de refredar fins a -30°C. S'utilitzarà 60,0 kg/s d'aquest fluid al que s'haurà de treure 3408kW de calor. El chiller escollit és de la marca GEA model Grasso LT-XB que ofereix 4169kW de potència refrigerant.

### 11.10.2 Torre de refrigeració

En el cas de la torre de refrigeració, s'ha escollit la variació de temperatura de la torre de 80°C a 40°C. El cabal a refredar serà de 632099 kg/h amb una potència refrigerant de 29396,7kW. Aquests valors es poden veure desglossats a continuació:

Bescanviador E-405

60,383 kg/s d'aigua de 40°C a 80°C amb una potència de 10110,7kW.

Bescanviador Cn-602

67,0 kg/s d'aigua de 40°C a 80°C amb una potència de 11220kW.

Bescanviador Cn-603

48,2 kg/s d'aigua de 40°C a 80°C amb una potència de 8066kW.

Per fer aquesta refrigeració, s'ha decidit utilitzar 3 equips EWK EWB 7200 amb 7200kW de potència de refrigeració cada un.

### 11.10.3 Descalcificador

En aquest cas, per calcular el cabal d'aigua al que s'ha de treure els ions de calci i magnesi s'ha de calcular el cabal d'aigua d'entrada que serà necessari tractar. En aquest cas, el consum d'aigua de xarxa que es farà es calcula a continuació.

Necessitats torre de refrigeració

S'ha suposat que es perd un 2% per cada 10°C de temperatura de salt tèrmic entre la entrada i la sortida, així que es perd en total un 8% dels 632099 kg/h que donen un total de 50400 kg/h.

Per a tractar aquesta quantitat d'aigua s'ha decidit d'utilitzar l'equip Culligan Ultraline HB1550 que pot tractar fins a 60m<sup>3</sup>/h.

#### 11.10.4 Aire comprimit

L'aire comprimit és un servei d'alta importància, ja que s'utilitza per accionar les vàlvules de control pneumàtiques per controlar els fluxos dins del procés. Per aquesta raó, per tal de subministrar aire a la planta s'utilitzarà un compressor d'aire comprimit.

A BenzET S.L es compta amb un total de 49 vàlvules de control. Amb aquest valor es pot determinar el cabal d'aire comprimit necessari amb l'Equació 11.63.

$$Q_{aire} = N_{vàlvules} \cdot Q_{aire, v\grave{a}l}$$

**Equació 11.63.** Cabal d'aire comprimit necessari en funció del número de vàlvules.

On:

$Q_{aire}$  = Cabal total d'aire comprimit (m<sup>3</sup>/h).

$N_{vàlvules}$  = Número total de vàlvules amb necessitat d'aire comprimit.

$Q_{aire, v\grave{a}l}$  = Cabal d'aire comprimit per cada vàlvula (m<sup>3</sup>/h).

Normalment, les vàlvules pneumàtiques tenen una necessitat de control d'aire comprimit de 1,5 m<sup>3</sup>/h com a mínim i 3,0 m<sup>3</sup>/h com a màxim. El cabal total d'aire comprimit es calcula amb la necessitat màxima que pot tenir la vàlvula.

$$Q_{aire} = 49 \cdot (3 \text{ m}^3/\text{h}) = 147 \text{ m}^3/\text{h}$$

Amb el cabal d'aire necessari es pot seleccionar el compressor

#### 11.10.5 Nitrogen

Tal com s'ha comentat prèviament al capítol 2, el nitrogen és un servei de gran importància a BenzEt S.L. Per tant, és fonamental conèixer la quantitat amb la que s'ha de disposar a la planta. Aquest valor es directament proporcional als volums dels equips que el requereixen, per tant a la Taula 11.27 es presenten els equips de la planta amb demanda de Nitrogen.

Taula 11.27. Equips amb necessitat de Nitrogen.

Equip	Fluid	Numero	Volum (m <sup>3</sup> )
Tancs d'emmagatzematge de matèria primera (T-201 ; T-210)	Liquid	10	185
Tanc pulmó Etilè (T-211)	Gas	1	28,18
Tanc pulmó Etilbenzè (T-701 ; T-703)	Liquid	3	185
Tanc reflux (T-601)	Mescla	1	5,56
Tanc reflux (T-602)	Liquid	1	10,7
Tanc reflux (T-603)	Liquid	1	9,21
Mesclador (M-601)	Liquid	1	8,028
Reactor (R-401)	Gas	1	232,9
Reactor (R-402)	Gas	1	242,93
Reactor (R-403)	Gas	1	273,01
Reactor (R-501)	Gas	1	28,5

S'ha de tenir en compte que aquests equips s'omplen completament en la posada en marxa i els equips amb contingut líquid tenen una necessitat de nitrogen per cada extracció per tal de mantenir la pressió als recipients. Aquesta necessitat pren un valor màxim del 15% del volum de l'equip. Fent el sumatori de tots aquests valors s'obté de 3608,95 m<sup>3</sup> de Nitrogen gas. Amb el factor de conversió proporcionat pel proveïdor Linde s'obtenen 5225,8 L de Nitrogen líquid, per tant, es selecciona un tanc standard criogeníc amb una capacitat de 6 m<sup>3</sup>.

### 11.10.6 Turbina de gas

El sobrant de combustible que no calgui pel forn, anirà a parar a una turbina de gas per tal d'aprofitar la seva energia calorífica per tal de produir energia elèctrica. El cabal que hi anirà a parar a la turbina és de 8319kg/h de combustible, amb les composicions especificades en la Taula 1.18 de l'apartat 1.4.6. Per a fer aquesta recuperació d'energia hi ha varies opcions, però per la quantitat d'energia que s'ha de produir com per el rendiment en generació d'energia, s'ha optat per a aquest equip.

El calor generat en la turbina per la combustió del combustible s'ha calculat mitjançant el programa Aspen HYSYS. El valor d'aquest és 2,978·10<sup>8</sup> KJ/h.

El proveïdor indica que el rendiment elèctric de la turbina és d'un 33%. Per tant, la potència elèctrica generada és la següent:

$$P = 2,978 \cdot 10^8 \text{ kJ/h} \cdot 0,33 \cdot \frac{1\text{h}}{3600\text{s}} \cdot \frac{1\text{MW}}{1000\text{kW}} = 27,23\text{MW}$$

La quantitat d'energia elèctrica generada al cap d'un any:

$$27,23\text{MW} \cdot \frac{24\text{h}}{1\text{dia}} \cdot \frac{350\text{dies}}{1\text{any}} = 228732\text{MWh generats cada any}$$

### 11.10.7 Estació transformadora

A BenzEt S.L hi haurà una estació transformadora per canviar la alta tensió elèctrica a mitja tensió. Per seleccionar aquest equip s'ha de tenir en compte el consum total a la planta, el qual ve donat pels equips que requereixen electricitat per funcionar. A la Taula 11.28 es recolen les dades de consum elèctric associat a cada equip. Per la potència consumida a les oficines s'estima un 100 kWh/m<sup>2</sup>, considerant que la planta està operativa 350 dies al any i que l'àrea de la zona d'oficines i laboratoris és 1530 m<sup>2</sup>.

*Taula 11.28. Equips amb necessitat elèctrica*

Item	Potencia (kW)
Co-101	15
Tr-101	222
M-601	1,353
Ch-101	852
Bombas	138,5
Oficinas	15,30
<b>Total</b>	<b>1244,15</b>
<b>Sobredimensionat (15%)</b>	<b>1430,80</b>

Per tant, per saber els kVa es realitza la conversió tenint en compte el factor *phi* de 0,8.

$$1430,80 \text{ kW} \cdot \frac{1 \text{ kVa}}{0,8 \text{ kW}} = 1788,46.$$

## 11.11 Càlculs de canonades, vàlvules i accessoris.

Per als càlculs de canonades es fan servir regles de balanços i fórmules adients per al càlcul i disseny dels diferents recursos emprats en aquesta part del procés.

### 11.11.1 Caudal volumètric, velocitat i diàmetres

Es segueix un procés iteratiu per trobar velocitats típiques variant el diàmetre de les canonades, i un cop obtingut el caudal volumètric.

Primerament, el caudal volumètric s'obté de fer la divisió del caudal màssic entre la densitat del fluid de circulació. Això es decideix fer així donat que el caudal volumètric del hysys està en condicions estàndard i les canonades no, per tant s'ha d'ajustar fent aquest càlcul. Seguidament, es busca un diàmetre nominal<sup>[11]</sup> i es calcula l'àrea de la secció de canonada i, per acabar, es mira si la velocitat obtinguda és velocitat típica o no (al capítol de canonades es pot veure el rang de velocitats típiques per a diferents tipus i condicions de fluids) i es torna a iterar un diàmetre diferent si no ho és. A continuació es fa el càlcul de mostra per al corrent 2, què és el que combina l'entrada de benzè i toluè fresc amb la recirculació d'aquests dos components.

$$Qv = \frac{m}{\rho} = \frac{78339,77 \frac{kg}{h}}{844,65 \frac{kg}{m^3}} = 92,748 \frac{m^3}{h}$$

$$DN 125 mm \rightarrow Din = Dext - 2 * \Delta x = 141,3mm - 2 * 3,4mm = 134,5mm = 0,1345m$$

$$A = \frac{\pi}{4} * Din^2 = \frac{\pi}{4} * 0,1345^2 m^2 = 0,009195 m^2$$

$$v = \frac{Qv}{A} = \frac{92,748 \frac{m^3}{h}}{0,009195 m^2} * \frac{1 h}{3600 s} = 1,81 \frac{m}{s} \rightarrow \text{velocitat típica}$$

### 11.11.2 Avaluació ASME per les canonades

Donat que s'utilitzen gasos d'alta pressió, s'ha de garantir que les canonades siguin capaces d'aguantar elevades pressions (i temperatures) sense fer-se malbé i trencar-se. Això es tradueix en calcular un gruix suficient de canonada per els diferents punts de pressió del sistema. El càlcul del gruix segons el criteri ASME es realitza de la següent manera:

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

**Equació 11.64.** Gruix canonada.

On t és el gruix de la canonada (mm), P és la pressió de disseny (MPa), S és la tensió màxima de l'acer 304 (MPa) i E és el factor de qualitat (adimensional), que és de 1. Es té en

compte que els llocs on aquesta  $t$  serà més elevada seran on la Pressió ( $P$ ) o el diàmetre ( $D$ ) siguin els més elevats, per tant, si es calcula el gruix en aquests punts i la  $t$  és més petita que el gruix escollit segons el catàleg de la canonada, voldrà dir que la canonada aguanta la pressió d'operació. Es calcula doncs el gruix per a les condicions màximes, que és el que treballa a major pressió i temperatura, i amb el diàmetre de canonada més gran dels escollits (DN 500). Cal dir que la canonada que circula a aquestes pressions no es de DN 500, ni que per la canonada amb aquest diàmetre circulen pressions màximes, però si la fórmula dona un gruix baix indica que totes les canonades seran vàlides. La  $S$  és calculada a 500°C.

$$t = \frac{2,1MPa \cdot 496,92mm}{2 \cdot 300MPa \cdot 1} = 1,74mm$$

La canonada més petita que s'utilitza en el procés és de DN40mm (totes són Schedule 10s), el que comporta un gruix de 2,77mm, per tant, es confirma que les canonades d'AISI304 poden aguantar la pressió en tot el sistema.

### 11.11.3 Càlcul de les pèrdues (ev) i balanç

Un cop determinades les variables de velocitat i diàmetres, es pot calcular el balanç d'energia de la canonada. Aquest bé donat per l'energia provinent de la pressió, bombes, pèrdues per fregament i altura. Donat que en els trams escollits el diàmetre es manté constant, l'energia cinètica que prové del gradient de velocitats es considera nul·la. El mètode que s'ha seguit de càlcul és el següent: Primer es calculen les pèrdues, tant per accessoris (Equació 11.65) com per tram recte (Equació 11.68) amb les fórmules corresponents; Després es calcula l'energia perduda o guanyada per diferència d'alçada; Seguidament es calcula l'increment de pressió del tram (tenint en compte equips) i es té en compte que, si no hi ha bomba, el balanç es compleix fent que el fluid perdi pressió; per acabar s'hi posa una bomba, compressor o expansió per tal de modificar la pressió de la canonada perquè entri al següent equip a la pressió de disseny. A continuació es mostra el càlcul per al corrent 26, que ha d'augmentar la pressió per tal de entrar a un equip de 101,3 a 2000 kPa. Es tenen en compte les pèrdues del corrent fins la bomba i del corrent des de la bomba fins a l'equip. Els valors de la  $K$  utilitzats són 0,24 per la vàlvula de papallona, 0,05 per la de bola, 2 per l'antiretorn i 0,75 per al colze.

1. Balanç del tram abans de la bomba:
  - Pèrdues d'arrossegament per accessoris i accidents:

$$e_{vacc} = \frac{v^2}{2} * K = \frac{1,458^2}{2} * (4 * 0,24) = 1,021 \frac{m^2}{s^2}$$

**Equació 11.65.** Pèrdues per accidents.

- Pèrdues per tram recte:

$$Reynolds = \frac{\rho * v * D}{\mu} = \frac{798,5 \frac{Kg}{m^3} * 1,458 \frac{m}{s} * 0,0828m}{\frac{0,0003739Kg}{m*s}} = 2,58 * 10^5$$

**Equació 11.66.** Equació per trobar el nombre de Reynolds (adimensional).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000002}{0,0828} = 2,415 * 10^{-5}$$

**Equació 11.67.** Rugositat relativa per a una canonada d'AISI 304 (adimensional).

$$e_{v \text{ recte}} = 4f * \frac{v^2}{2} * \frac{L}{D} = \frac{0,25}{\left[ \log \left( \frac{1}{3,7 * \frac{D}{\varepsilon}} + \frac{5,74}{Re^{0,9}} \right) \right]^2} * \frac{1,458^2}{2} * \frac{1}{0,0828} = 0,1933 \frac{m^2}{s^2}$$

**Equació 11.68.** Pèrdues per tram recte.

$$e_{v \text{ tot}} = e_{v \text{ recte}} + e_{v \text{ acc}} = 1,2142 \frac{m^2}{s^2}$$

**Equació 11.69.** Pèrdues totals.

- Un cop conegudes les pèrdues es procedeix a fer el balanç per a trobar l'increment de pressió, sabent que no hi ha una diferència d'altura ( $\Delta z=0$ ), es calcula de la següent manera:

$$\Delta P = \rho * (w - e_{v \text{ tot}} - g * (\Delta z))$$

**Equació 11.70.** Balanç per trobar la variació de pressió abans de la bomba.

Desenvolupant per a les dades del corrent:

$$\Delta P = 798,5 \frac{Kg}{m^3} * \left[ \frac{(0-1,2142)m^2}{s^2} - \frac{9,81m}{s^2} * (0)m \right] * \frac{1 kPa}{1000Pa} = 0,9695 kPa$$

## 2. Balanç després de la bomba:

- Pèrdues d'arrossegament per accessoris i accidents segons l'Equació 11.65:

$$e_{v \text{ acc}} = \frac{v^2}{2} * K = \frac{1,523^2}{2} * (4 * 0,24 + 1 * 0,75 + 1 * 0,05 + 1 * 2) = 4,3611 \frac{m^2}{s^2}$$

- Càlcul de les pèrdues per tram recte, segons les equacions 11.66, 11.67 i 11.68:



$$Reynolds = \frac{\rho * v * D}{\mu} = \frac{764,6 \frac{Kg}{m^3} * 1,523 \frac{m}{s} * 0,0828m}{\frac{0,000276Kg}{m*s}} = 3,5 * 10^5$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000002}{0,0828} = 2,415 * 10^{-5}$$

$$e_{v\ recte} = 4f * \frac{v^2}{2} * \frac{L}{D} = \frac{0,25}{\left[ \log\log \left( \frac{1}{3,7 * \frac{D}{\varepsilon}} + \frac{5,74}{Re^{0,9}} \right) \right]^2} * \frac{1,523^2}{2} * \frac{32}{0,0828} = 6,3996 \frac{m^2}{s^2}$$

- Càlcul de les pèrdues totals del tram segons l'equació 11.69:

$$e_{v\ tot} = e_{v\ recte} + e_{v\ acc} = 10,761 \frac{m^2}{s^2}$$

- Càlcul de les pèrdues de pressió sense bomba:

$$\Delta P = \rho * \left( w - e_{v\ tot} - g * (\Delta z) \right) = 764,6 \frac{Kg}{m^3} * \left[ \frac{(0 - 10,761)m^2}{s^2} - \frac{9,81m}{s^2} * (0)m \right] * \frac{1\ kPa}{1000Pa} = 8,2277\ kPa$$

**Equació 11.71.** Balanç per trobar la variació de pressió després de la bomba.

- Càlcul de la w de la bomba, tenint en compte que el corrent ha d'entrar a l'equip a 2000 kPa des dels 101.3 que tenia el corrent inicialment. Es calcula l'increment de pressió que ha de proporcionar la bomba tenint en compte també els trams d'impulsió i aspiració:

$$\Delta P = 2000 - 101,3 + 8,2277 + 0,9695 = 1907,897\ kPa$$

**Equació 11.72.** Increment de pressió al tram.

A continuació es realitza un solver per trobar la w per a aquest valor, utilitzant el balanç de l'Equació 11.70 i 11.71:

$$1907,857\ kPa = 764,6 \frac{Kg}{m^3} * \left( w - 10,761 \frac{m^2}{s^2} \right) * \frac{1\ kPa}{1000Pa} \rightarrow w = 2506,05\ m^2/s^2$$

Un cop coneguda la w, es calcula la potència de la bomba segons l'Equació 11.73.

$$Potència = w * m = 2506,05 \frac{m^2}{s^2} * 22573,97 \frac{kg}{h} * \frac{1h}{3600s} = 15714 \frac{J}{s} = 15,7\ kW$$

**Equació 11.73.** Potència d'operació de la bomba.

A aquesta potència s'ha de tenir en compte que una bomba real no té un rendiment del 100%, per tant, es procedeix a calcular la potència que necessitaria aquesta mateixa bomba si el seu rendiment fós del 80%, és a dir, que hi ha un 20% de energia que no es transmet de la bomba al fluid. Aquest càlcul es realitza amb l'Equació 11.74.

$$Potència\ real = \frac{Potència}{0,8} = \frac{15,7kW}{0,8} = 19,6\ kW$$

**Equació 11.74.** Potència real o de treball de la bomba.

## 11.12 Bibliografia

- [1] BOE-A-2017-8755 Real Decreto 656/2017, de 23 de junio, por el que se aprueba el Reglamento de Almacenamiento de Productos Químicos y sus Instrucciones Técnicas Complementarias MIE APQ 0 a 10. (s. f.). Boe.es. Recuperat 12 de juny de 2023, de <https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2017-8755>
- [2] API 650. Api.org. Recuperat 7 de junio de 2023, de [https://mycommittees.api.org/standards/cre/scast/Documents/Std%20650/650\\_13th%20Edition.pdf](https://mycommittees.api.org/standards/cre/scast/Documents/Std%20650/650_13th%20Edition.pdf)
- [3] ASME: Farr, J. R., & Jawad, M. H. (2010). Guidebook for the design of ASME section VIII pressure vessels. American Society of Mechanical Engineers. Recuperat 1 de junio de 2023,
- [4] Presentado, T. (s/f). *DISEÑO Y CÁLCULO DE UN AGITADOR DE FLUIDOS*. Ubiobio.cl. Recuperat el 5 de junio de 2023, de [http://repopib.ubiobio.cl/jspui/bitstream/123456789/412/1/Castillo\\_Uribe\\_Vladimir.pdf](http://repopib.ubiobio.cl/jspui/bitstream/123456789/412/1/Castillo_Uribe_Vladimir.pdf)
- [5] TECH Slab MT 3.1. (s. f.). Isover.es. Recuperado 13 de junio de 2023, de <https://www.isover.es/productos/tech-slab-mt-31>
- [6] ASM Material Data Sheet. (s. f.). Recuperat 5 de junio de 2023 <https://asm.matweb.com/search/SpecificMaterial.asp?bassnum=mq304a>
- [7] Appendix B: Heat-Exchanger Design. (2008). En *Chemical Process Design* (pp. 474-482). Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA.
- [8] Kern, D. Q. (1997). *Procesos de transferencia de calor* (1a. ed., 18a. reimpr.) ed. Mexico
- [9] Wankat, P. C. (2011). *Separation process engineering: Includes mass transfer analysis: International edition* (3rd ed.). Pearson. Recuperat 5 de junio de 2023.
- [10] Rodríguez-Ángeles, M. A., & Uribe-Ramírez, A. (2016). Simulación del comportamiento hidráulico en platos perforados para la destilación de mezclas binarias mediante CFD Simulation of hydraulic performance in sieve trays for distillation of binaries mixtures by CFD. *Naturaleza y Tecnología*, 10. Recuperat 5 de junio de 2023, <http://quimica.ugto.mx/index.php/nyt/article/view/135/0>

---

[11] FERROBEND (n.d.), “ANSI / ASME B36.19M schedule 10S Pipe Dimensions”

<https://ferrobend.com/dimensions/ansi-asme/pipe/b36.19m-schedule-10s/>