



PLANTA DE
PRODUCCIÓ
D'ÀCID OXÀLIC
DIHIDRAT

Treball Final
de Grau



OxBee

Grau en
Enginyeria Química

Cerdanyola del Vallès, juny 2021
Any acadèmic 2020 - 2021

Tutor: Rafael Bosch

Maria del Mar Agelet Aumedes
Núria Belahnech Pujol
Jordi Duran Macias
Miquel Portet Bové
Judith Sabata Mas
Jaume Teixidó Zabay



PLANTA DE
PRODUCCIÓ
D'ÀCID OXÀLIC
DIHIDRAT

Treball Final
de Grau

CAPÍTOL XI
MANUAL DE
CÀLCULS



OxBee

Grau en
Enginyeria Química

Cerdanyola del Vallès, juny 2021
Any acadèmic 2020 - 2021

Índex

1. Tancs d'emmagatzematge	1
1.1. Consideracions i característiques del disseny	2
1.2. Disseny mecànic	5
1.3. Disseny del tanc d'etilenglicol T-200 A/B	13
1.4. Disseny del tanc d'àcid sulfúric T-202 A/B.....	14
1.5. Disseny del tanc d'àcid nítric T-203 A/B	15
1.6. Disseny del tanc d'aigua T-201 A/B i T- 204 A/B.....	16
1.7. Disseny del tanc d'oxigen T-205 A/B	18
2. Tancs pulmó agitats	20
2.1. Agitador	20
2.2. Tanc pulmó d'etilenglicol i aigua T-300 A/B.....	24
2.3. Tanc pulmó d'àcids i aigua T- 301 A/B.....	27
3. Reactor	29
3.1. Cinètica.....	29
3.2. Condicions d'operació	32
3.3. Estimació del volum del reactor.....	33
3.4. Configuració i dimensionament dels reactors	35
3.5. Balanç d'energia	36
3.5.1. Càlcul de l'energia exotèrmica	37
3.5.2. Càlcul del coeficient global de transferència de calor.....	38
3.5.3. Salt tèrmic i cabal de refrigerant requerit	43
3.6. Disseny del reactor	44
3.6.1. Agitació.....	44
3.6.2. Difusors	47
3.6.3. Bafles.....	50
3.6.4. Càlcul del gruix.....	51

3.7. Simulació en Matlab	53
4. Evaporadors	56
5. Precipitadors.....	62
5.1. Dimensionament	62
5.2. Disseny mecànic	63
5.3. Disseny energètic	66
5.3.1. Càlcul del coeficient U.....	66
5.3.2. Salt tèrmic i refrigerant requerit.....	66
5.4. Sistema de refrigeració i agitació.....	68
5.5. Balanços i solubilitat.....	71
6. Centrífugues	72
6.1. Funcionament del tamís centrífug.....	73
6.2. Consideracions i característiques del disseny	73
6.3. Centrífuga escollida per a la planta d'OxBee	74
6.4. Disseny centrífuga	75
7. Columna destil·lació.....	77
7.1. Balanç de matèria.....	77
7.2. Shortcut.....	78
7.3. Càlcul de la columna de destil·lació	80
7.4. Disseny de la columna.....	83
8. Chillers.....	87
9. Bescanviadors de calor	90
9.1. Elecció del tipus de bescanviadors.....	90
9.2. Distribució dels fluids.....	94
9.3. Simulació amb Aspen Exchanger Design and Rating V10	97
10. Bombes i compressors.....	103

11. Canonades	109
11.1 Aïllament de les canonades	111
12. Avaluació econòmica.....	113
12.1. Correlació de Sinnot-Towler	113
12.2. Correlació de Couper.....	116
12.3. Cost associat al sou del personal	118
12.4. Cost associat al consum d'aigua	125
12.5. Cost associat al consum de gas natural i electricitat.....	126
13. Bibliografia.....	129

1. Tancs d'emmagatzematge

En aquest apartat, s'especifiquen els càlculs que s'han tingut en compte per fer el disseny dels tancs d'emmagatzematge de la planta d'OxBee.

Un tanc d'emmagatzematge és un recipient, normalment, de geometria cilíndrica utilitzat quan hi ha la necessitat de reservar, a una certa temperatura i pressió, determinades substàncies per tenir-les disponibles en un futur pròxim i preservar-les en bones condicions. A més, han de garantir la seguretat estructural i la seguretat davant de qualsevol perill de fuga o de contaminació ambiental.

Els reactius han d'estar emmagatzemats segons normativa un cop arriben a la planta de producció. El disseny compleix el *Reglament d'emmagatzematge de productes químics (RD 656 / 2017)* [1] i han estat dissenyats d'acord amb la normativa *ASME - American Society of Mechanicals Engineers* secció VIII. [2]

- ITC MIE-APQ-1 “Emmagatzematge de líquids inflamables i combustibles en recipients fixes”. [3]
- ITC MIE-APQ-6 “Emmagatzematge de líquids corrosius en recipients fixes”. [4]
- ITC MIE-APQ-7 “Emmagatzematge de líquids tòxics en recipients fixes”. [5]

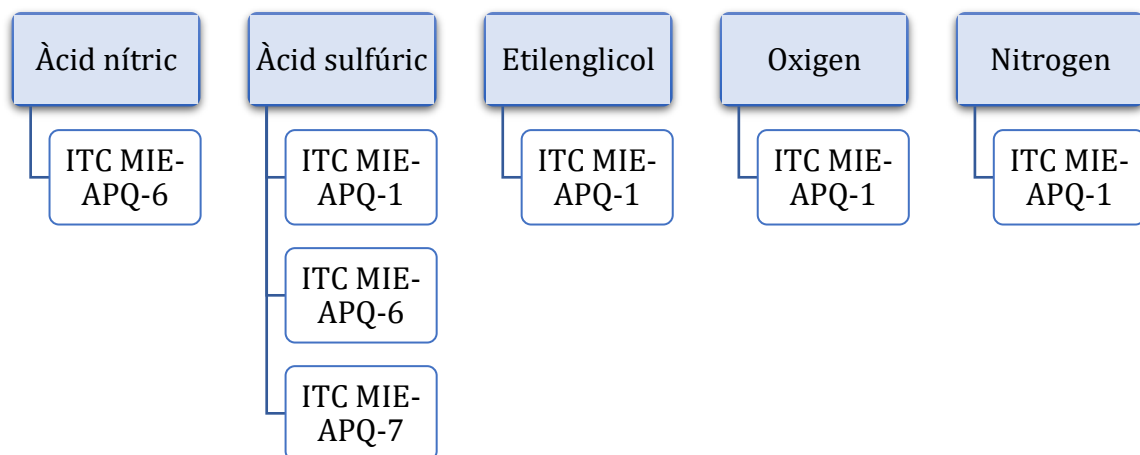


Figura 1: ITC aplicada per cada component.



1.1. Consideracions i característiques del disseny

- **Venteig**

Tot tanc d'emmagatzematge ha de tenir un sistema de venteig per evitar una possible solució de perill, prevenir la formació de buit o de pressió interna en el tanc i per tant evitar la deformació de les parets,

Per normativa, el dispositiu de venteig no pot ser inferior a 35 mm de diàmetre intern, com a mínim, ha de ser igual o superior a les canonades d'ompliment i buidat.

Aquest està relacionat amb la superfície humida del recipient que pot estar exposada a un foc exterior. La superfície es calcula sobre les bases d'un 75% de l'àrea total d'un recipient vertical.

$$A_h = \pi \cdot D_t \cdot H_t \quad (1)$$

$$Q_{foc} = 139,7 \cdot F \cdot A_h^{0,82} \cdot 10^3 \quad (2)$$

$$C_{vent} = \frac{4,414 \cdot Q_{foc}}{\lambda \cdot \sqrt{PM}} \quad (3)$$

On:

A_h Àrea humida (m²)

D_t Diàmetre intern del tanc (m)

H_t Alçada del tanc (m)

Q_{foc} Calor rebuda en cas d'incendi (KJ/h)

F Factor de reducció (F=1)

C_{vent} Capacitat de venteig (m³/h)

.

λ Calor latent vaporització del fluid (kJ/kg)

PM Pes molecular (Kg/Kmol)

- **Boca d'home**

La boca d'home és una part fonamental dels tancs, ja que faciliten el manteniment i les operacions de neteja. Cal esmentar, que en els tancs soterrats, la boca d'home ha de ser accessible, no enterrant-la ni situant-la en una arqueta. A la resta de tancs, està situada a la part més elevada d'aquests.

S'han considerat les dimensions de reforç i la resta de paràmetres estructurals estipulats en el Codi API-650.

Taula 1: Paràmetres de disseny Boca d'home, API-650.

Paràmetre		
D. nominal	610	mm
D. interior del coll	610	mm
D. exterior de la tapa plana	762	mm
Nombre de claus	20	mm
D. del cercle de barrinades	698	mm
D. d'empaquetament interior	620	mm
D. d'empaquetament exterior	762	mm
D. del forat de sostre i la placa de reforç	625	mm
D. extern del forat de sostre i la placa de reforç	1168	mm

- **Entrada, sortida i nivell de la matèria**

Els tancs compten amb dos broquets situats al sostre, per tal d'omplir i buidar el tanc, el diàmetre d'aquestes serà de 305 mm, ja que no es recomana que siguin d'un diàmetre superior, excepte per les entrades de la boca d'home.

A més contarà d'un tercer boquet on anirà una vàlvula de seguretat per evitar que es formi un buit dins del tanc.



- **Cubeta de retenció**

Els tancs situats a la superfície han de disposar de cubetes de retenció per tal d'evitar possibles accidents en cas de fuites del fluid d'emmagatzematge. Les normatives aplicades pels fluids d'OxBee indiquen que s'ha de disposar d'una cubeta de retenció per a cadascú d'aquest tipus de líquids per separat. No obstant això, el criteri de disseny és el mateix en totes les normatives.

Per normativa la distància mínima entre els tancs d'una mateixa cubeta ha de ser d'un metre i la distància entre la paret del tanc i la cubeta també ha de ser com a mínim d'un metre.

En la planta d'OxBee s'ha determinat sobredimensionar aquesta distància per seguretat, sent la distància entre els tancs d'1,75 metres i la distància de la paret i la cubeta de 2 metres.

$$A_{ocupada} = \frac{\pi}{4} \cdot N \cdot D_t^2 \quad (4)$$

$$L_{cub} = \frac{N}{2} \cdot D_t + \left(\frac{N}{2} - 1\right) \cdot d_t + 2 \cdot d_p \quad (5)$$

$$W_{cub} = 2 \cdot D_t + 2 \cdot d_t \quad (6)$$

$$A_{lliure} = L_{cub} \cdot W_{cub} - A_{ocupada} \quad (7)$$

$$H_{cub} = \frac{V_t}{A_{lliure}} \quad (8)$$

On:

$A_{ocupada}$ Àrea ocupada pels tancs (m²)

N

N Nombre de tancs

D_t Diàmetre del tanc (m)

L_{cub} Longitud de la cubeta (m)

d_t Distància entre els tancs (m)



d_p	Distància entre la paret el tanc i la cubeta (m)
W_{cub}	Amplada de la cubeta (m)
A_{lliure}	Àrea lliure de la cubeta (m ²)
H_{cub}	Alçada de la cubeta (m)
V_t	Volum del tanc (m ³)

Pel que fa als tancs enterrats, per tal d'evitar fuites i contaminar el sòl, es disposaran en fonamentacions fermes i envoltats amb un mínim de 250 mm de materials inerts, no corrosius, com ara sorra neta i rentada o grava ben compactada.

A més, es cobriran amb un mínim de 600 mm de terra o un altre material adequat, o bé per 300 mm de terra o un altre material adequat més una llosa de formigó armat de 100 mm de gruix.

- **Disseny del parc de tancs**

L'àrea 200 o parc de tancs s'ha dissenyat segons els canons de la ITC MIE-APQ-1 - Capítol II Article 13 i Capítol III, Articles 17 i 18.

1.2. Disseny mecànic

- **Temperatura d'operació (T_{op}):** és la temperatura a la qual es troba el fluid dins del tanc.
- **Temperatura de disseny (T_d):** és la temperatura sobredimensionada de la temperatura d'operació i és la que s'utilitza per al disseny mecànic com a mesura de seguretat. La temperatura de disseny és:

$$T_d = 1,1 \cdot T_{op} \quad (9)$$

On:

T_d Temperatura de disseny ($^{\circ}\text{C}$)

T_o Temperatura d'operació ($^{\circ}\text{C}$)

p

- **Pressió hidroestàtica (ΔP):** és la que exerceix el pes del fluid en repòs.

$$\Delta P = \rho \cdot g \cdot h \quad (10)$$

On:

ΔP Pressió hidroestàtica (Pa)

ρ Densitat del fluid (kg/m^3)

g Gravetat (m/s^2)

h Altura del tanc (m)

- **Pressió d'operació (P_{op}):** és la pressió en què es treballa a l'interior del tanc i està sotmesa al disseny en condicions normals d'operacions.
- **Pressió de disseny (P_d):** és la pressió sobredimensionada de la pressió d'operació més la pressió hidroestàtica.

$$P_d = 1,1 \cdot (P_{op} + \Delta P) \quad (11)$$

On:

P_d Pressió de disseny (Pa)

P_o Pressió d'operació (Pa)

p

ΔP Pressió hidroestàtica (Pa)

- **Límit elàstic (S):** és la tensió màxima que s'aplica en funció del material del tanc i de la temperatura. El material escollit per a la construcció dels tancs és l'acer inoxidable 316. El límit a 20°C és 20 ksi (1378.95 bars).
- **Factor de soldadura (E):** és un factor de reducció que s'introdueix per les possibles debilitacions que poden sofrir les zones d'unió de la soldadura. El valor típic és 0,85.
- **Factor de corrosió (C):** Segons la bibliografia el factor de corrosió ha de prendre un valor entre 1 i 6 mm, s'ha pres un valor de 3 mm.
- **Factor M:** és un paràmetre que depèn de L i r a més dels fons escollits pel tanc. El fons escollit és el Korbogen de l'empresa Fondeyur^[7].

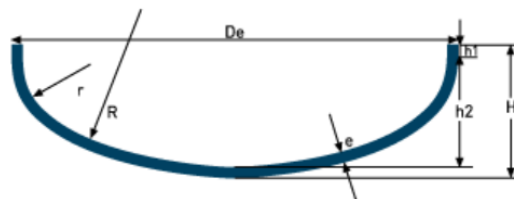


Figura 2: Fons Korbogen.

$$M = \frac{1}{4} \cdot \left(3 + \sqrt{\frac{L}{r}} \right) \quad (12)$$

$$L = 0,8 \cdot D_t \quad (13)$$

$$r = 0,154 \cdot D_t \quad (14)$$



On:

L Diàmetre esfèric intern (m)

r Radi de contorn interior (m)

D_t Diàmetre del tanc (m)

- **Nombre i volum dels tancs**

$$V_t = \frac{V_d}{n} \quad (15)$$

$$V_d = \frac{Q_m \cdot t_{stock}}{\rho_f} + \left(\frac{Q_m \cdot t_{stock}}{\rho_f} \right) \cdot 0,25 \quad (16)$$

On:

V_t Volum del tanc (m³)V_d Volum de disseny (m³)

n Nombre de tancs

Q_m Cabal màssic (Kg/dia)t_{stoc} Temps d'estoc (dia)

k

ρ_f Densitat del fluid (kg/m³)

- **Disseny del cos**

En aquest apartat es calcula els paràmetres del cos del cilindre que té una geometria cilíndrica.



○ **Diàmetre i alçada**

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{V_t}{\pi}} \cdot \sqrt{4 \cdot 1,5} \quad (17)$$

On:

D_t Diàmetre del cos (m)

V_t Volum del tanc (m^3)

$$\frac{H_t}{R_t} = 1,5 \quad (18)$$

On:

H_t Alçada del cos (m)

R_t Radi intern del tanc (m)

○ **Espessor**

$$e = \frac{P_d \cdot R_t}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_d} + C \quad (19)$$

On:

e Espessor del cos (m)

P Pressió de disseny (Pa)

d

R_t Radi intern del tanc (m)

S Límit elàstic (Pa)

E Factor de soldadura

C Factor de corrosió (m)

○ **Pes**

$$M_{cos} = H_t \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D - D_t) \cdot e \cdot \rho_a \quad (20)$$

On:

 M_{co} Pes de cos (Kg)

s

 H_t Alçada del cos (m) D Diàmetre extern (m) D_t Diàmetre intern (m) e Espessor del cos (m) ρ_a Densitat de l'acer inoxidable 316 (Kg/m³)¹● **Disseny del capçal**

En aquest apartat es calcula els paràmetres del capçal, que com s'ha esmentat anteriorment és un fons Korbbogen.

○ **Alçada:**

$$H_c = h_2 + h_1 + e_c \quad (21)$$

$$h_1 = 3 \cdot e_c \quad (22)$$

$$h_2 = 0,255 \cdot D_t - 0,635 \cdot e_c \quad (23)$$

On:

 H Alçada del capçal (m)

c

 h_1 Pestanya (part recta) (m)

¹ $\rho_a = 8000 \text{ kg/m}^3$ [8]



h_2 Fletxa (m)

e_c Espessor del capçal (m)

D_t Diàmetre intern del tanc (m)

○ **Espessor**

$$e_c = \frac{P_d \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,3 \cdot P_d} + C \quad (24)$$

On:

e_c Espessor del capçal (m)

P_d Pressió de disseny (bar o atm)

S Límit elàstic (bar o atm)

E Factor de soldadura

C Factor de corrosió (m)

M Factor M

L Diàmetre esfèric intern (m)

○ **Pes**

$$M_{capçal} = H_c \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D - D_t) \cdot e_c \cdot \rho_a \quad (25)$$

On:

$M_{capçal}$ Pes de cos (Kg)

l

H_c Alçada del capçal (m)



D	Diàmetre extern (m)
D_t	Diàmetre intern del tanc (m)
e_c	Espessor del capçal (m)
ρ_a	Densitat de l'acer inoxidable 316 (Kg/m ³)

- **Disseny del tanc**

- **Diàmetre extern:** es calcula a partir del diàmetre intern i de l'espessor més gran calculat anteriorment, del capçal o del cos.

$$D = D_t + e_c \cdot 2 \quad (26)$$

On:

D	Diàmetre extern (m)
D_t	Diàmetre intern del tanc (m)
e_c	Gruix del capçal (m)

- **Alçada del tanc:** es calcula a partir de l'alçada del cos i dels capçals.

$$H = H_t + 2 \cdot H_c \quad (27)$$

On:

H	Alçada del tanc total (m)
H_t	Alçada del cos (m)
H_c	Alçada del capçal (m)

○ **Pes del tanc buit**

$$M_t = M_{cos} + 2 \cdot M_{capçal} \quad (28)$$

On:

M_t Pes del tanc buit (Kg)M_{cos} Pes del cos (Kg)M_{capçal} Pes del capçal (Kg)○ **Pes del tanc total**

$$M = M_t + M_f \quad (29)$$

$$M_f = V_f \cdot \rho_f \quad (30)$$

On:

M Pes del tanc ple (Kg)

M_t Pes del tanc buit (Kg)M_f Pes del fluid (Kg)

1.3. Disseny del tanc d'etilenglicol T-200 A/B

La normativa aplicada pel disseny del tanc d'emmagatzematge d'etilenglicol és la ITC MIE-APQ-1.

Per tal d'assegurar que la producció sigui contínua, s'ha establert un temps d'estoc de 4 dies. El tanc està sobredimensionat un 25% per tenir un volum extra per seguretat i en cas d'error en la descàrrega del reactiu. A més el volum es divideix en dos tancs.



Taula 2: Disseny dels tancs T-200 A/B.

Temperatura			Tanc		
T _{op}	25	°C	Estoc	4	dies
T _d	27,5	°C	Volum total del fluid	278	m ³
Pressió			Volum de disseny	139	m ³
ΔP	56,5	kPa	Nombre de tancs	2	
P _{op}	101,3	kPa	Volum sobredimensionat	173	m ³
P _d	173,6	kPa	Diàmetre extern	6,9	m
Límit elàstic			Alçada	8,8	m
S	1,37·10 ⁵	kPa	Pes buit	7,6	Kg
Factor de soldadura			Pes ple	307,7	tn
E	0,85		Cos		
Factor de corrosió			Diàmetre	6,9	m
C	3,0	mm	Alçada	5,2	m
Factor M			Espessor	8,13	mm
M	1,3		Pes	4,5	Kg
L	5,5	m	Capçal		
r	1,1	m	Diàmetre	6,9	m
Venteig			Alçada	1,8	m
A _h	191,2	m ²	Espessor	8,41	mm
Q _{foc}	1,037·10 ⁷	KJ/h	Pes	1,6	Kg
C _{vent}	922	m ³ /h			

1.4. Disseny del tanc d'àcid sulfúric T-202 A/B

Les normatives aplicades pel disseny del tanc d'emmagatzematge d'àcid sulfúric són les ITC MIE-APQ-1, ITC MIE-APQ-6 i ITC MIE-APQ-7.

S'ha establert un temps d'estoc de 4 dies. El tanc està sobredimensionat un 25% per tenir un volum extra de seguretat i en cas d'error en la descàrrega del reactiu. Igual que en els casos anteriors, es divideix el volum en dos tancs.



Taula 3: Disseny dels tancs T- 202 A/B.

Temperatura			Tanc		
T _{op}	25	°C	Estoc	4	dies
T _d	27,5	°C	Volum total del fluid	768	m ³
Pressió			Volum de disseny	384	m ³
ΔP	131	kPa	Nombre de tancs	2	
P _{op}	101	kPa	Volum sobredimensionat	481	m ³
P _d	255	kPa	Diàmetre extern	9,7	m
Límit elàstic			Alçada	12,3	m
S	1,38·10 ⁵	kPa	Pes buit	30,4	Kg
Factor de soldadura			Pes ple	1407	tn
E	0,85		Cos		
Factor de corrosió			Diàmetre	9,7	m
C	3,00	mm	Alçada	7,3	m
Factor M			Espessor	13,60	mm
M	1,3		Pes	17,7	Kg
L	7,8	m	Capçal		
r	1,5	m	Diàmetre	9,7	m
Venteig			Alçada	2,5	m
A _h	377,9	m ²	Espessor	14,18	mm
Q _{foc}	1,81·10 ⁷	KJ/h	Pes	6,38	Kg
C _{vent}	80272	m ³ /h			

1.5. Disseny del tanc d'àcid nítric T-203 A/B

La normativa aplicada pel disseny del tanc d'emmagatzematge d'àcid nítric és la ITC MIE-APQ-6.

El temps d'estoc és de 4 dies, dividit en dos tancs idèntics. El tanc està sobredimensionat un 25% per tenir un volum extra per seguretat i en cas d'error en la descàrrega del reactiu.



La necessitat d'àcid nítric és mínima, pel fet que gran part del nítric es recircula de la torre de destil·lació al tanc.

Taula 4: Disseny dels tancs T- 203 A/B.

Temperatura			Tanc		
T _{op}	25	°C	Estoc	4	dies
T _d	27,5	°C	Volum total del fluid	180	m ³
Pressió			Volum de disseny	90	m ³
ΔP	125	kPa	Nombre de tancs	2	
P _{op}	101	kPa	Volum sobredimensionat	112	m ³
P _d	249	kPa	Diàmetre extern	6,0	m
Límit elàstic			Alçada	7,6	m
S	1,379·10 ³	kPa	Pes buit	6,0	Kg
Factor de soldadura			Pes ple	272	tn
E	0,85		Cos		
Factor de corrosió			Diàmetre	6,0	m
C	3,00	mm	Alçada	4,5	m
Factor M			Espessor	7,72	mm
M	1,3		Pes	3,5	Kg
L	4,8	m	Capçal		
r	0,92	m	Diàmetre	6,0	m
Venteig			Alçada	1,6	m
A _h	143,4	m ²	Espessor	8,0	mm
Q _{foc}	8,19·10 ⁶	KJ/h	Pes	1,2	Kg
C _{vent}	27400	m ³ /h			

1.6. Disseny del tanc d'aigua T-201 A/B i T- 204 A/B

L'aigua s'emmagatzema en 4 tancs, els tancs 201 A/B que estan destinats a la dissolució d'etilenglicol a la concentració desitjada i els 204 A/B destinats a fer la mescla mare àcida, amb l'àcid nítric i el sulfúric.



Taula 5: Disseny dels tancs T-201 A/B.

Temperatura			Tanc		
T _{op}	25	°C	Estoc	4	dies
T _d	27,5	°C	Volum total del fluid	158	m ³
Pressió			Volum de disseny	79	m ³
ΔP	42	kPa	Nombre de tancs	2	
P _{op}	101	kPa	Volum sobredimensionat	98	m ³
P _d	158	kPa	Diàmetre extern	5,7	m
Límit elàstic			Alçada	7,3	m
S	1,38·10 ⁵	kPa	Pes buit	4,5	Kg
Factor de soldadura			Pes ple	157	tn
E	0,85		Cos		
Factor de corrosió			Diàmetre	5,7	m
C	3	mm	Alçada	4,3	m
Factor M			Espessor	6,86	mm
M	1,3		Pes	2,6	Kg
L	4,6	m	Capçal		
r	0,9	m	Diàmetre	5,7	m
Venteig			Alçada	1,5	m
A _h	131	m ²	Espessor	7,07	mm
Q _{foc}	7,61·10 ⁶	KJ/h	Pes	0,9	Kg
C _{vent}	3507	m ³ /h			



Taula 6: Disseny dels tancs T- 204 A/B.

Temperatura			Tanc		
T _{op}	25	(°C)	Estoc	4	dies
T _d	27,5	(°C)	Volum total del fluid	492	m ³
Pressió			Volum de disseny	246	m ³
ΔP	61,45	kPa	Nombre de tancs	2	
P _{op}	101,33	kPa	Volum sobredimensionat	308	m ³
P _d	179,06	kPa	Diàmetre extern	8,40	m
Límit elàstic			Alçada	10,6	m
S	1,38·10 ⁵	kPa	Pes buit	12,4	Kg
Factor de soldadura			Pes ple	491	tn
E	0,85		Cos		
Factor de corrosió			Diàmetre	8,38	m
C	3,00	mm	Alçada	6,28	m
Factor M			Espessor	9,41	mm
M	1,32		Pes	7,25	Kg
L	6,70	m	Capçal		
r	1,29	m	Diàmetre	8,4	m
Venteig			Alçada	2,2	m
A _h	280	m ²	Espessor	9,76	mm
Q _{foc}	1,42·10 ⁷	KJ/h	Pes	2,6	Kg
C _{vent}	6541	m ³ /h			

1.7. Disseny del tanc d'oxigen T-205 A/B

El disseny dels tancs d'oxigen varien una mica de la resta de tancs de les matèries primeres. La primera diferència és que els tancs no estaran soterrats, sinó que estaran a nivell de terra, per tant s'ha dissenyat la cubeta de retenció.

A més, els tancs d'oxigen són tancs criogènics per tal de poder emmagatzemar-lo com a líquid líquat i poder disminuir el volum.



El tanc està format per dos recipients, un d'intern i extern que a la vegada està cobert per un aïllant assegurant així que la temperatura d'emmagatzematge es manté constant.

Taula 7: Disseny dels tancs T- 204 A/B.

Temperatura			Tanc		
T _{op}	-183	(°C)	Estoc	4	dies
T _d	-201,3	(°C)	Volum total del fluid	166	m ³
Pressió			Volum de disseny	83	m ³
ΔP	61	Pa	Nombre de tancs	2	
P _{op}	811	kPa	Volum sobredimensionat	104	m ³
P _d	892	kPa	Diàmetre extern	5,9	m
Límit elàstic			Alçada	7,5	m
S	1,38310 ⁸	kPa	Pes buit	64,4	Kg
Factor de soldadura			Pes ple	301,8	Kg
E	0,85		Cos		
Factor de corrosió			Diàmetre	5,8	m
C	3	mm	Alçada	4,4	m
Factor M			Espessor	25,28	mm
M	1,3		Pes	36,7	Kg
L	4,7	m	Capçal		
r	0,9	m	Diàmetre	5,8	m
Venteig			Alçada	1,6	m
A _h	139,09	m ²	Espessor	26,44	mm
Q _{foc}	7,99·10 ⁶	KJ/h	Pes	13,85	Kg
C _{vent}	4,48·10 ⁵	m ³ /h			
Cubetes					
A _{ocupada}	54,4	m ²			
A _{lliure}	96,5	m ²			
H _{cub}	0,9	m			
L _{cub}	9,9	m			
W _{cub}	15,3	m			



2. Tancs pulmó agitats

Els tancs pulmó agitats es dissenyen per preparar la mescla d'EG i aigua i de NA, SA i aigua que ha d'entrar al tanc. Aquests estaran agitats per tal que la mescla sigui homogènia.

Les consideracions prèvies al disseny i el disseny mecànic és idèntic al dels tancs d'emmagatzematge, excepte en la determinació del volum, ja que és en funció del temps de residència i del cabal d'entrada als reactors.

L'agitador del tanc pot provocar un vòrtex per tant se sobredimensiona un 15% el volum per evitar pèrdues de la mescla i evitar que l'agitador es trenqui per la pressió produïda.

$$V_p = \tau \cdot Q_E \quad (31)$$

$$V = V_p \cdot 1,15 \quad (32)$$

On:

V_p Volum de tanc pulmó (m^3)

τ Temps de residència (h)

Q_E Cabal d'entrada al reactor (m^3/h)

2.1. Agitador

Perquè la mescla sigui homogènia s'inclou un agitador mecànic, una turbina de fulles planes i un disc de 6 pales (flux radial i axial) ^[9], ja que és més econòmic i senzill de construir que un agitador d'hèlix o de turbina de plaques inclinades.

El material de disseny és l'acer inoxidable 316L, igual que els tancs. Per tal d'evitar vòrtexs al voltant de l'eix i reduir els esforços que actuen sobre ell s'utilitzen quatre plaques reflectores.

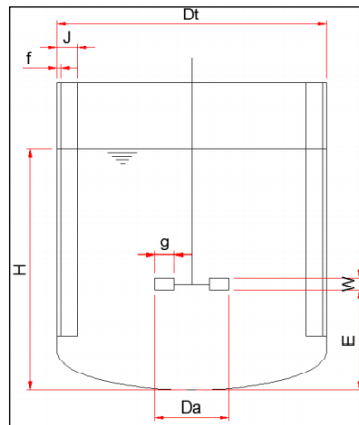


Figura 3: Relacions geomètriques de l'impulsor tipus turbina.

Taula 8: Relacions geomètriques de l'impulsor tipus turbina.

Relacions geomètriques	
H/Dt	1
W/Da	0,2
f/Dt	0,02
Da/Dt	0,33
g/Da	0,25
E/Dt	0,33
J/Dt	0,1

On:

H Alçada del líquid en el tanc (m)

Dt Diàmetre del tanc (m)

D Diàmetre de pales (m)

a

E Distància des del fons del tanc fins a l'impulsor (m)

J Amplada de la placa deflectora (m)



- g Llargada de la pala (m)
w amplada de la pala (m)
f Espai entre placa i tanc (m)

Per determinar la potència de l'agitador, prèviament s'han de determinar els següents paràmetres:

- **Nombre de Reynolds (Re)**

Permet veure si hi ha presència de turbulència o no, quan s'agita el fluid.

$$Re = \frac{N \cdot d^2 \cdot \rho}{\mu} \quad (33)$$

On:

- R Nombre de Reynolds
e
N Velocitat d'agitació (rps)
d Diàmetre de l'agitador (m)
 ρ Densitat del fluid (kg/m³)
 μ Viscositat del fluid (Pa·s)

- **Nombre de potència (Np)**

És proporcional a la força d'arrossegament sobre la unitat d'àrea de l'impulsor i la força d'inèrcia, normalment per a règim turbulent, el valor de Np és constant.

$$Np = \frac{P}{N^3 \cdot d^5 \cdot \rho} \quad (34)$$

On:

- Np Nombre de potència
P Potència d'agitació de l'impulsor (W)



N Velocitat d'agitació (rps)

d Diàmetre de l'agitador (m)

ρ Densitat del fluid (kg/m³)

També es pot determinar el valor de N_p gràficament amb la següent figura. En el nostre cas, el valor obtingut és de 7.

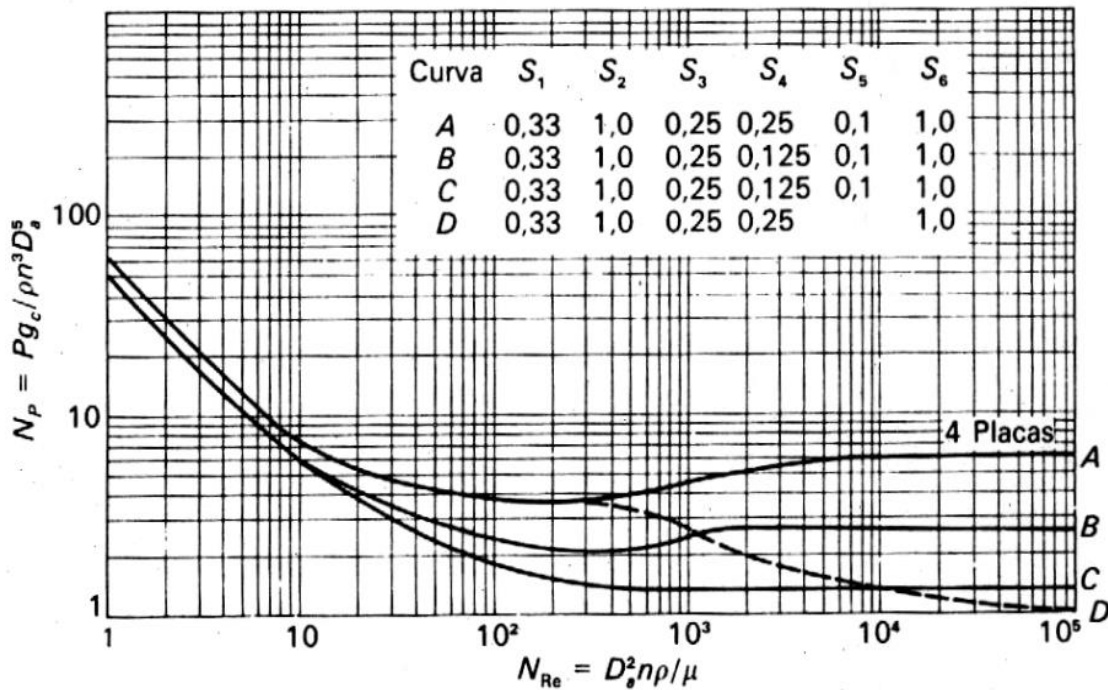


Figura 4: N_p enfront de Re per una turbina de 6 pales.

● **Nombre de Froude (Fr)**

Relaciona la força d'inèrcia i la força gravitacional per unitat d'àrea que actua sobre el fluid.

$$Fr = \frac{N^2 \cdot d}{g} \tag{35}$$

On:

Fr Nombre de Froude

N Velocitat d'agitació (rps)



d Diàmetre de l'agitador (m)

g Força de gravetat (m^2/s)

- **Consum de potència**

La potència consumida pot estimar-se a partir del producte entre el flux generat per l'impulsor i l'energia cinètica per unitat de volum del fluid.

La potència real es calcula suposant un rendiment del 75% i unes pèrdues per fricció del 30%.

$$P = Np \cdot N^3 \cdot d^5 \cdot \rho \quad (36)$$

$$Pr = \frac{Pr \cdot 1,30}{0,75} \quad (37)$$

On:

Pc Potència consumida (W)

N Velocitat d'agitació (rps)

d Diàmetre de l'agitador (m)

ρ Densitat del fluid (kg/m^3)

Pr Potència real (W)

2.2. Tanc pulmó d'etilenglicol i aigua T-300 A/B

El tanc està duplicat i dissenyat per un temps de residència de 3,1h, que és el mateix que el del reactor.



Taula 9: Disseny dels tancs T- 300 A/B.

Temperatura			Tanc		
T _{op}	25	(°C)	Temps de residència	3,1	h
T _d	27,5	(°C)	Cabal d'entrada	6	m ³ /h
Pressió			Volum del tanc	19	m ³
ΔP	57	kPa	Volum sobredimensionat	22	m ³
P _{op}	101	kPa	Diàmetre extern	5,6	m
P _d	174	kPa	Alçada	8,4	m
Límit elàstic			Pes buit	5,6	Kg
S	1,38·10 ⁵	kPa	Pes ple	3,3	tn
Factor de soldadura			Cos		
E	0,85		Diàmetre	5,5	m
Factor de corrosió			Alçada	5,5	m
C	3,0	mm	Espessor	7,12	mm
Factor M			Pes	3,6	Kg
M	1,3		Capçal		
L	4,4	m	Diàmetre	5,5	m
r	0,9	m	Alçada	1,4	m
			Espessor	7,35	mm
			Pes	0,97	Kg

**Taula 10:** Disseny de l'agitador.

Potència de l'agitador			Mides de l'agitador		
Re	1017889		Da	1,83	m
Np	7,00		E	1,83	m
Fr	1,16		J	554	mm
N	2,50	rps	g	457	mm
d	1,83	m	w	366	mm
ρ	1050,11	Kg/m ³	f	111	mm
μ	$8,62 \cdot 10^{-3}$	Pa·s			
g	9,81	m ² /s			
P	3,3	kW			
Pr	4,1	kW			

**2.3. Tanc pulmó d'àcids i aigua T- 301 A/B****Taula 11:** Disseny dels tancs T- 301 A/B.

Temperatura			Tanc		
T _{op}	25	(°C)	Temps de residència	3,1	h
T _d	27,5	(°C)	Cabal d'entrada	30	m ³ /h
Pressió			Volum del tanc	93	m ³
ΔP	116	kPa	Volum sobredimensionat	107	m ³
P _{op}	101	kPa	Diàmetre extern	9,4	m
P _d	239	kPa	Alçada	14,2	m
Límit elàstic			Pes buit	29,5	Kg
S	1,38·10 ⁵	kPa	Pes ple	3,9	tn
Factor de soldadura			Cos		
E	0,85		Diàmetre	9,3	m
Factor de corrosió			Alçada	9,3	m
C	3,0	mm	Espessor	12,52	mm
Factor M			Pes	19,2	Kg
M	1,3		Capçal		
L	7,5	m	Diàmetre	9,3	m
r	1,4	m	Alçada	2,4	m
			Espessor	13,04	mm
			Pes	5,19	Kg

**Taula 12:** Disseny de l'agitador.

Potència de l'agitador			Mides de l'agitador		
Re	37008321		Da	3,08	m
Np	7,00		E	3,08	m
Fr	1,96		J	934	mm
N	2,50	rps	g	771	mm
d	3,08	m	w	617	mm
ρ	1260,17	Kg/m ³	f	187	mm
μ	$8,09 \cdot 10^{-4}$	Pa·s			
g	9,81	m ² /s			
P	38,4	kW			
Pr	66,6	kW			

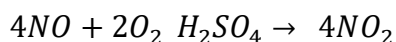
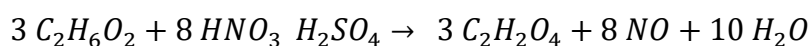
3. Reactor

La producció en continu d'àcid oxàlic es realitza mitjançant el que es coneix idealment com un Reactor Continu de Tanc Agitat (RCTA o CSTR) isoterm. La reacció es duu a terme en una reacció bifàsica, on la fase gas està constituïda per oxigen (O_2) i la fase líquida pel reactiu clau, l'etilenglicol (EG), per aigua (H_2O), àcid nítric (NA) i per l'agent promotor. Existeixen diversos catalitzadors, promotors i iniciadors adequats per aquest procés. L'etilenglicol (EG), el qual és un dels reactius del procés, fa la funció d'iniciador de la reacció. A més, s'utilitzarà àcid sulfúric (SA) com agent promotor. Per aquesta reacció existeixen altres catalitzadors, com el pentòxid de vanadi, el qual ha quedat descartat atès a que el procés ja assoleix les conversions desitjades en l'absència d'aquest i a més l'absència de catalitzadors formats per metalls pesats evita la formació de subproductes gasosos no desitjats, com ara el monòxid de nitrogen.

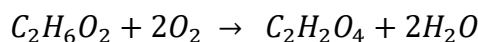
La reacció en qüestió és exotèrmica, de manera que el reactor ve acompanyat d'un sistema de refrigeració exterior en forma de camisa de mitja canya. L'agent refrigerant utilitzat és aigua a una temperatura ambient de 25 °C a l'entrada.

3.1. Cinètica

El procés de síntesi de l'àcid oxàlic es realitza a través de les següents reaccions químiques:



On la reacció en general quedaria de la següent manera:



La cinètica de reacció s'ha estimat i calculat a partir de la reacció global, realitzant una simulació amb l'eina informàtica Polymath.

La velocitat de reacció segueix la següent expressió:

$$r = k_1 \cdot [C_2H_6O_2]^X \cdot [O_2]^X$$

Per tal de calcular tant la constant cinètica com l'ordre de reacció dels dos components s'han utilitzat les dades de l'Exemple 1 de la patent US3678107^[11]. Com que aquesta patent no dona els valors que es necessiten per realitzar el procés de síntesi d'àcid oxàlic, la simulació consisteix en iterar amb diferents números en l'ordre i en la constant cinètica. Abans de començar qualsevol càlcul, es sap que l'oxigen estarà en excés d'un 20% aproximadament, per tant es fa la suposició de que aquest valor estarà inclòs en la constant cinètica de la reacció i aquesta quedarà de la següent manera:

$$r = k \cdot [C_2H_6O_2]^X$$

Una vegada es té clara aquesta suposició ja es pot fer la simulació amb el Polymath agafant els valors de la patent. Cal destacar que en aquest cas s'han de fer 2 simulacions per separat perquè en l'Exemple 1 l'experiment consta de dues parts: la primera part consisteix en un Fed-Batch, ja que diu que el reactor estarà alimentat per un cabal d'etilenglicol durant 3 hores, i la segona part consisteix en 3 hores més però només treballant en discontinu ja que el cabal d'etilenglicol s'ha acabat.

En la Figura 5 es pot observar la simulació de la primera part de l'experiment.

```
Differential Equations: 2 Auxiliary Equations: 4  Ready for solution
d(na)/d(t) = Nae + ra * V
na(0) = 0

d(V)/d(t) = Qe
V(0) = 80.15

Nae = 0.156
Qe = 9.7

k = 550
ra = -k * ((na / V) ^ 2)
t(0) = 0
t(f) = 3
```

Figura 5: Codi de la simulació de la part Fed-Batch.

El codi consisteix principalment en el balanç del reactor en discontinu amb l'especialitat de que, al ser un *Fed-Batch*, hi ha un corrent d'entrada format per etilenglicol que reaccionarà amb la solució aquosa d'àcid nítric que ja hi havia al reactor des d'un principi. Per tal de determinar les condicions inicials, se sap que la concentració molar d'etilenglicol és nul·la perquè al primer instant de temps no hi ha etilenglicol al reactor sinó que hi entrarà en un cabal de 9,7 g/L. Pel que fa a les condicions inicials de volum, es sap que hi ha 101 grams de solució aquosa d'àcid nítric i, per tant, es fa una mitjana de les densitats i així es treu la condició inicial pel volum. Aquesta simulació dura 3 hores perquè en l'experiment es diu que el cabal d'etilenglicol només entra durant aquest temps i després ja passaria a ser una operació en discontinu estàndard.

En la Figura 6 es pot observar la segona part de la simulació de l'experiment.

```

Differential Equations: 2 Auxiliary Equations: 2  Ready for solution
d(na)/d(t) = ra * V
na(0) = 0.1644

d(V)/d(t) = 0
V(0) = 109.25

k = 550
ra = -k * ((na / V) ^ 2)
t(0) = 0
t(f) = 3
  
```

Figura 6: Codi de la simulació de la part *Batch*.

El codi consisteix principalment en el balanç del reactor en discontinu, ara sense cap corrent d'entrada ni sortida. En aquest cas la primera condició inicial ja no és nul·la perquè l'etilenglicol sí que és present al reactor, i el mateix passa amb el volum ja que en aquest cas han entrat més litres corresponents al cabal que es tenia d'etilenglicol de 9,7 g/L. Aquesta part també té la mateixa durada de 3 hores, es fa la comprovació de que la simulació ha estat correcta gràcies a que amb la patent es té el valor del rendiment obtingut d'àcid oxàlic i el seu número de mols obtinguts amb la estequiometria de la reacció.

Per a determinar l'equació del reactor primer es fa un balanç que consisteix en:

$$\text{Entrada} + \text{Generació} = \text{Sortida} + \text{Acumulació}$$

I així s'arriba a la següent expressió:

$$\frac{dNa}{dt} = \int_0^V ra \cdot dV \quad (38)$$

On s'hauria d'afegir el cabal d'entrada en el cas de que fos *Fed-Batch*.

Destacar que s'han fet diverses simulacions per tal d'arribar a l'ordre adient amb valors de 0, 1 i 2. Finalment, s'arriba a la conclusió de que la reacció és d'ordre 2. També s'han fet diverses simulacions amb valors diferents de la constant cinètica i s'ha arribat a la conclusió de que la constant cinètica té un valor de 550 h^{-1} .

També caldria destacar que aquesta no és l'única manera de fer el càlcul de la cinètica de la reacció del procés de formació d'àcid oxàlic, si no que també es podria fer el càlcul mitjançant l'equació d'Arrhenius, agafant els valors corresponents de l'energia d'activació de cada compost i el seu factor preexponencial o també utilitzant els diferents models cinètics que existeixen com podria ser per exemple el mecanisme Langmuir-Hinshelwood.

Així com també hi hauria diferents eines matemàtiques per tal de realitzar les simulacions que s'han fet com per exemple el Matlab o inclús també el Hysys.

Taula 13: Dades sobre la cinètica de la reacció.

Constant, $k \text{ (h}^{-1}\text{)}$	Ordre
550	2

Cal esmentar que aquest mètode i les diferents simulacions mostrades també s'han fet per l'Exemple 7 de la mateixa patent i per l'exemple 3 i s'han obtingut valors similars tant a la constant cinètica com a l'ordre de reacció.

3.2. Condicions d'operació

Atès als requeriments de producció, s'han dissenyat 4 reactors que operen paral·lelament. Cadascun treballa de manera isoterma, a una temperatura de 80°C i 1 atm de pressió, amb un temps de residència de 3,1 hores. Gràcies a aquestes



condicions d'operació s'assoleixen conversions properes al 80%, el qual és fonamental per a l'èxit del procés.

Per tal d'evitar que es donin subproductes gasosos no desitjats és imprescindible fer reaccionar les quantitats justes de reactius i crear un medi de reacció adequat. Per aquest motiu la mescla que es dona a l'interior del reactor està composta per la solució aquosa d'EG al 41% molar i la solució aquosa al 35% d'H₂SO₄, 38% d'HNO₃. La quantitat d'O₂ introduïda s'ha considerat la corresponent segons l'estequiometria amb un 20% d'excés per tal de compensar la deficiència en la transferència de matèria entre les fases líquida i gasosa.

3.3. Estimació del volum del reactor

El volum del reactor s'ha estimat a partir de les dades exposades en l'Exemple 2 de la US Patent 3691232^[12]. Amb les dades de l'exemple i les dades del requeriment de producció de la planta dissenyada en el present projecte s'ha calculat un "ràtio" que relaciona la proporcionalitat de les dades entre ambdós casos, tal i com es mostra a continuació. Les dades extretes d'aquest exemple es recullen en la Taula 14.

Taula 14: Dades de l'Exemple 2 de la US Patent 3691232 pel procés en continu.

Volum de mescla reactiva (ml)	500
Temperatura (°C)	80
Pressió (atm)	1
Temps de residència (h)	3,1
Conversió (%)	80
Cabal mescla de NA i SA (g/h)	137
Cabal d'EG (g/h)	21,4
Composició d'EG en la mescla inicial (%)	49

En la Taula 15 es mostren les dades de densitat dels compostos corresponent a la mescla àcida d'entrada, els quals s'han utilitzat per als càlculs posteriors.

**Taula 15:** Densitat dels compostos de la mescla àcida del reactor.

Densitat EG (kg/m ³) [13]	1110
Densitat NA (kg/m ³) [13]	1200
Densitat SA (kg/m ³) [13]	1230
Densitat H ₂ O (kg/m ³) [13]	1000

Per estimar el volum total de reacció, inicialment s'ha fet el balanç al reactor segons els requeriments del procés, tal i com es mostra a continuació:

$$\text{Requeriment de producció d'AO dihidrat} = 32000 \text{ Tn/any}$$

$$\text{Dies d'operació de la planta} = 320 \text{ dies/any}$$

$$\text{Producció diària d'AO dihidrat} = 100 \text{ Tn/dia}$$

Tenint en compte que l'AO anhidre representa un contingut màssic del 71,42% de l'AO dihidrat, es pot calcular que:

$$\text{Àcid oxàlic anhidre} = 71,42 \text{ Tn/dia}$$

Així doncs, s'estima que la conversió al reactor serà aproximadament del 80%, de manera que el cabal d'AO serà de:

$$\begin{aligned} 71,42 \frac{\text{Tn OA anhidre}}{\text{dia}} \cdot \frac{100 \text{ tn OA dihidrat}}{80 \text{ tn OA anhidre}} &= 89,28 \frac{\text{Tn OA dihidrat}}{\text{dia}} \\ &= 3719,79 \frac{\text{kg OA}}{\text{h}} = 41,31 \frac{\text{kmol OA}}{\text{h}} \end{aligned}$$

Com la relació estequiomètrica entre l'EG i l'OA és 1:1, inicialment s'ha considerat que la conversió serà aproximadament del 80%, pel que es requerirà un cabal d'entrada d'EG de 51,64 kmol/h.

A partir de l'Exemple 2 de la US Patent 3691232^[12], en el qual també s'opera en continu, s'ha calculat la relació entre les dades de l'exemple i les de els requeriments del present projecte, on:

$$\text{Cabal d'EG Exemple} = 1,69 \cdot 10^{-4} \text{ kmol/h}$$

$$\text{RÀTIO} = \text{cabal entrada EG projecte/cabal entrada EG exemple} = 305679$$



Comptant que el NA i SA s'introdueixen als reactors de manera conjunta en solució aquosa, es calcula el seu cabal multiplicant el cabal de l'exemple per la ràtio. La resta de cabals es calculen a través dels percentatges en pes establerts per a la mescla d'entrada. El cabal d'oxigen es calcula tenint en compte la relació estequiomètrica amb l'etilenglicol de 2:1, afegint un 20% molar en excés per tal de compensar la deficiència en la transferència de matèria entre la fase gasosa i la líquida. Les taules dels cabals d'entrada al reactor es recullen en la Taula 16.

Taula 16: Cabals d'entrada del reactor.

Cabal mescla àcida NA + SA + H ₂ O (kg/h)	41878
Cabal EG +H ₂ O (kg/h)	6542
Cabal O ₂ (kg/h)	3635

Amb les dades dels cabals d'entrada, les seves composicions i la densitat dels compostos la mescla, es calcula el cabal volumètric total d'entrada, obtenint un valor de $Q_{\text{àcids}} = 36 \text{ m}^3/\text{h}$ i $Q_{\text{EG}} = 6,2 \text{ m}^3/\text{h}$. Tenint en compte un temps de residència de 3,1 h, s'obté un volum de reacció teòric de 131 m^3 .

3.4. Configuració i dimensionament dels reactors

Tenint en compte el previ estudi sobre el volum teòric de mescla reactiva requerida per al procés, atès a que es tracta d'un volum molt gran per a un sol tanc, el qual dificultaria la homogeneïtzació de la temperatura al seu interior creant possibles punts calents i augmentant el risc de reacció descontrolada, s'ha decidit dividir el volum de reacció entre 4 tancs que operaran en paral·lel.

També s'ha contemplat un sobre dimensionament del volum del reactor per dos motius: en primer lloc, per a que hi hagi marge en la variació de nivell del reactor i, en segon lloc, per a que s'ajusti al volum d'un reactor pre-dissenyat segons catàleg per tal d'aconseguir un estalvi econòmic.

En concret, s'ha basat el disseny del reactor en el model de reactor vitrificat de la marca De Dietrich, model OPX BE 40000^[14], afegint doncs un 21,70% de volum extra



al que s'estima que es requerirà. Així doncs, s'obté un volum nominal per reactor de $V_r = 40 \text{ m}^3$.

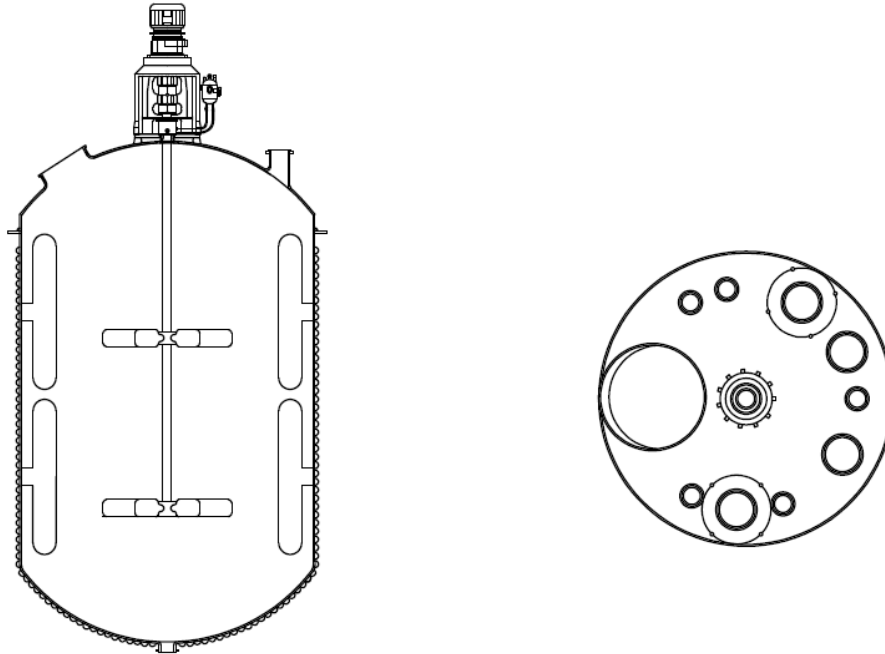


Figura 7: Esquema del reactor dissenyat.

Les mescles reactives en fase líquida s'introduiran per la part superior del reactor i l'oxigen per la part inferior mitjançant un difusor, aprofitant la inèrcia de la matèria per a l'efectivitat de la mescla. A més, el reactor comptarà amb un agitador mecànic i bafles per a millorar la hidrodinàmica. Els bafles, a més, compten amb la doble funció d'augmentar l'àrea de bescanvi de calor, atès que aquest model hi permet la circulació del fluid refrigerant de la camisa a través d'aquests.

3.5. Balanç d'energia

La reacció que es durà a terme dins el reactor és exotèrmica, de manera que caldrà calcular la calor emesa per aquesta per poder determinar el cabal de refrigerant que es requereix per retirar aquesta calor, mitjançant un sistema de mitja canya amb aigua com a agent refrigerant i operar en isoterm en cada reactor.

En el plantejament dels balanços d'energia es tindrà en compte la transmissió de calor entre el reactor i l'exterior únicament a través de les parets del reactor, ja que



es considera que és on es produirà la major part de l'intercanvi, motiu pel qual també cal conèixer el coeficient de transferència de calor, el qual també es calcularà en aquest apartat.

3.5.1. Càlcul de l'energia exotèrmica

Per al càlcul de l'entalpia de la reacció es té en compte la reacció global.



A partir de les dades d'entalpia de formació de cada reactiu ($\Delta H_{f,R}^0$) i producte ($\Delta H_{f,P}^0$) a 298 K, mostrats en la Taula 17, es calcula l'entalpia de reacció mitjançant la Llei de Hess.

$$\Delta H_r^0 = \sum n_p \cdot \Delta H_{f,P}^0 - \sum n_R \cdot \Delta H_{f,R}^0 \quad (39)$$

Taula 17: Entalpies de formació dels compostos a 298 K.

Compost	ΔH_f (KJ/mol)
EG	-389,32
O ₂	0
OA	-1422,0
H ₂ O	-241,84

A partir de les dades bibliogràfiques dels calors específics de cada compost, presents en la Taula 18, es calcula ΔC_p^0 seguint l'equació 40.

$$\Delta C_p^0 = \sum v_j \cdot C_{pj}^0 \quad (40)$$

Taula 18: Calors específiques dels composts de la reacció global.

Compost	C _p (KJ/mol·K)
EG	0,150 ^[15]
O ₂	0,029 ^[16]
OA	0,085 ^[17]
H ₂ O	0,075 ^[16]



Com les dades bibliogràfiques es troben a una temperatura de 298 K i es vol avaluar l'entalpia a la temperatura de reacció (353 K), amb els valors calculats de C_p i l'equació 41 que relaciona les entalpies de reacció a diferents temperatures i es calcula l'entalpia de la reacció global, recollida en la Taula 19.

$$\Delta H_{T_2}^0 = \Delta H_{T_1}^0 + \int_{T_1}^{T_2} \Delta C_p^0 dT = \Delta H_{298K}^0 + \Delta C_p^0 (T_2 - T_1) \quad (41)$$

Taula 19: Entalpies de reacció a 298K i 353 K.

$\Delta H_{r, 298 K} \text{ (kJ/mol)}$	$\Delta C_p \text{ (kJ/mol}\cdot\text{K)}$	$\Delta H_{r, 353 K} \text{ (kJ/mol)}$
-921,13	0,027	-919,63

3.5.2. Càlcul del coeficient global de transferència de calor

El coeficient global de transferència de calor (U) és un paràmetre que contempla les diferents resistències que es troben en un sistema referents a la transferència de calor per convecció i conducció. Aquest paràmetre s'ha calculat a partir de les correlacions presentades a continuació, les quals compten amb les propietats físiques dels diferents fluids implicats així com del material i el gruix de la paret del reactor. L'equació utilitzada per al càlcul del coeficient global U es presenta en l'equació 42, on h_e és el coeficient individual del fluid refrigerant, x el gruix de la paret, k la conductivitat tèrmica de la paret i h_i el coeficient individual de la mescla reactiva a l'interior del reactor.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_e} + \frac{x}{k} + \frac{1}{h_i} \quad (42)$$

Càlcul del coeficient individual de la mescla reactiva - paret (h_i)

La relació utilitzada per al càlcul del coeficient interior de transmissió de calor hi entre el medi reactiu i la paret és la proposta per Fletcher (1987). El coeficient es determina a partir de l'equació 43:

$$h_i = \frac{Nu \cdot \lambda_r}{d_{int}} \quad (43)$$



On:

λ_r = Conductivitat tèrmica del medi reactiu ($W \cdot m^{-1} K^{-1}$)

d_{int} = diàmetre interior del reactor (m)

- Nu és el nombre de Nusselt (Nu):

$$Nu = a \cdot Re^b \cdot Pr^c \cdot \left(\frac{\mu_r}{\mu_p}\right)^d \quad (44)$$

On:

μ_r = viscositat del fluid reactiu a temperatura de la mescla (Pa·s)

μ_p = viscositat del fluid reactiu a temperatura de la paret (Pa·s)

Els coeficients a , b , c i d de l'expressió de Nusselt, venen donats per a diferents tipus d'agitadors i en funció dels diferents règims de circulació, tal i com es mostra en la Taula 20.

Taula 20: Coeficients de l'equació 44 per a diferents sistemes d'agitació (Fletcher, 1987).^[18]

Tipus d'agitador	Re	a	b	c	d
Turbina (A)	< 400	0,54	2/3	1/3	0,14
Turbina (B)	≥ 400	0,74	2/3	1/3	0,14
"Impeller" (vitrificat)	$2 \cdot 10^4 \leq Re \leq 2 \cdot 10^6$	0,33	2/3	1/3	0,14
Ancora	$30 \leq Re \leq 300$	1	0,5	1/3	0,14
Ancora	$300 \leq Re \leq 500$	0,38	2/3	1/3	0,14

- Re és el nombre de Reynolds (Re):

Atès la dificultat d'estimar el nombre de Reynolds del reactor, ja que depèn de la hidrodinàmica del fluid del seu interior i es requeririen mètodes de simulació com el CFD, s'ha pres un valor del rang mostrat en la Taula 21 referent a les estimacions de Fletcher, corresponent a l'ús d'un agitador "impeller" (vitrificat).



- Pr és el nombre de Prandtl:

$$Pr = \frac{Cp \cdot \mu_r}{\lambda_r} \quad (45)$$

On:

Cp = Calor específica (J kg⁻¹ K⁻¹)

μ_r = viscositat del fluid reactiu (Pa·s)

λ_r = Conductivitat tèrmica del medi reactant (W· m⁻¹ K⁻¹)

Càlcul del coeficient individual del fluid refrigerant - paret (he)

Per al càlcul del coeficient individual entre el fluid refrigerant i la paret, s'han utilitzat un mètode simplificat que consisteix en l'ús de les correlacions corresponents a un sistema de refrigeració extern constituït per una camisa simple, és a dir, un sistema d'injecció o circulació forçada.

- El règim de circulació es caracteritza pel nombre de Reynolds, aquest cop definit com es mostra en l'equació 9.

$$Re = \frac{d_{eq} \cdot v_w \cdot \rho}{\mu_w} \quad (46)$$

On:

d_{eq} = diàmetre equivalent (m)

v_w = velocitat del fluid a l'interior de la camisa (m/s)

ρ = densitat del fluid (kg/m³)

μ_w = viscositat del fluid refrigerant (Pa·s)

- El diàmetre equivalent ve donat per l'equació 47, on la nomenclatura utilitzada s'indica en la Figura 8.

$$d_{eq} = \frac{4 \cdot (\text{secció de pas del fluid})}{\text{perímetre humit}} = \frac{4 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (d_{ext}^2 - d_{int}^2)}{\pi \cdot (d_{int} + d_{ext})} = d_{ext} + d_{int} \quad (47)$$



- La velocitat del fluid (v_w) es descriu en l'equació 48, on Fr és el cabal volumètric de refrigerant.

$$v_w = \frac{Fr}{\frac{\pi}{4} \cdot (d_{ext}^2 - d_{int}^2)} \quad (48)$$

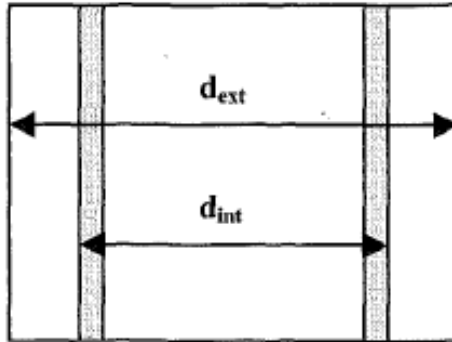


Figura 8: Esquema de les parets del reactor.

Aplicant aquestes equacions per a una camisa simple, s'obté un règim de circulació laminar.

- El coeficient individual de transmissió de calor (h_e) s'obté a partir de:

$$h_e = \frac{Nu \cdot \lambda_w}{d_{eq}} \quad (49)$$

On:

λ_w = coeficient de conductivitat tèrmica del fluid refrigerant ($W \cdot m^{-1} K^{-1}$)

Nu = Nombre de Nusselt (adimensional)

d_{eq} = diàmetre equivalent (m)

- El nombre de Nusselt (Nu) corresponent als casos on el nombre de Reynolds és molt petit ($Re < 200$) és preferible modelitzar la transferència de calor per convecció natural, i es calcula com:

$$Nu = 0,8 \cdot k' \cdot Pr^{0,33} \cdot Gr^{0,33} \quad (50)$$

On k' és el factor de correcció, el qual depèn del sentit de circulació del fluid en la camisa i, per aquest cas de disseny se li assigna un valor de $k'=0,15$.

- El nombre de Prandtl (Pr) en aquest cas es calcula com:

$$Pr = \frac{C_{Pw} \cdot \mu_w}{\lambda_w} \quad (51)$$

On:

C_{Pw} = Capacitat calorífica del fluid refrigerant (J/kg °C)

μ_w = viscositat del fluid refrigerant (Pa·s)

λ_w = Conductivitat tèrmica del fluid refrigerant (W·m⁻¹ K⁻¹)

- El nombre de Grashof (Gr) es calcula com:

$$Gr = \frac{d_{eq}^3 \cdot \rho \cdot g \cdot \beta \cdot |T_M - T_w|}{\mu_w^2} \quad (52)$$

On:

d_{eq} = diàmetre equivalent (m)

ρ = densitat de la massa reaccionant (kg/m³)

g = gravetat (m/s²)

β = coeficient d'expansió volumètrica de la paret (K⁻¹)

T_M = temperatura de la paret (K)

T_w = temperatura del fluid que circula per la camisa (K)

μ_w = viscositat del fluid refrigerant (Pa·s)

Càlcul del coeficient global

En la Taula 21 es mostren els resultats numèrics dels càlculs realitzats en aquest apartat amb l'objectiu de determinar el coeficient global de transmissió de calor del reactor.

**Taula 21:** Paràmetres calculats per a la determinació de U .

Gruix de la paret del reactor, x (mm)	3
Conductivitat tèrmica de la paret, k ($W m^{-1} K^{-1}$)	1,78
Coefficient individual medi reactiu – paret, h_i ($W m^{-2} K^{-1}$)	3329,5
Coefficient individual refrigerant – paret, h_e ($W m^{-2} K^{-1}$)	8840,4
Coefficient global de transmissió de calor, U ($kcal h^{-1} m^{-2} K^{-1}$)	411,65

3.5.3. Salt tèrmic i cabal de refrigerant requerit

Coneixent l'entalpia de reacció, calculada en l'apartat exterior, es calcula el cabal de calor alliberada per la reacció (Q_{TOTAL}):

$$Q_{TOTAL} = -\Delta H_r \cdot F_r \quad (53)$$

Substituint les dades conegudes:

$$Q_{TOTAL} = -\left(-919,63 \frac{kJ}{mol}\right) \cdot 51,64 \frac{kmol}{h} \cdot \frac{1000 mol}{1 kmol} \cdot \frac{0,24 kcal}{1 kJ} = 11,397 \cdot 10^6 \frac{kcal}{h}$$

El cabal de calor emès per cada reactor, s'obté dividint aquest cabal entre 4, obtenint $Q_r = 1,588 \cdot 10^6 kcal/h$.

Un cop conegut el cabal de calor que emetrà cada reactor, es pot aïllar el salt tèrmic del refrigerant que es requerirà mitjançant l'equació 54, on Q_r és el cabal de calor que es s'ha d'eliminar del sistema de reacció ($kcal h^{-1}$), C_p és la calor específica de l'aigua ($kcal kg^{-1} ^\circ C^{-1}$), W és el cabal màssic màxim que suporta el reactor ($kg h^{-1}$).

$$Q_r = C_p \cdot W \cdot (T_2 - T_1) \quad (54)$$

El salt tèrmic requerit és de $24^\circ C$, essent la temperatura d'entrada del refrigerant de $25^\circ C$ i la temperatura de sortida de $49^\circ C$.

Tenint en compte l'àrea de bescanvi nominal del model de reactor triada i l'àrea de bescanvi afegida en els bafles (veure apartat del Disseny del reactor), es disposa d'una àrea de bescanvi total de cada reactor de $A_r = 91,80 m^2$. Amb l'equació 18 es calcula el cabal de calor que absorbirà el refrigerant.

$$P = U \cdot A_r \cdot \Delta T_{ml} \quad (55)$$



On ΔT_{ml} es calcula a partir de l'equació 56, on T_1 és la temperatura d'entrada de l'agent refrigerant, T_2 la temperatura de sortida de l'agent refrigerant i T_r és la temperatura d'operació del reactor.

$$\Delta T_{ml} = \frac{T_1 - T_2}{\ln\left(\frac{T_1 - T_r}{T_2 - T_r}\right)} \quad (56)$$

El cabal d'aigua que caldrà afegir a cada reactor per tal de retirar tota la calor generada és de es calcula amb l'equació 57, on P és el cabal de calor generada en un reactor (J/s), m és el cabal màssic de refrigerant (kg/s), C_p correspon a la calor específica de l'aigua (J/kg·K) i ΔT és el salt tèrmic del refrigerant (K), obtenint un valor de 66,6 m³/h d'aigua.

$$P = m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (57)$$

3.6. Disseny del reactor

3.6.1. Agitació

Per tal de dissenyar un bon agitador s'han de tenir en compte quatre paràmetres fonamentals que són la potència de l'agitador, el cabal de descàrrega, el temps de mescla i el radi d'acció.

En quant a la potència de reactor el que s'indica és la capacitat de girar i de tenir una bona mescla tractant una quantitat determinada de producte per arribar a les condicions que s'han dissenyat en el reactor.

El cabal de descàrrega es refereix a la quantitat de volum (o cabal) que pot homogeneïtzar de manera perfecta l'agitador.

El temps de mescla fa referència a un temps necessari perquè s'homogeneïtzi completament tot el reactor.

El radi d'acció és la zona del voltant on tindrà efecte l'agitador escollit per tal d'arribar a unes bones condicions de mescla i que no hi hagi gradients de temperatura per exemple.



Segons el tipus d'agitador escollit es tindrà *radial flow* o *axial flow*, que consisteix en la direcció amb la qual girarà l'agitador per mesclat el nostre producte cap a un lloc o cap a un altre. En aquest cas s'ha escollit *radial flow* perquè és el més adient per les condicions de treball d'aquest reactor. A més aquest flux radial és més versàtil i també més ràpid.

Encara que la relació del diàmetre del agitador i del reactor és inferior a 2 s'ha escollit que hi hagin 2 agitadors degut a que és un reactor bifàsic i és una necessitat molt important que hi hagi una bona mescla dins per tal d'arribar a una transferència de matèria el més elevada possible.

S'ha escollit un agitador de tipus sis plaques planes de 90° perquè s'ha considerat que és l'agitador més òptim per aquest reactor a més que en quant a preu al mercat i relació qualitat/preu és un dels millors que avui dia es pot trobar a la indústria. Aquest tipus d'agitador s'adapta perfectament a reactors bifàsics gas/líquid, en la dispersió i l'homogeneïtzació del producte i l'únic desavantatge que té és que no encaixa en sistemes on es cristal·litza però no hi ha cap problema perquè a la temperatura d'operació del reactor dissenyat no hi té lloc.

Per tal de dissenyar les característiques del agitador s'han partit de 2 suposicions fonamentals per tal de dur a terme la resta de càlculs. La primera suposició és que el diàmetre de l'agitador és un 41% del diàmetre del reactor i la segona suposició és que l'alçada de l'agitador és igual que el diàmetre del reactor. També s'ha fet la suposició del nombre de Reynolds d'un valor de $2 \cdot 10^6$.

Es calculen la velocitat de l'agitador gràcies al nombre de Reynolds i l'equació 58:

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot Da^2}{\mu} = \frac{997 \frac{kg}{m^3} \cdot N \cdot 1,5}{0,001 \frac{Pa \cdot s}}{s} = 2 \cdot 10^6 \quad (58)$$

Així que obtenim un valor de la velocitat de l'agitador de 0,89 revolucions per segons i s'ajusta perquè arribi a un valor de 1 rps gràcies al sobre dimensionament.

Per calcular la potència de l'agitador es fa amb la següent fórmula i els valors que ja es tenien d'abans:

$$P = Np \cdot (\rho \cdot N^3 \cdot Da^5) = 4 \cdot \left(997 \frac{kg}{m^3} \cdot 1^3 \text{ rps} \cdot 1,5^5 m \right) = 30283 \text{ Watts} \quad (59)$$

El nombre de potència té un valor de 4, el qual ha sigut extret de la gràfica que es mostra en la Figura 9, mitjançant el nombre de Reynolds conegut i el tipus d'agitador amb el qual es treballa.

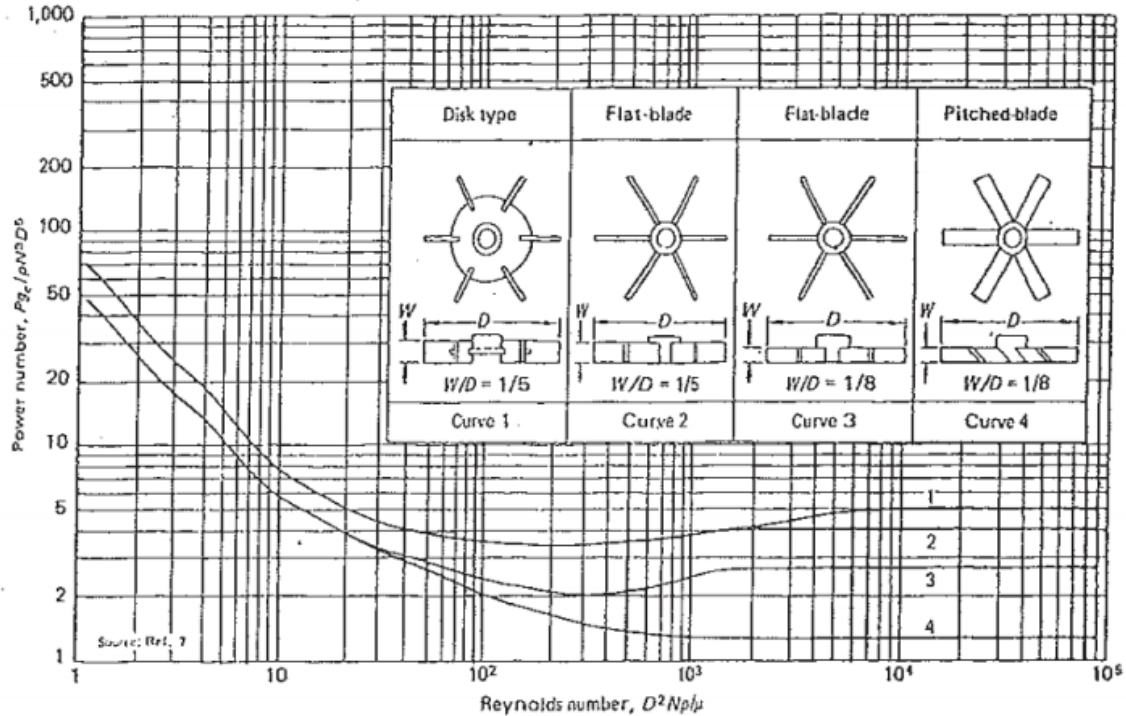


Figura 9: Relació nombre Reynolds i nombre de potència de l'agitador.

S'ha de realitzar una correcció perquè s'està treballant amb un sistema bifàsic, per tant la potència real de l'agitador seria:

$$P_{real} = 0,55 \cdot P = 0,55 \cdot 30283 = 17000 \text{ Watts}$$

El següent paràmetre a calcular és el nombre de bombolleig que es calcula a partir de l'equació 60:

$$Nb = K' \cdot N \cdot Da^3 = 3 \cdot 1 \text{ rps} \cdot 1,5^3 \text{ m} = 10,12 \quad (60)$$

On K' és un valor determinat per la turbina, on s'ha escollit un valor típic de 3, per la turbina que s'utilitza en aquest cas amb una relació diàmetre de l'agitador / diàmetre del reactor de 0,41.

Es calcula el radi d'acció de l'agitador escollit gràcies a l'equació 61:

$$Ra = 9 \cdot 10^{-3} \cdot \sqrt{\frac{P}{\mu}} = 9 \cdot 10^{-3} \cdot \sqrt{\frac{17000 \text{ Watts}}{0,001 \text{ Pa}\cdot\text{s}}} = 36,7 \text{ m} \quad (61)$$



Com es pot observar el radi d'acció d'aquest agitador és major que el radi del reactor on estarà operant i per això es sap que l'agitador estarà perfectament sobrat per realitzar la tasca de mescla que se li ha assignat.

En quant a cabal de descàrrega que pot tractar l'agitador es calcula gràcies a l'equació 25 i així amb aquesta dada es pot estimar una quantitat de volum.

$$Q = NQ \cdot N \cdot Da^3 = 0,79 \cdot 1 \text{ rps} \cdot 1,5^3 \text{ m} = 2,66 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \quad (62)$$

El temps de mescla, temps necessari per homogeneïtzar el volum del reactor, s'estima gràcies a l'equació 63:

$$tm = \frac{Ntm \cdot V}{N \cdot Da^2} = \frac{40 \cdot 40 \text{ m}^3}{2 \text{ rps} \cdot 1,5^2 \text{ m}} = 711 \text{ segons} = 11,85 \text{ minuts} \quad (63)$$

Gràcies a aquest paràmetre es pot saber que l'agitador escollit està perfectament capacitat per agitar i arribar a la mescla que es necessita en el procés de la producció d'àcid oxàlic.

A la següent taula es poden observar els paràmetres claus que s'han utilitzat pel disseny de l'agitador d'aquest sistema, que es un agitador de 6 plaques planes verticals.

Taula 22: Paràmetres claus del disseny de l'agitador.

Potència (Watt)	17000
Cabal de descàrrega (m ³ /s)	2,66
Radi d'acció (m)	36
Temps de mescla (min)	12

3.6.2. Difusors

Com ja s'ha comentat abans, els reactors d'aquesta planta seran bifàsics perquè es necessita una entrada d'oxigen en forma de gas per tal de que la reacció i la producció de l'àcid oxàlic es dugui a terme en unes bones condicions.

S'introduirà el gas dins del reactor mitjançant un sistema de bombolleig situat per sota de l'agitador gràcies als difusors instal·lats. D'aquesta manera, l'agitador trenca les bombolles de gas d'una forma idònia, per maximitzar la barreja al reactor i així



aconseguir una transferència de matèria de la fase gas a la líquida de manera correcta perquè s'aconsegueixi maximitzar les capacitats del reactor. El sistema de bombolleig tindrà forma d'anell, amb un diàmetre igual a el de l'agitador aproximadament.

A continuació es decidirà el diàmetre dels orificis i la distància entre ells entre altres propietats de sistema.

La mesura de les bombolles dependrà de l'orifici, les propietats dels fluids i la rapidesa amb la que es mou el fluid i el gas. Es pot considerar que les bombolles no són uniformes, i per tant s'utilitzarà l'equació 64 per determinar el diàmetre de la bombolla.

$$Re = \frac{4 \cdot w_0}{\pi \cdot d_0 \cdot \mu} \quad (64)$$

On:

w_0 Flux màssic = 0,25 kg/s

d_0 Diàmetre de l'orifici = 0,003 m

μ Viscositat = 0,0058 kg/m·s

S'ha establert aquest valor de diàmetre de l'orifici perquè segons la bibliografia i el tipus de difusor amb el que treballa aquest reactor és el valor més correcte per aquesta operació. Obtenim un valor del Reynolds de 18293.

Per calcular el diàmetre de les bombolles s'utilitza l'equació 65:

$$dp = 0,007 \cdot Re^{-0.05} = 4,28 \cdot 10^{-3} m = 4,28 \text{ mm} \quad (65)$$

Per calcular el nombre de forats que tindrà el difusor s'utilitza l'equació 66:

$$n = \frac{Qg}{A_{forats} \cdot Vel \text{ Típica}} = \frac{636 \frac{m^3}{h} \cdot \frac{1h}{3600s}}{1,44 \cdot 10^{-5} m^2 \cdot 0,03 \frac{m}{s}} = 368 \quad (66)$$

Abans s'haurà d'haver calculat l'àrea dels forats del difusor gràcies a la següent operació:

$$A_{forats} = \frac{\pi}{4} \cdot d^2 = \frac{\pi}{4} \cdot (4,28 \cdot 10^{-3})^2 = 1,44 \cdot 10^{-5} m^2$$

Existeixen diferents tipus de difusors, tal i com es mostra en la Figura 10.

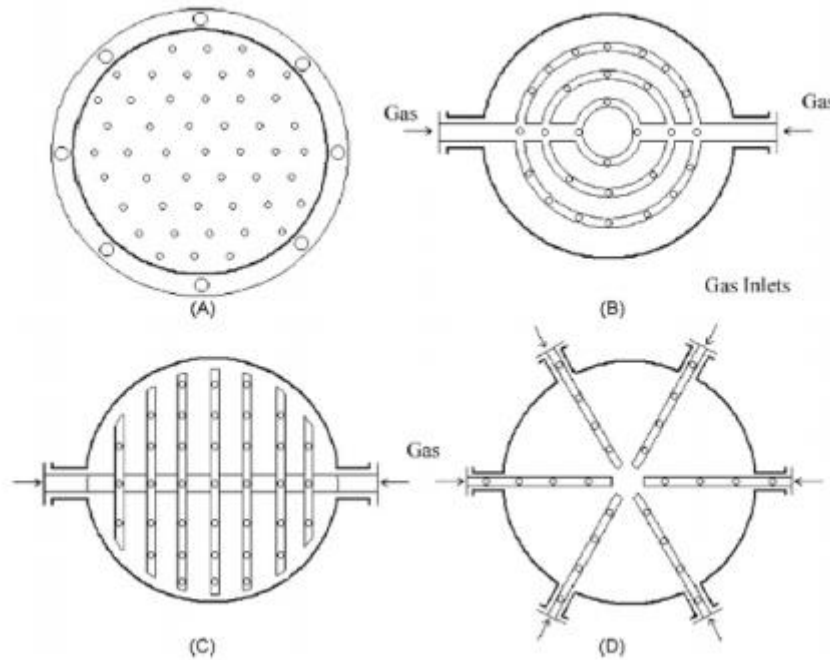


Figura 10: Models de difusors. (A) Tipus plat; (B) Tipus plat múltiple; (C) Tipus aranya; (D) Tipus tubular.

Per al present disseny s'escull el primer tipus de difusor que és de tipus plat, ja que aquest és el que permetrà aconseguir una bona eficiència de treball, la mesura de les bombolles que es necessita i tots els paràmetres que han estat calculats prèviament.

Tot i que no és el difusor més sofisticat i més car, fa molt bé la seva funció de airejar i en quant a relació qualitat/preu és el que s'ha considerat més indicat d'entre els models que es poden trobar al mercat industrial avui dia. Aquest tipus de difusor també ajudarà a tenir la menor pèrdua de càrrega possible per treballar en unes condicions idònies. També s'ha tingut en compte que no es produís el fenomen *weeping*, que consisteix en la formació de petites gotes de líquid que puguin entrar en els forats del difusor degut a una mala praxis i que això dificulti la transferència de matèria i la operació del procés. El *weeping* també es pot entendre com el fet que el líquid de la columna d'aigua entra dins del difusor causa de el pes de la columna d'aigua que és superior a la força que pot exercir el difusor de gas.



Es calcula gràcies a l'equació 67 la velocitat mínima a la que té que circular el gas perquè no hi tingui lloc aquest fenomen *weeping*.

$$v_{crit} = 1.25 \cdot \sqrt{\left(\frac{(\rho_L - \rho_G) \cdot g \cdot d_0}{\rho_G}\right) \cdot 0.44 \cdot \left(\frac{L}{d_0}\right)^{-0.12} \cdot \left(\frac{\Delta x}{d_0}\right)^{-0.45} \cdot \left(\frac{H_{TL}}{d_0}\right)^{0.67}} \quad (67)$$

Així s'obté un valor de velocitat crítica de 1,75 m/s. Per tant com el gas circularà a una velocitat bastant superior a aquest valor, en el reactor i difusors no hi haurà cap tipus de problema.

S'ha estimat que el millor disseny dels difusors es que estiguin en la part inferior del reactor perquè d'aquesta manera hi haurà una major facilitat en arribar a la hidrodinàmica i transferència de matèria que és necessita pel procés.

Gràcies a aquests paràmetres i al tipus de difusors escollits s'aconseguirà la hidrodinàmica i l'àrea interfacial específica (àrea superficial de les bombolles per unitat de volum de dispersió gas-líquid) correcta per tenir la transferència de matèria necessària per dur a terme la producció d'àcid oxàlic.

3.6.3. Bafles

Per tal de complir amb els requeriments d'àrea de bescanvi de calor en el balanç d'energia, és necessari afegir 36 m² d'àrea de bescanvi auxiliar. S'ha optat d'instal·lar a cada reactor 8 bafles del model AE1000 de la marca De Dietrich^[14], on l'àrea nominal de cada bafle és de 4,80 m², afegint un total de 38 m², sobredimensionant l'àrea de bescanvi per a que existeixi un marge d'error.

El motiu principal pel que s'han instal·lat bafles enlloc de triar un model de reactor amb més volum i per tant més àrea de bescanvi nominal ha estat, d'una banda, perquè aquest model de bafles permeten fer-hi circular cabal de refrigerant en el seu interior, no havent d'augmentar el volum del reactor i per tant contribuint a un estalvi econòmic i, d'altra banda, millorant la hidrodinàmica del reactor al generar moviments més turbulents al seu interior i, per tant, contribuint a la millora de la homogeneïtzació de la mescla.

3.6.4. Càlcul del gruix

El disseny del grossor de la paret del reactor s'ha fet mitjançant el codi ASME tenint en compte que les condicions d'operació del reactor es troben a pressió atmosfèrica.

Primer s'ha de definir la pressió hidrostàtica gràcies a l'equació 68, que és la pressió que pot arribar a provocar el pes del fluid en el reactor.

$$\Delta P = \rho \cdot g \cdot h = 997 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 5,8 \text{ m} = 56669,48 \text{ Pa} = 0,57 \text{ bars} \quad (68)$$

Després s'ha de calcular la pressió de disseny del reactor mitjançant l'equació 69, que consisteix en la pressió hidrostàtica i la pressió d'operació.

$$P = \Delta P + P_{operació} + 0,5 = 2,07 \text{ bars} \quad (69)$$

Una vegada es tenen aquests paràmetres i altres que són fixes segons el material o els fluids tractats, ja es pot fer el càlcul directe del gruix que haurà de tenir la paret del reactor dissenyat amb l'equació 70.

$$t_{cilindre} = \frac{P \cdot r}{S \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \quad (70)$$
$$= \frac{2,07 \text{ bars} \cdot 1200 \text{ mm}}{1296,21 \text{ bars} \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 2,07 \text{ bars}} + 1 \text{ mm} = 3 \text{ mm}$$

On r és el radi del reactor, S és l'esforç màxim admissible que està definit segons el tipus de material que s'ha utilitzat per dissenyar el reactor, E l'eficiència de la soldadura que és un paràmetre definit i estàndard, i C que consisteix en un sobre gruix per corrosió, en aquest cas no ha de ser gaire cosa perquè tot i que el reactor tractarà amb àcid sulfúric i nítric aquests estaran tant diluïts que pràcticament no tindran aquest efecte de corrosió.

Segons el codi ASME i els balanços fets, s'arriba a dissenyar el reactor de la planta industrial amb un gruix de 3 mm.

3.6.5. Sistema de refrigeració de mitja canya

És molt important la refrigeració del reactor perquè s'ha de mantenir la temperatura constant a 80°C per tal de que la reacció sigui satisfactòria i es produeixi la producció d'àcid oxàlic desitjada.



A partir dels balanços exposats anteriorment, el càlcul del cabal de refrigeració, el càlcul de l'energia exotèrmica i el càlcul del coeficient de transmissió de calor U , es pot dissenyar la camisa de mitja canya necessària perquè el reactor treballi a la temperatura idònia.

S'ha triat el tipus de camisa de mitja canya perquè, a part que es considera un disseny apropiat degut als requeriments energètics i les dimensions del reactor de treball, és el disseny de catàleg que ve preestablert en el model de reactor triat.

Es pren una velocitat típica perquè el refrigerant circuli per la camisa de 4 ft/s que equivaldrien a uns 4390,24 m/h.

Es calcula l'àrea de pas de la camisa i el seu radi:

$$A_{pas} = \frac{Ql}{vel. típica} = \frac{63,1 \frac{m^3}{h}}{4390,24 \frac{m}{s}} = 0,014 m^2$$

$$Radi = \sqrt{\frac{A \cdot 2}{\pi}} = \sqrt{\frac{0,016 m^2 \cdot 2}{\pi}} = 0,095 m$$

Per saber el diàmetre que tindrà la nostra camisa es multiplica el radi per 2 i s'obté que la mitja canya tindrà un diàmetre de 0,19 metres.

Es calcula la longitud de la camisa i la longitud que haurà de tenir una volta del serpentí que envoli el reactor.

$$Longitud de la camissa = \frac{\text{Àrea camissa}}{dt} = \frac{87 m^2}{0,19 m} = 454,62 m$$

$$Longitud d'una volta = 2 \cdot \pi \cdot radi reactor = 2 \cdot \pi \cdot 1,2 m = 10,68 m$$

També es necessitarà conèixer el nombre de voltes que ha de tenir la camisa de mitja canya, el seu gruix i la separació que ha de tenir una volta de la mitja canya amb l'altra.

$$N voltes = \frac{longitud camissa}{longitud 1 volta} = \frac{454,62 m}{10,68 m} = 43 voltes$$

$$Gruix = dt + 2 \cdot Gruix canonada = 0,19 + 2 \cdot 0,005 = 0,20 m$$

$$\text{Separació entre voltes} = \frac{H_{\text{reactor}} - N_{\text{voltes}} \cdot \text{Gruix}}{N_{\text{voltes}}} = 0,025 \text{ m}$$

Com que és una reacció exotèrmica i s'ha de mantenir una temperatura de 80 °C amb un gran requeriment energètic, és per això que el serpentí de la camisa de mitja canya és gran i hi ha poca separació entre les voltes per tal de que hi hagi una refrigeració òptima.

3.7. Simulació en Matlab

Per tal de saber el comportament a l'interior del reactor s'ha decidit fer una simulació amb l'eina informàtica Matlab. Aquesta simulació s'ha programat amb el codi corresponent al d'un reactor bifàsic on tenen lloc dues fases, una gas i una altre líquida. S'han introduït els balanços que han estat calculats prèviament i també les dades de la patent US3678107. Una vegada es tenien tant les entrades com les sortides dels cabals al reactor es passa a dissenyar els paràmetres claus d'operació com poden ser els coeficients de transferència de matèria per les dues fases, l'àrea interfacial, el gruix de la pel·lícula entre les dues fases o el *hold up*.

També s'ha fet un treball de recerca per tal de trobar les característiques dels components que hi participen en les reaccions químiques com les seves difusivitats. Una vegada es tenen clars tots els balanços del reactor i el paràmetres clau d'aquest mateix, es passa a fer diverses simulacions dels perfils de concentracions dels components a dins del reactor, aquests paràmetres s'hauran d'anar ajustant i fent proves de simulacions per tal d'arribar a l'objectiu de la patent que és obtenir una conversió del 80%.

Després de realitzar diverses simulacions amb les condicions calculades a partir del ràtio de la patent, cal destacar que s'ha assolit un nivell de conversió inferior al que s'indicava en les patents en qüestió, assolint finalment un valor del 73% de conversió.

En la Figura 11 es poden observar els perfils dels components al llarg de tot els temps de simulació que ha tingut lloc al reactor dissenyat.

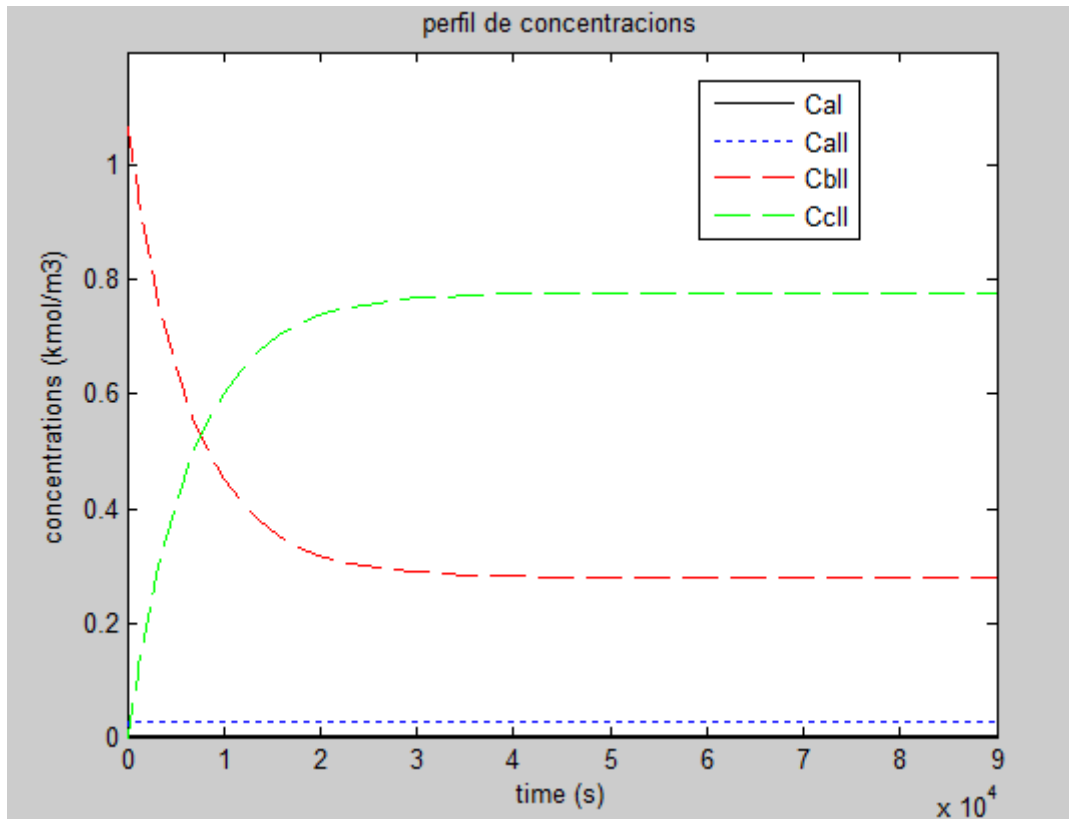


Figura 11: Perfil de concentracions simulades en Matlab.

Cal fa referència a la concentració de l'oxigen en la fase gas, *Call* en la fase líquida, *CbII* fa referència a la concentració de l'etilenglicol en la fase líquida i *CcII* a la concentració de l'àcid oxàlic també en la fase líquida.

Com es pot observar en la Figura 11, es pot analitzar que hi ha una transferència de la fase gas a la líquida molt bona ja que la concentració d'oxigen en el gas és pràcticament nul·la i en la líquida també és molt baixa com a conseqüència de que la majoria de l'oxigen està reaccionant per tal de donar àcid oxàlic. Per tant es pot concloure amb que la transferència a través de la pel·lícula gas/líquid és pràcticament total.

En quant a la concentració d'etilenglicol es pot veure clarament com aquesta disminueix en el temps fins que arriba a un valor constant com a conseqüència de que s'ha arribat a l'estat estacionari dins del reactor. Aquesta disminució ve provocada de que l'etilenglicol està reaccionant per tal de produir l'àcid oxàlic que és l'objectiu del procés, arriba fins a uns valors de concentració de 0,29 kmol/m³ aproximadament.



Per l'àcid oxàlic es pot observar com va augmentant la seva concentració fins arribar a l'estat estacionari, aquest augment a mesura que també ho fa el temps indica que la reacció està tenint lloc de manera satisfactòria. Fins arribar a uns valors de concentració de $0,79 \text{ kmol/m}^3$ aproximadament.

Una vegada feta aquesta simulació s'arriba a una conversió del 73% de la reacció.

Destacar que no s'ha representat la concentració de l'aigua perquè aquesta està en una gran quantitat en el reactor i això distorsionaria tota la figura i no es podrien apreciar correctament les concentracions dels altres components de la reacció.

En la Taula 23 es poden observar tots el paràmetres utilitzats pel disseny del reactor i tota la seva caracterització, aquests paràmetres definiran la transferència de matèria que hi ha dins, la hidrodinàmica, etc.

Taula 23: Paràmetres del reactor utilitzats per la simulació.

Coeficient fase gas, k_{AI} (m/s)	0,025
Coeficient fase líquida, k_{AII} (m/s)	$2,5 \cdot 10^{-4}$
Àrea interfacial, a (m^2/m^3)	2000
Gas hold-up, e_I (m^3/m^3)	0,2
Liquid hold-up, e_{II} (m^3/m^3)	0,8
Volum del reactor, V_r (m^3)	40
Temps de simulació (h)	25
Gruix de la pel·lícula, delta (m)	$4 \cdot 10^{-6}$
Constant de Henry, H	0,0013
Temperatura, T ($^{\circ}\text{C}$)	80
Pressió, P (atm)	1
Constant cinètica, k (s^{-1})	0,15
Ordre de la reacció	2



4. Evaporadors

Per a dur a terme el procés de cristal·lització, és a dir, la formació de cristalls del nostre producte en qüestió, en primer lloc es dur a terme una primera fase de concentració al buit de l'àcid oxàlic el qual s'utilitzen dos separadors de gasos en paral·lel, en els quals els dos primers eliminen completament l'àcid nítric de la solució en forma de vapor per concentrar la solució i seguidament en els dos darrers concentradors en paral·lel s'elimina gran part d'aigua per després poder separar doncs els corresponents cristalls en les etapes de centrifugació mitjançant el refredament de la solució en els precipitadors corresponents.

Per fer-ho, el que es fa és escalfar la solució fins a 90 graus amb un intercanviador fent bullir l'àcid nítric el qual té un punt d'ebullició de 83 provocant que s'elimini completament de la solució que surt per dalt del separador en forma de gas. La resta de components de la solució tenen punts d'ebullició més grans amb la qual cosa no es veuen afectats.

Seguidament doncs, un cop eliminat l'àcid nítric no desitjat, s'arriba als següents dos evaporadors els quals la solució s'escalfa amb un intercanviador fins a 105 graus per eliminar part d'aigua de la solució la qual té un cabal molt gran. Seguidament doncs, aquests cabals de vapor eliminats en els evaporadors són enviats a una columna de destil·lació on seran tractats i es podran recircular cap al procés o sinó enviar-la a la EDAR per a ser tractats.

Per tant, a partir d'aquest procediment d'evaporació es va concentrant la solució dins del separador. Aquest procediment és una espècie de cristal·lització en continu.

En aquest cas doncs s'utilitza un concentrador quan el producte és soluble en el dissolvent que es tingui i es pot realitzar aquí ja que el producte és soluble en aigua.

Per a dur-se a terme, s'alimenta la solució diluïda al concentrador mitjançant la regulació amb una vàlvula de control de nivell on una bomba centrífuga impulsa la solució la qual es va concentrant a dins del separador (concentrador).

Per tant, s'elimina tot el nítric i part de l'aigua de la solució per concentrar la solució i després poder separar doncs els cristalls.



Inicialment tenim un 70% de líquids i 30% de sòlids així que es va concentrant sempre i quan segueixi sent pràcticament líquid (serà un líquid viscos, semblant a una pasta) però que a través de la bomba pot circular.

Al fer el buit amb aigua tindrem el producte de sortida a una temperatura de 70 graus abans d'entrar als precipitadors corresponents.

Mirant les dades de solubilitat de l'àcid oxàlic a 70 graus doncs tindrà una solubilitat de uns 80 grams per litre la solució.

A menys aigua i més temperatura es concentrarà molt més l'àcid oxàlic. Llavors al fer el refredament precipitarà molta més quantitat de producte ja que es trobarà molt més concentrat.

A continuació s'adjunta l'esquema del concentrador al buit utilitzat.

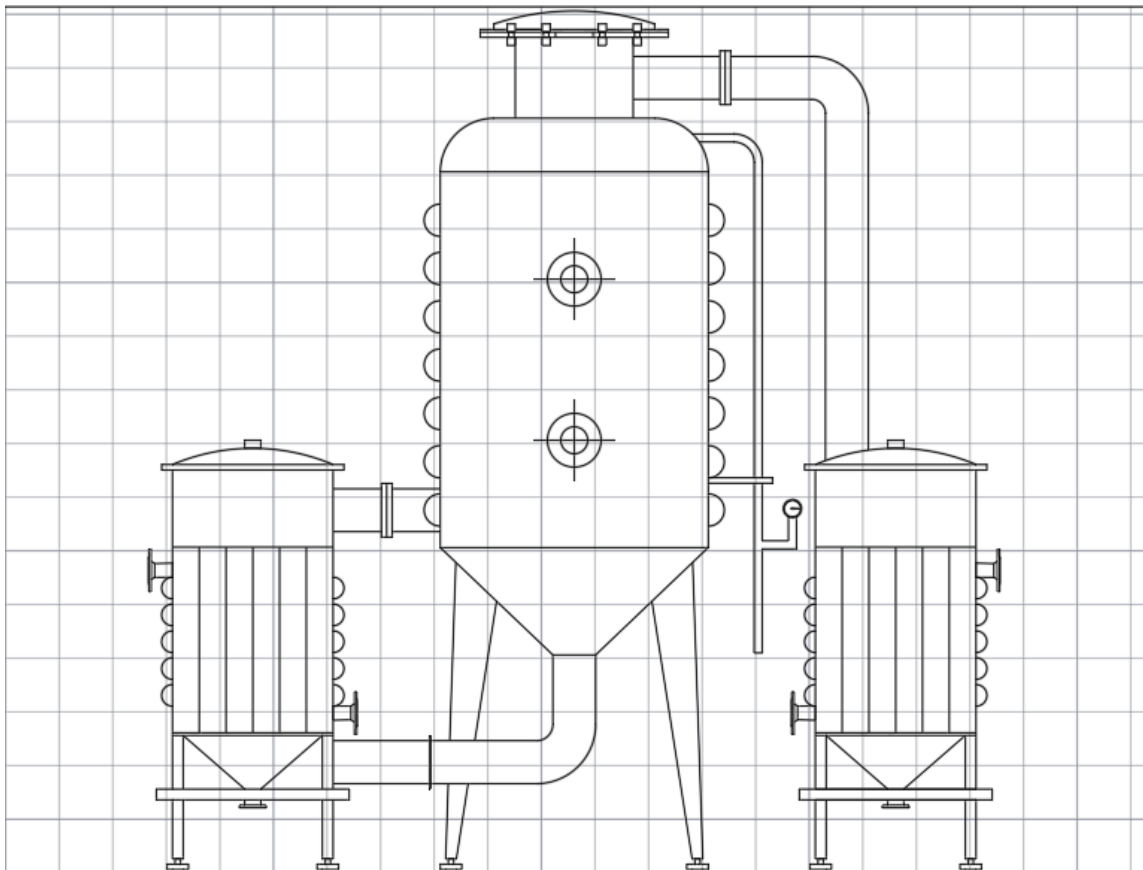


Figura 12: Concentradors al buit de la nostra planta.



Per tant doncs, s'ha trobat necessari utilitzar en primer lloc dos concentradors en paral·lel per a eliminar tot l'àcid nítric existent i seguidament dos concentradors més en paral·lel per eliminar gran part de l'aigua de la solució ja que la quantitat d'aigua que hi ha a la solució és molt gran.

Es treballa amb 2 concentradors de capacitat d'evaporació de 10000 kg/h per eliminar l'àcid nítric i seguidament 2 concentradors en paral·lel de capacitat de 5000 kg/h per eliminar part de l'aigua en forma de vapor de la solució. Per tant, segons la taula a continuació s'utilitza el model WZ-5000 i WZ-10000.



OxBee

Taula 24: Paràmetres tecnològics dels concentradors de buit utilitzats.

Articles de Model	WZ-300	WZ-500	WZ-1000	WZ-2000	WZ-3000	WZ-5000	WZ-10000
Capacitat d'Evaporació (Kg/h)	300	500	1000	2000	3000	5000	10000
Cost de Vapor (Kg/h)	330	550	1100	2200	3300	5500	11000
Pressió de Vapor (MPa)	0,1						
Grau al buit (MPa)	0,06 - 0,08						
Àrea de Calor (m ²)	4,5	7	14	28	56	70	110

Per a calcular doncs els cabals molars i màssics s'ha tingut en compte les capacitats d'evaporació de 10000 kg/h i 5000 kg/h i s'ha calculat tenint en compte la bifurcació del corrent per a l'entrada dels dos concentradors en qüestió.

A continuació s'adjunten les taules amb les característiques dels corrents de cada concentrador.



OxBee

Taula 25: Característiques dels corrents corresponents als concentradors.

Corrents	Sortida Nítric Concentradors 1 i 2 en Paral·lel (10a i 10b)	Sortida Nítric Vapors Concentradors 1 i 2 en Paral·lel (16a i 16b)	Sortida Aigua Concentradors 3 i 4 en Paral·lel (11a i 11b)	Sortida Aigua Vapors Concentradors 3 i 4 en Paral·lel (19a i 19b)
Estat del corrent	L	G	L	G
Temperatura (°C)	70	90	70	105
Pressió (kPa)	100	150	100	150
Cabal molar (Kmol/h)	520,74	181,35	243,20	277,5
Cabal màssic (kg/h)	16820,09	10408,17	11820,09	5000
Cabal volumètric (m³/h)	30,94	6,89	25,92	5,015



OxBee

Taula 26: Característiques de les composicions en els concentradors.

Composicions	Sortida Nítric Concentradors 1 i 2 en Paral·lel (10a i 10b)	Sortida Nítric Vapors Concentradors 1 i 2 en Paral·lel (16a i 16b)	Sortida Aigua Concentradors 3 i 4 en Paral·lel (11a i 11b)	Sortida Aigua Vapors Concentradors 3 i 4 en Paral·lel (19a i 19b)
Aigua	0,827	0,125	0,629	1
Etilenglicol	0,013	0	0,027	0
Àcid Nítric	0	0,875	0	0
Àcid Sulfúric	0,125	0	0,268	0
Oxigen	0,001	0	0,003	0
Àcid Oxàlic	0,034	0	0,073	0

5. Precipitadors

Per tractar l'àcid oxàlic i el corrent que surt dels evaporadors s'ha dissenyat un sistema de dos precipitadors per així poder treballar en un sistema semi-*batch* intentant simular el que seria un procés en continu, ja que primer es carrega un i treballa durant un cert temps, una vegada ja s'ha dut a terme aquesta precipitació i es tenen els cristalls d'àcid oxàlic, es descarrega aquest sistema i es neteja perquè pugui estar operatiu pel següent procés. Llavors mentre que aquest està sent descarregat i tractat, es treballaria amb l'altre precipitador per tal de no aturar mai la producció que està tenint lloc a la planta química.

El corrent a tractar està a 70 °C i es vol fer la precipitació per refredament a 17,5 °C ja que en aquest punt l'àcid oxàlic es pot considerar que no es força soluble i s'aconseguirà l'objectiu inicial d'assolir una bona quantitat de cristalls d'àcid oxàlic.

5.1. Dimensionament

El dimensionament del precipitador s'ha basat principalment en el caudal volumètric que ha de tractar i el temps de residència del fluid dins de l'equip, s'ha utilitzat l'equació 71 per tal de trobar el volum del precipitador.

$$V = F \cdot \tau = 25,9 \frac{m^3}{h} \cdot 4h = 103,6 m^3 \quad (71)$$

Una vegada ja es té el volum del precipitador es farà un dimensionament suposant que aquest té forma cilíndrica i estarà format per un capçal amb un cos d'acer inoxidable 316L perquè és un material que encaixa amb tots els compostos que hi haurà a l'equip i a més aguanta corrosions i al mercat en relació qualitat/preu és una de les millors inversions a fer. També aquest precipitador tindrà un sistema de refrigeració de mitja canya per assolir la temperatura indicada i portar a terme una precipitació correcta i un agitador per tal de fer bona mescla i ajudar a la descàrrega del producte quan sigui necessari.

5.2. Disseny mecànic

Pel disseny mecànic dels precipitadors s'utilitza la normativa ASME tenint en compte el material de fabricació i les condicions d'operació establertes.

- **Temperatura:** el sistema haurà de passar d'una temperatura inicial del corrent de 70 °C a uns 17.5 °C perquè es porti a terme la cristallització del producte. Aquesta temperatura de disseny es sobredimensiona per tal de que s'hi tingues lloc qualsevol error en el control o una errada en la producció aquest tanc pugui suportar les condicions sense cap problema.
- **Pressió hidrostàtica:** és la pressió que exerceix el fluid en repòs sobre el sistema dimensionat.

$$\Delta P = \rho \cdot g \cdot h \quad (72)$$

- **Pressió d'operació:** és la pressió a la qual està dissenyat el procés per treballar i dur a terme la precipitació.
- **Pressió de disseny:** té en compte les dos pressions anteriors amb un sobredimensionament per les mateixes raons que la temperatura.
- **Factor de soldadura:** és un factor de reducció que s'introdueix per les possibles debilitacions que poden patir les zones d'unió de la soldadura. El valor típic és 0,85.
- **Factor de corrosió (C):** Segons els valors establerts el factor de corrosió ha de prendre un valor entre 1 i 6 mm, s'ha pres un valor de 2 mm.
- **Factor M:** és un paràmetre que depèn de L i r a més dels fons escollit pel tanc. El fons escollit és el Korbogen de l'empresa Fondeyur. [7]

$$L = 0,8 \cdot D \quad (73)$$

$$r = 0,154 \cdot D \quad (74)$$

$$M = \frac{1}{4} \cdot \left(3 + \sqrt{\frac{L}{r}} \right) \quad (75)$$

Pel disseny del cos s'ha fet la suposició de que la relació entre alçada i diàmetre és igual a 1,5 i a partir d'aquesta suposició és dimensiona la part del cos del precipitador, els valors es podran veure a la taula 27.

El diàmetre ha sigut calculat a partir del volum del sistema.

$$D = \sqrt[3]{\frac{V}{\frac{\pi}{4 \cdot 1.5}}} \quad (76)$$

Per calcular el gruix de la paret s'ha calculat segons el codi ASME i l'equació 77 que es pot observar a continuació:

$$e = \frac{Pd \cdot R}{S \cdot E - 0.6 \cdot Pd} + C \quad (77)$$

Finalment el pes del cost s'ha calculat gràcies a l'equació 78.

$$Pes = H \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D_{ext} - D_{int}) \cdot e \cdot \rho_{acer} \quad (78)$$

Pel disseny del capçal s'agafen les mateixes mesures del diàmetre que les del cos del precipitador. Per tal de calcular l'alçada d'aquest sistema que es un fons Korbboegen s'utilitza l'equació 79.

$$H_{capçal} = 0.255 \cdot D - 0.635 \cdot e_{capçal} + 3 \cdot e_{capçal} + e_{capçal} \quad (80)$$

On el gruix del capçal ha estat calculat per l'equació 81:

$$e_{capçal} = \frac{Pd \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0.3 \cdot Pd} + C \quad (81)$$

Finalment es calcula el pes del capçal amb l'equació 82 per tal de poder també saber el pes de tot el sistema quan aquest estigui buit i així poder ubicar-lo perfectament a la planta química.

$$Pes = H \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D_{ext} - D_{int}) \cdot e_{capçal} \cdot \rho_{acer} \quad (82)$$

A la següent taula es poden observar tots els valors que pertanyen al paràmetres de dimensionament i disseny mecànic del precipitador i les condicions a les quals treballarà.

Taula 27: Paràmetres corresponents al disseny del precipitador.

Temperatura d'operació (°C)	17,5
Pressió d'operació (Pa)	101325
Pressió hidrostàtica (Pa)	129544
Pressió de disseny (Pa)	253956
Factor de soldadura	0,85
Factor de corrosió (m)	0,002
Factor M	1,54
Diàmetre del cos (m)	4,72
Alçada del cos (m)	7,08
Radi del cos (m)	2,36
Gruix del cos (m)	0,00713
Pes del cos (kg)	1500
Diàmetre del capçal (m)	4,72
Alçada del capçal (m)	1,23
Radi del capçal (m)	2,36
Gruix del capçal (m)	0,00832
Pes del capçal (kg)	304
Diàmetre del precipitador (m)	4,73
Alçada del precipitador (m)	10,5
Volum del precipitador (m^3)	124,32
Àrea del precipitador (m^2)	190

5.3. Disseny energètic

5.3.1. Càlcul del coeficient U

Per realitzar la precipitació s'ha de fer un refredament fins a 17,5°C, però abans s'ha de calcular el coeficient global de transferència de calor (U) on és un paràmetre que indica les diferents resistències que es troben en un sistema referents a la transferència de calor per convecció i conducció. Aquest paràmetre s'ha calculat a partir de les correlacions presentades a continuació, les quals compten amb les propietats físiques dels diferents fluids implicats així com del material i el gruix de la paret del reactor. L'equació utilitzada pel càlcul del coeficient global U es presenta en l'equació 42, ja que pel càlcul d'aquest coeficient s'ha seguit el mateix mètode que pel reactor com a conseqüència de les similituds dels dos sistemes.

Per tant per aquest càlcul del coeficient de transferència intern i extern també s'ha seguit el mateix mètode gràcies a les equacions 43 i 49.

Finalment a la taula 28 es podran veure tots els resultats dels valors calculats amb l'objectiu de treure aquest valor del coeficient global de transmissió de calor.

Taula 28: Paràmetres calculats per trobar el valor de U .

Gruix de la paret del precipitador (mm)	6,11
Conductivitat tèrmica de la paret, k ($W m^{-1} K^{-1}$)	0,15
Coeficient individual medi – paret, h_i ($W m^{-2} K^{-1}$)	1260,98
Coeficient individual refrigerant – paret, h_e ($W m^{-2} K^{-1}$)	13115
Coeficient global de transmissió de calor, U ($kcal h^{-1} m^{-2} K^{-1}$)	694,46

5.3.2. Salt tèrmic i refrigerant requerit

S'escull com a fluid refrigerant l'aigua perquè encaixa dins de les necessitats energètiques que ha de cobrir del refrigerant i a més és una utilització bastant comuna en aquesta indústria. A més que des del punt de vista mediambiental és un refrigerant net i una vegada s'ha escalfat aquest fluid pot ser reutilitzat en moltes altres àrees cosa que amb un altre refrigerant com aigua glicolada s'hauria de tractar per tornar-la a utilitzar en un altre procés com a conseqüència de les seves

proprietats. També s'ha fixat que aquesta entrarà a uns $-10\text{ }^{\circ}\text{C}$ per tal de complir les condicions del salt tèrmic dins del precipitador i que ho farà en contracorrent amb el fluid que entrarà al sistema.

Primer, s'ha de calcular l'energia necessària per refredar la mescla de l'interior del tanc gràcies al salt tèrmic que hi ha entre els $70\text{ }^{\circ}\text{C}$ i $17,5\text{ }^{\circ}\text{C}$, com que també es sap l'àrea total del precipitador es pot utilitzar l'equació 83 per fer el càlcul també en funció del coeficient global calculat anteriorment.

$$P = A \cdot U \cdot \Delta T_{ml} \quad (83)$$

Gràcies a aquest càlcul ja es sap el calor que absorbirà el refrigerant.

El cabal d'aigua que caldrà afegir a cada reactor per tal de retirar tota la calor generada és de es calcula amb l'equació 84, on P és el cabal de calor generada el precipitador (J/s), que ha sigut calculat anteriorment, m és el cabal màssic de refrigerant (kg/s), C_p correspon a la calor específica de l'aigua (J/kg·K) i ΔT és el salt tèrmic del refrigerant (K)

$$P = m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (84)$$

En la taula 29 es pot observar un resum de tots el paràmetres i valors obtinguts per les necessitats energètiques del precipitador i el refrigerant.

Taula 29: Paràmetres referents al disseny energètic del precipitador.

Temperatura d'entrada del refrigerant ($^{\circ}\text{C}$)	-10
Temperatura de sortida del refrigerant ($^{\circ}\text{C}$)	52
dT _{ml}	41
Calor màxim absorbit (kcal/h)	6281972
Àrea de bescanvi de calor (m^2)	190
Salt tèrmic refrigerant ($^{\circ}\text{C}$)	62
Temperatura d'entrada de l'aliment ($^{\circ}\text{C}$)	70
Temperatura de precipitació ($^{\circ}\text{C}$)	17,5
Cabal màssic de refrigerant (kg/s)	37
Cabal volumètric de refrigerant (m^3/h)	131,5

5.4. Sistema de refrigeració i agitació

És molt important la refrigeració del precipitador perquè s'ha d'aconseguir el salt tèrmic desitjat per tal de que precipiti l'oxàlic, que aquest quedi en forma de cristalls i així pugui passar després al procés de purificació per després tenir el producte final desitjat i així aconseguir comercialitzar-lo. [25]

A partir dels balanços exposats el càlcul del cabal de refrigeració, el càlcul de l'energia exotèrmica i el càlcul del coeficient de transmissió de calor U , es pot dissenyar la camisa de mitja canya necessària perquè el precipitador treballi a la temperatura correcta. S'utilitza un sistema de mitja canya com a refrigeració degut a que és una configuració que encaixa perfectament amb el procés, les necessitats energètiques que es tenen al sistema i les dimensions del precipitador, a més en quant a relació qualitat/preu és un dels millors sistemes per refrigeració que hi ha al mercat. També encaixa perfectament amb el sistema d'agitació que es plantejarà posteriorment.

Es calcula la velocitat de l'aigua que circularà per la camisa de mitja canya gràcies al cabal obtingut anteriorment.

Una vegada tes té aquest valor ja es pot calcular l'àrea de pas de la camisa i el seu radi:

$$A_{pas} = \frac{Cabal}{Velocitat} = \frac{0,0375 \frac{m^3}{s}}{0,5053 \frac{m}{s}} = 0,074 m^2$$

$$Radi = \sqrt{\frac{A \cdot 2}{\pi}} = 0,21 m$$

Per saber el diàmetre que tindrà la nostra camisa es multiplica el radi per 2 i s'obté que la mitja canya tindrà un diàmetre de 0,42 metres.

Es calcula la longitud de la camisa i la longitud que haurà de tenir una volta del serpentí que envoli el reactor.

$$Longitud \ de \ la \ camissa = \frac{\text{\textit{Àrea}}}{\text{\textit{Diàmetre}}} = 437 m$$

$$Longitud \ d'una \ volta = 2 \cdot \pi \cdot radi = 14,8 m$$

També es necessitarà conèixer el nombre de voltes que ha de tenir la camisa de mitja canya, el seu gruix i la separació que ha de tenir una volta de la mitja canya amb l'altra.

$$Nvoltes = \frac{\text{Longitud de la camisa}}{\text{Longitud d'una volta}} = 30 \text{ voltes}$$

$$\text{Gruix} = \text{Diàmetre} + 2 \cdot \text{gruix} = 0,44 \text{ m}$$

$$\text{Separació entre voltes} = \frac{H_{\text{precipitador}} - Nvoltes \cdot \text{gruix}}{Nvoltes - 1} = 0,014 \text{ m}$$

Com que és forta precipitació amb un gran salt tèrmic, té un gran requeriment energètic, és per això que el serpentí de la camisa de mitja canya és molt gran i a més hi ha poca separació entre les voltes per tal de que hi hagi una refrigeració òptima.

Per tal de dissenyar un bon agitador s'han de tenir en compte quatre paràmetres fonamentals que són la potència de l'agitador, el cabal de descàrrega, el temps de mescla i el radi d'acció.

Aquests paràmetres estan explicats en l'apartat anterior del reactor, ja que s'ha seguit el mateix mètode de disseny que per l'agitador del reactor.

Segons el tipus d'agitador escollit es tindrà *radial flow* o *axial flow*, que consisteix en la direcció amb la qual girarà l'agitador per mesclar el nostre producte cap a un lloc o cap a un altre. En aquest cas s'ha escollit *radial flow* perquè és el més adient per les condicions de treball d'aquest equip. A més aquest flux radial és més versàtil i també més ràpid.

S'ha escollit un número de dos agitadors com a conseqüència de les dimensions del equip ja que així s'aconseguirà una major mescla i agitació.

S'ha escollit un agitador de tipus sis plaques planes de 90° per les mateixes consideracions que amb el reactor.

Per tal de dissenyar les característiques del agitador s'han partit de 2 suposicions fonamentals per tal de dur a terme la resta de càlculs. La primera suposició és que el diàmetre de l'agitador és un 41% del diàmetre del precipitador i la segona suposició és que l'alçada de l'agitador és igual un 10% més que el diàmetre del

precipitador. També s'ha fet la suposició del nombre de Reynolds i que aquest té un valor de $2 \cdot 10^6$.

Es calculen la velocitat de l'agitador gràcies al nombre de Reynolds i l'equació 85:

$$Re = \rho \cdot N \cdot Da^2 = 2 \cdot 10^6 \quad (85)$$

Així que obtenim un valor de la velocitat de l'agitador de 1.5 revolucions per segons.

Per calcular la potència de l'agitador es fa amb la següent fórmula i els valors que ja es tenien d'abans:

$$P = Np \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Da^5 = 432000 \text{ Watts}$$

El nombre de potència té un valor de 4, el qual ha sigut extret de la gràfica que es mostra en la Figura 5, mitjançant el nombre de Reynolds conegut i el tipus d'agitador amb el qual es treballa.

S'ha de realitzar una correcció perquè s'està treballant amb un sistema bifàsic, per tant la potència real de l'agitador seria:

$$P_{real} = 0,55 \cdot P = 237600 \text{ Watts}$$

A la següent taula es poden observar els paràmetres claus que s'han utilitzat pel disseny de l'agitador d'aquest sistema, que es un agitador de 6 plaques planes verticals.

Taula 30: Paràmetres claus del disseny de l'agitador.

Alçada (m)	5
Diàmetre (m)	2
Reynolds	2000000
N (rps)	1,5
Potència (kW)	237,6

Per tal d'aconseguir el acondicionament correcte del precipitador amb les temperatures correctes i tot s'utilitzarà un sistema de 5 chillers en sèrie per tal de que la temperatura de l'aigua de refrigeració aconseguixi la temperatura idònea d'entrada al precipitador que és de 5 °C i que sortirà a 67 °C per tant aquesta serà recirculada als chillers i tornarà a ser refrigerada, ja que aquest sistema de 5 chillers formaran part d'un circuit tancat e independent.

5.5. Balanços i solubilitat

Per tal de calcular els corrents de sortida del precipitador i saber la quantitat d'oxàlic que precipita es fan balanços de matèria entre l'entrada del sistema i la sortida, així es sabrà els kg d'àcid que estan en forma de cristalls i ja podran passar a la centrífuga i els següents tractaments de purificació.

Però primer s'ha de saber la solubilitat que té aquest compost en la nostra solució i això es coneix gràcies a la taula 31, que dona valors de la solubilitat de l'àcid oxàlic per a diferents rangs de temperatures, llavors s'escull la temperatura de 17,5 °C perquè així s'aconseguirà precipitar una bona quantitat d'oxàlic i a més no es pot baixar més la temperatura encara que augmentin la quantitat de cristalls precipitats perquè la temperatura de fusió del àcid sulfúric és de 10 °C i això crearia interferències en el nostre sistema.

Taula 31: Solubilitat de l'àcid oxàlic a diferents temperatures.

Temperatura (°C)	Solubilitat (g/100g*)	Densitat relativa (d ₄ ^{17,5})
0	3,5	1,016
10	5,5	1,025
17,5	8,5	1,038
20	9,5	-
30	14,5	-
40	22	-
50	32	-
60	46	-
80	85	-
90	120	-

Cal destacar que els cristalls formats d'àcid oxàlic no són totalment purs si no que també tenen una petita part formada per aigua, tenen una composició de 71,42% d'àcid oxàlic i 28,58% d'aigua.

Segons el balanços següents que han estat realitzats entre la entrada i la sortida del precipitador, s'obtenen 16903 kg d'àcid oxàlic precipitats per cada lot de treball.

El precipitador té un temps de càrrega de 2 hores i un temps de residència de 4 hores. Per tant una vegada s'ha obtingut aquest llot automàticament gràcies als sistemes de instrumentació i controls ja estarà funcionant un altre lot de treball per així mai parar la producció de la planta i arribar als requeriments finals de tones obtingudes d'àcid oxàlic per any.

Taula 32: Àcid oxàlic en la sortida del precipitador.

OA (kg)	
Precipitat	16903,08
Solubilitzat	975,3265

6. Centrífugues

En aquest apartat s'especifiquen els càlculs que s'han tingut en compte per fer el disseny de les centrífugues que hi ha a la planta d'OxBee.

Les centrífugues es fan servir per separar els corrents provinents de la zona dels precipitadors i segons les condicions d'aquests. Es fa servir, concretament, un tamís centrífug que permet la separació de partícules sòlides, reduir els agregats i separar de forma granulomètrica els productes rebuts. D'aquesta manera, el tamís centrífug t'assegura un producte net i la protecció del procés de fabricació de la presència de possibles cossos estranys.

Cal entendre el seu funcionament per tal de fer el correcte dimensionament. Aquest tipus de centrífuga consta principalment d'un cargol helicoïdal i una carcassa.

6.1. Funcionament del tamís centrífug

El producte a tamisar es posa en el tanc del tamís rotatori on les aspes rotatives el fan girar. Les pales del rotor trenquen les partícules conglomerades i produeixen el fluid pulverulent. La força centrífuga impulsa les partícules fines a través del tamís mentre que les restes i els grans sòlids es descarreguen al final d'aquests. A continuació, es veu la representació gràfica d'aquest mecanisme esmentat:

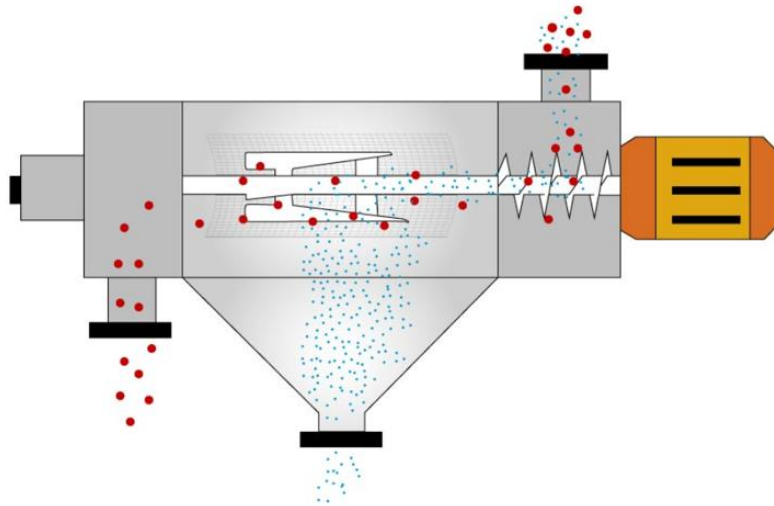


Figura 13: Esquema del tamís centrífug.

6.2. Consideracions i característiques del disseny

Temps de sedimentació: és el temps que triga a sedimentar l'AO dins de la centrífuga.

$$t_s = \frac{18 \mu}{d_p^2 \Delta \rho \omega^2} \ln \frac{r_2}{r_1} \quad (86)$$

On:

d_p	Diàmetre de partícula (m)
$\Delta \rho$	Diferència de densitats entre la fase sòlida i líquida (kg/m^3)
r_1	Radi de la capa límit del líquid (m)
r_2	Radi de la carcassa (m)
μ	Viscositat ($\text{kg/m}\cdot\text{s}$)
ω	Velocitat angular (rad/s)

Velocitat residual: és la velocitat amb què el corrent de producte ha de sortir de la centrífuga per tenir un bon funcionament, i aquesta velocitat coincideix amb la de transport dins de la centrífuga. Aquesta relació es troba a l'equació 87, on es relaciona el cabal que entra respecte a l'àrea en la qual la centrífuga opera, àrea que és determinada per l'equació 88.

$$V_{resid} = \frac{dx}{dt} = \frac{Q_{inc}}{A} \quad (87)$$

$$A = \pi (r_2^2 - r_1^2) \quad (88)$$

On:

Q_{inc}	Cabal d'entrada a la centrífuga (m^3/s)
A	Àrea en la qual opera la centrífuga (m^2)
r_1	Radi de la capa límit del líquid (m)
r_2	Radi de la carcassa (m)

6.3. Centrífuga escollida per a la planta d'OxBee

El proveïdor que s'ha escollit per a la compra i manteniment de la centrífuga disposa de diversos models, diferenciats entre ells per les condicions del corrent d'entrada i el corrent desitjat de sortida. Per tant, el model escollit per a la planta OxBee s'ha basat principalment en el cabal d'entrada a aquesta, que és d'un total 23640,18 kg/h. Per poder tractar aquesta capacitat, s'ha bifurcat el cabal d'entrada mantenint les mateixes condicions i col·locant així dues centrífugues de la mateixa mida i model. El model escollit ha estat l'RS400 i el material de la centrífuga és INOX 316L.

Aquesta centrífuga té la capacitat de donar el producte amb la granulometria desitjada.

Taula 33: Dades del disseny de la centrífuga.

Dades de la centrífuga	
rpm	900
ω (rad/s)	94,24
R1 (m)	0,0015
R2 (m)	0,45
L (m)	2,34
Potència del motor (kW)	45
Pes (kg)	3900

6.4. Disseny centrífuga

Taula 34: Propietats de l'AO.

Propietats AO	
Densitat fase L (g/cm ³)	1,653
Densitat fase L (kg/m ³)	1653
Densitat fase S (g/cm ³)	0,997
Densitat fase S (kg/m ³)	997
pH	1,3
Sòlid sortida precipitador (kg/h)	34781,48
Sòlid sortida precipitador (kg/s)	9,66
Dp (m)	0,0004

Taula 35: Propietats del fluid.

Propietats del fluid	
Viscositat (kg/m·s) aproximació	0,2813
Densitat (kg/m ³)	1154,63
Gravetat (m/s ²)	9,81
Diferència densitats (kg/m ³)	157,63

Taula 36: Valors del cabal màssic dels corrents d'entrada i de sortida.

	Cabal màssic (kg/h)		
	Entrada	Sortida corrent sòlid	Sortida corrent líquid
Aigua	5510,60	34,66	2720,64
Etilenglicol	822,17	0,22	410,86
Àcid nítric	0,00	0,00	0,00
Àcid sulfúric	12794,55	34,32	6362,96
Oxigen	43,25	0,00	21,62
Àcid oxàlic dihidrat	243,83	0,01	121,91
Àcid oxàlic sòlid	4225,77	2091,76	21,13
Total	23640,18	11922,00	9659,13

7. Columna destil·lació

En aquest apartat s'exposen els càlculs realitzats i la simulació amb el programa Aspen HYSYS per al disseny de la columna de destil·lació. L'objectiu d'aquest equip és separar l'àcid nítric i l'aigua del corrent que surt dels evaporadors.

7.1. Balanç de matèria

En primer lloc cal identificar quin component serà *Light Key (LK)* i quin serà *Heavy Key (HK)*, segons les seves volatilitats relatives calculades per Antoine, a partir dels coeficients obtinguts amb HYSYS.

Taula 37: Coeficients d'Antoine.

Coef. Antoine	a	b	c	d	e	f
NA	163,23	-1,01E+04	0	-22,77	2,73E-05	2
H ₂ O	65,93	-7,23E+03	0	-7,18	4,03E-06	2

S'utilitza l'equació 89 d'Antoine per calcular les pressions de vapor (P_v) dels components.

$$\ln \ln (P) = a + \frac{b}{(T+c)} + d \cdot \ln \ln (T) + e \cdot T^f \quad (89)$$

Taula 38: Volatilitats relatives calculades per Antoine.

	T (K)	ln(P)	P _v i (kPa)	volatilitat	Volatilitat Rel. (alfa)
NA	363	4,86	129,01	1,3	1,0
H ₂ O	363	4,24	69,73	0,7	0,5

Atès que hi ha tan sols 2 components i el component clau és l'àcid nítric, s'obté que el LK serà l'àcid nítric i el HK serà l'aigua.

Un cop identificats els components es calculen els balanços de matèria a partir del Balanç global i el balanç de component (equacions 90 i 91, respectivament).

$$F = D + B \quad (90)$$

$$F \cdot z_i = D \cdot x_{Di} + B \cdot x_{Bi} \quad (91)$$

On:

F Cabal d'aliment (kmol/h)

D Cabal de destil·lat (kmol/h)

B Cabal de cues o *bottom* (kmol/h)

z_i Composició molar del component i en l'aliment.

x_{Di} Composició molar del component i en el destil·lat.

x_{Bi} Composició molar del component i per cues.

Taula 39: Balanços de matèria de la columna de destil·lació.

Compost	F	z_i	D	x_{Di}	B	x_{Bi}
HNO₃ (LK)	317,40	0,875	307,85	0,970	9,52	0,030
H₂O (HK)	45,31	0,125	1,36	0,030	43,98	0,970
Total	362,71	1	309,21	1	53,50	1

7.2. Shortcut

Abans d'entrar en el disseny rigorós dels paràmetres de la columna, s'utilitza el mètode d'aproximació *Shortcut*, mitjançant el programa HYSYS. En primer lloc, es crea un corrent d'aliment i una *Shortcut column*, on s'especifiquen els corrents de sortida calculats amb els balanços anteriors, tal i com es mostra en la figura.

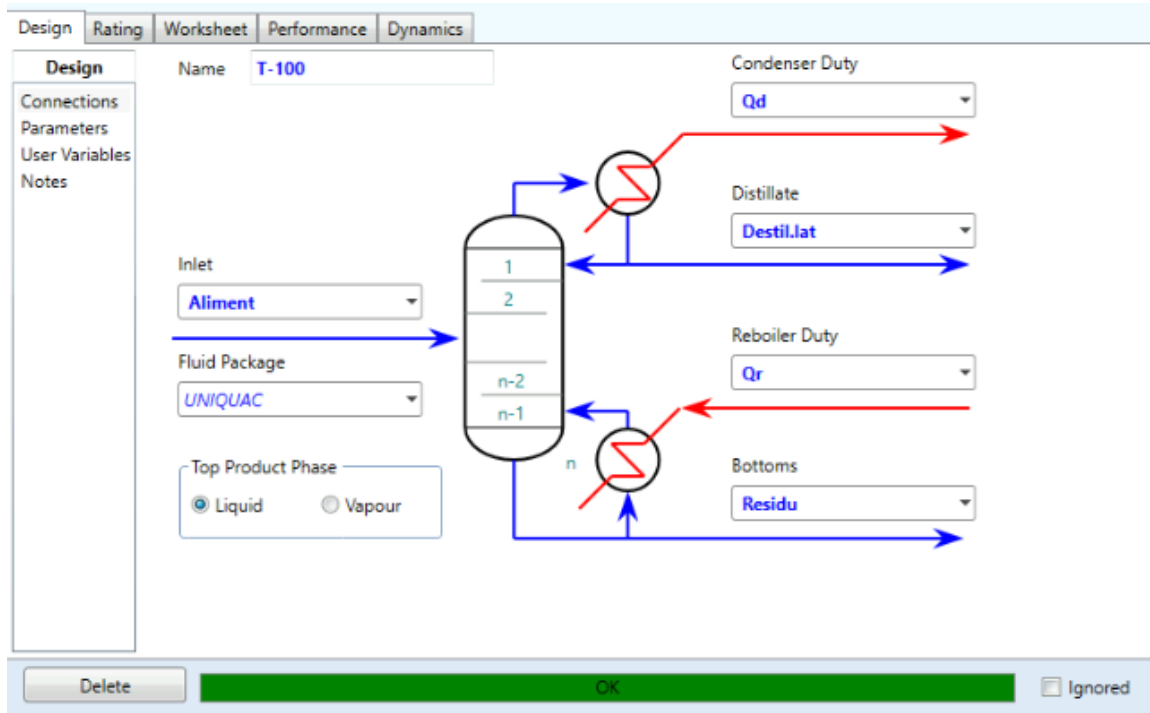


Figura 14: *Shortcut column* creada amb HYSYS.

Les condicions d'entrada i sortida es troben recollides en l'apartat *Worksheet* de la *Shortcut column*, tal i com es mostra en la següent figura. La columna operarà a una temperatura de 90°C i 1 atm de pressió.

	Name	Aliment	Destil.lat	Residu	Qr
Conditions	Vapour	1,0000	0,0000	0,0000	<empty>
Properties	Temperature [C]	90,00	83,09	96,26	<empty>
Composition	Pressure [kPa]	101,3	101,3	101,3	<empty>
	Molar Flow [kgmole/h]	362,7	326,1	36,66	<empty>
	Mass Flow [kg/h]	2,082e+004	2,011e+004	709,9	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	13,94	13,26	0,6874	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,441e+005	-1,765e+005	-2,762e+005	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	196,3	78,78	25,93	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	-5,226e+007	-5,756e+007	-1,013e+007	1,907e+007

Figura 15: Condicions corrents d'entrada i sortida de la *Shortcut column*.

En l'apartat *Performance* de la *Shortcut column* es troben els resultats del mètode, on s'obté un nombre d'unes 14 etapes, una temperatura al condensador de 83,09 °C i una temperatura al reboiler de 96,26 °C, entre d'altres, tal i com es mostra en la següent figura.

Trays	
Minimum Number of Trays	8,263
Actual Number of Trays	14,084
Optimal Feed Stage	4,214

Temperatures	
Condenser [C]	83,09
Reboiler [C]	96,26

Flows	
Rectify Vapour [kgmole/h]	815,174
Rectify Liquid [kgmole/h]	489,104
Stripping Vapour [kgmole/h]	452,446
Stripping Liquid [kgmole/h]	489,104
Condenser Duty [kJ/h]	-34492751,877
Reboiler Duty [kJ/h]	19068336,119

Figura 16: Resultats del *Shortcut*.

7.3. Càlcul de la columna de destil·lació

A partir dels càlculs previs realitzats, ja es pot entrar en el disseny de la columna de destil·lació. En el *model palette* es tria *distillation column*, a la que se li afegeixen les característiques dels corrents d'entrada i sortida iguals que a l'apartat anterior. S'ha triat posar 14 etapes de separació, on l'aliment entra en l'etapa 7.

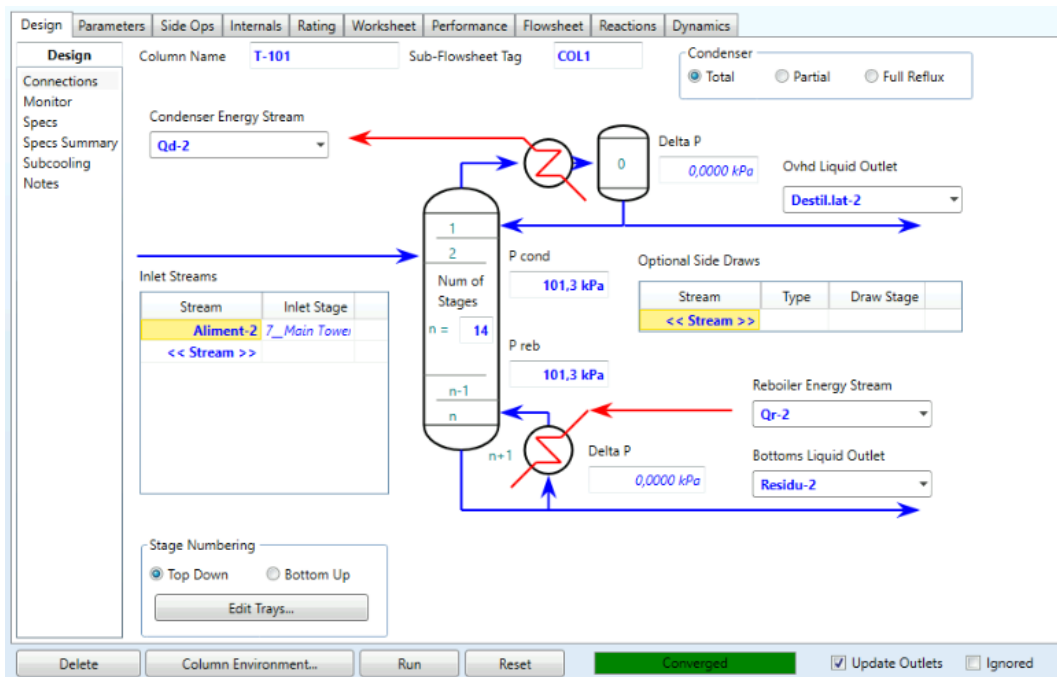


Figura 17: *Distillation column* al HYSYS.

Un cop s'ha fet córrer el programa i la simulació ha convergit, s'han obtingut les dades mostrades a continuació.

Taula 40: Balanços i composicions simulades amb HYSYS.

Compost	F	z _i	D	x _{Di}	B	x _{Bi}
HNO ₃ (LK)	317,40	0,875	290,34	0,939	26,93	0,503
H ₂ O (HK)	45,31	0,125	18,86	0,061	26,60	0,497
Total	362,71	1	309,20	1	53,53	1

A continuació es mostren les gràfiques de composició molar, pressió i temperatura al llarg de les diferents etapes de la columna de destil·lació.

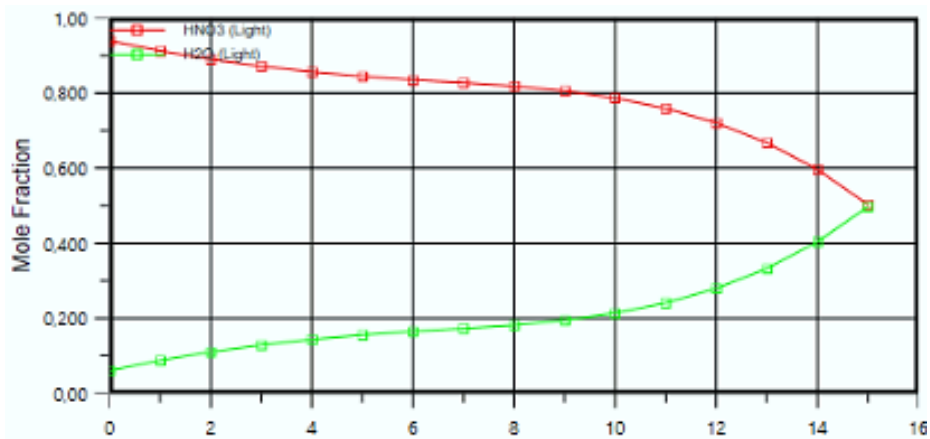


Figura 18: Composició molar per etapa.

Tal i com es mostra en la gràfica de composicions, s'assoleix una separació dels components força elevada, però com a contrapartida, a les cues de la columna surt una mescla de NA i aigua a una composició gairebé del 50% respectivament.

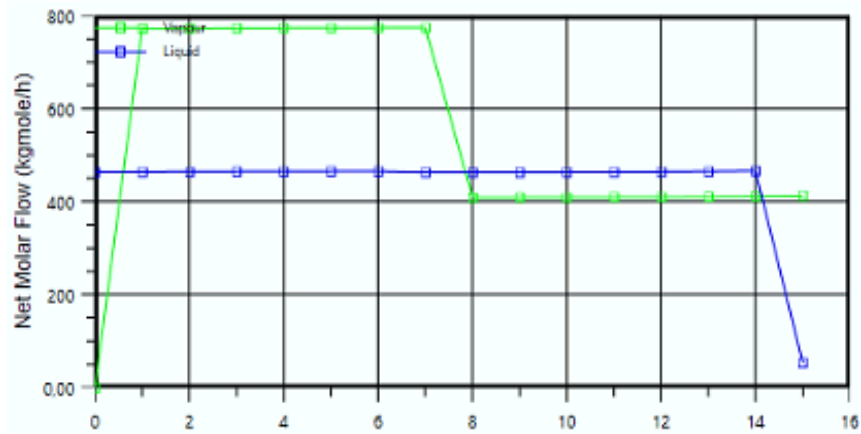


Figura 19: Cabal molar per etapa.

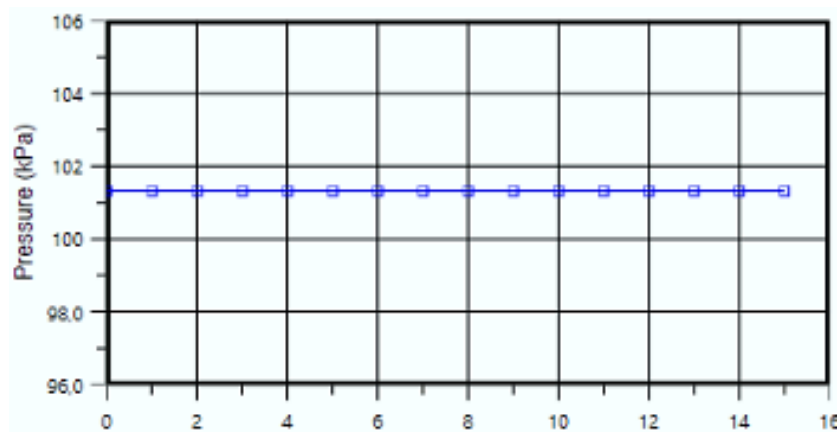


Figura 20: Gràfica de la pressió per cada etapa.

Tal i com s'observa en la figura, la pressió en tota la columna de destil·lació es manté constant a una pressió de 101,3 kPa o 1 atm.

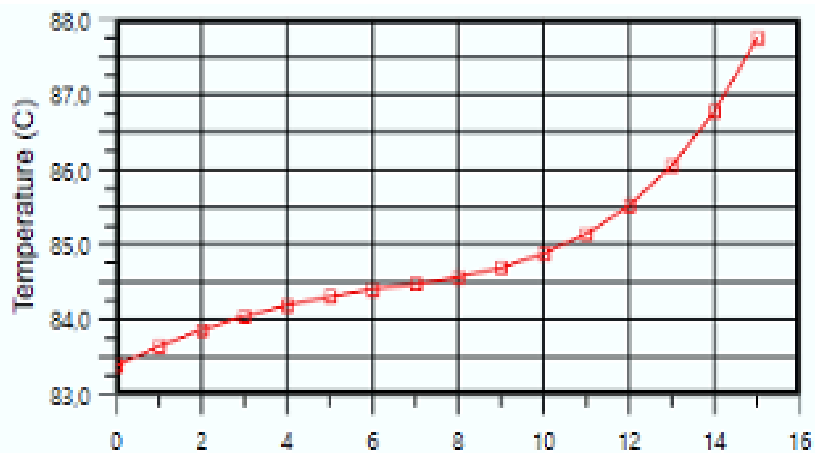


Figura 21: Gràfica de la temperatura en cada etapa.

Com bé s'observa en la figura, la temperatura augmenta a mesura que s'atansa a les etapes pròximes al reboiler, amb una temperatura mínima en la columna de 83,38°C i una temperatura màxima de 87,75°C.

7.4. Disseny de la columna

Atès que la columna treballa amb un corrent d'entrada gasós, s'ha optat per utilitzar una columna empacada, amb les següents mides i especificacions.

Packed Section Rating Results

Section Starting Stage	1_Main Tower
Section Ending Stage	14_Main Tower
Column Diameter [m]	1,701
Packed Height Per Stage [m]	0,4000
Section Height [m]	5,600
Maximum % Capacity (Constant L/V) [%]	80,00
Maximum Capacity Factor [m/s]	0,1079
Section Pressure Drop [mbar]	28,03
Average Pressure Drop / Height [mbar/m]	5,006
Average Pressure Drop / Height (Frictional) [mbar/m]	4,821
Maximum Stage Liquid Holdup [m3]	3,964e-002
Maximum Liquid Superficial Velocity [m3/h-m2]	9,005
Surface area [m2/m3]	165,0
Void Fraction	0,9400
1st Stichlmair Constant	<empty>
2nd Stichlmair Constant	<empty>
3rd Stichlmair Constant	<empty>

Figura 22: Mida de la columna.

Internal Type Trayed Packed

Packing Specifications

Packing Type

Vendor

Material

Dimension

Section Diameter

Packing Factor (>0)

Section Packed Height

Packed Height per Stage (HETP)

Figura 23: Geometria i material de la columna.

A continuació s'exposen les dades i paràmetres obtinguts per al disseny del reboiler i condensador.

Reflux Ratio	1,500
Boilup Ratio	7,713

Type	Total
Temperature	83,38 C
Pressure	101,3 kPa
Duty	3,267e+007 kJ/h
Reflux Flowrate	463,8 kgmole/h

Type	Regular
Temperature	87,75 C
Pressure	101,3 kPa
Duty	1,725e+007 kJ/h
Outlet Flowrate	53,53 kgmole/h

Vessel	Reboiler	Condenser
Diameter [m]	1,193	1,193
Length [m]	1,789	1,789
Volume [m3]	2,000	2,000
Liq Vol Percent [%]	50,00	50,00
Level Calculator	Horizontal cylinder	Horizontal cylinder
Fraction Calculator	Use levels and nozzles	Use levels and nozzles
Vessel Delta P [kPa]	0,0000	0,0000
Fixed Vessel P Spec [kPa]	101,3	101,3
Fixed P Spec Active	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>

Figura 24: Paràmetres de disseny del condensador i el reboiler.

A continuació s'exposen les característiques hidràuliques de la columna, mitjançant gràfiques representatives de les etapes on es donen els corrents d'entrada i sortida de la columna.

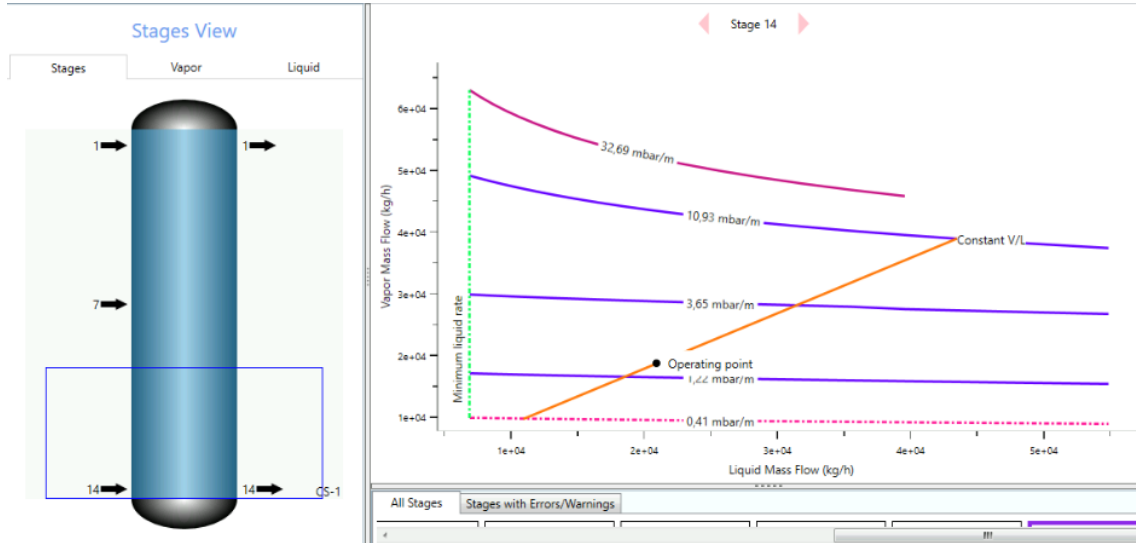


Figura 25: Característiques hidràuliques de cues de la columna.

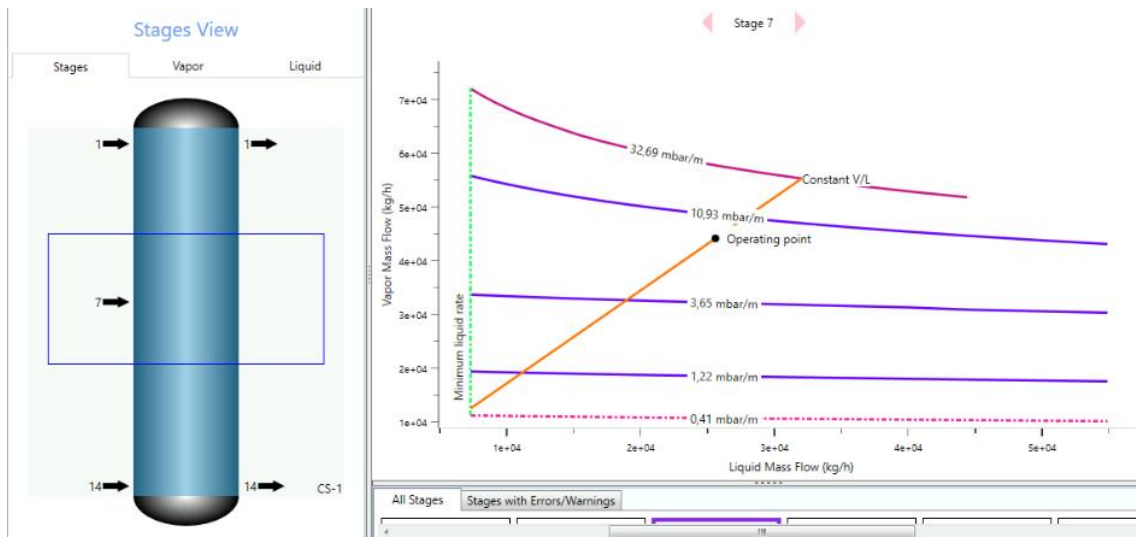


Figura 26: Característiques hidràuliques a l'altura de l'aliment a la columna.

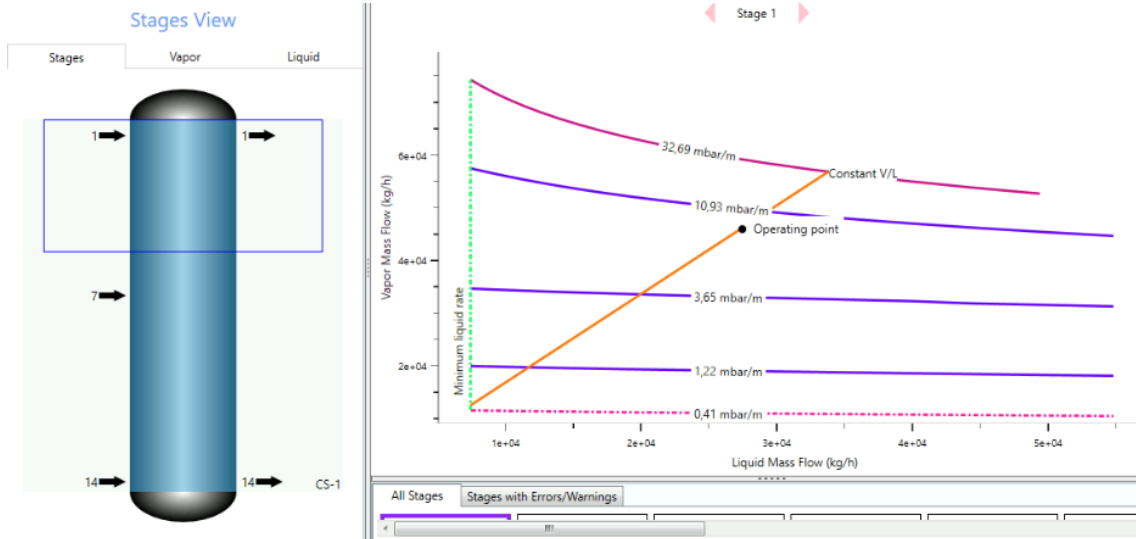


Figura 27: Característiques hidràuliques a l'altura del corrent de destil·lat.

8. Chillers

Es disposarà d'un sistema de refrigeració en circuit tancat exclusivament per a la refrigeració dels 4 reactors. En concret, cada reactor disposarà d'un circuit independent per tal de facilitar així el seu manteniment i garantir un major nivell de seguretat i control del procés. Cada circuit d'aigua destinada a la refrigeració de cada reactor passarà per 2 chillers, els quals compliran les exigències de refrigeració necessàries per a cadascun dels reactors del procés.

El cabal d'aigua refrigerant que circula per cada circuit de refrigeració és de 66,6 m³/h, el qual entraria al sistema de chillers a una temperatura de 49 °C i es vol refredar fins a 25 °C, requerint un salt tèrmic de 24 °C. Atès a que el salt tèrmic és força elevat, s'ha decidit instal·lar els chillers en sèrie.

Com es coneix la calor adquirida pel cabal de refrigerant en cada reactor, calculada en el Balanç d'Energia de l'apartat de càlculs del Reactor, la qual és de $Q_{\text{reactor}} = 1837,66 \text{ kJ/s}$, es pot calcular la potència que es requeriria per cada chiller, segons l'equació 91. Llavors, si l'equip treballa al 100% de la seva potència de disseny, es requeriria la següent potència:

$$P_{100\%} = \frac{Q_{\text{reactor}}}{n^{\circ} \text{ chillers}} = \frac{1837,66 \text{ kW}}{2} = 918,8 \text{ kW} \quad (92)$$

La potència a la que acostumen a treballar aquest equips és del 80% de la màxima, de manera que la potència requerida de cada chiller es considera de $P_{\text{requerida}} = 1148,5 \text{ kW}$. Per aquest motiu s'ha triat el model GHH F3210 WT-ZE [27], el qual opera a una capacitat total de refrigeració de 1184,4 kW.



Figura 28: Chiller Model GHH F3210 WT-ZE.

A continuació s'enumeren altres característiques de disseny sobre l'equip:

- L'equip està dissenyat per operar en instal·lació interior.
- Les unitats de la sèrie GHH estan muntades sobre una estructura soldada i cargolada de metall autoportant, pintada amb pols "epoxy" amb recobriment anti-òxid per a la instal·lació exterior.
- Totes les unitats es subministren completament per cable i estan preparades per connectar-se a la planta de l'usuari.
- Abans del lliurament, cada màquina se sotmet a una prova de rendiment, amb proves d'intervenció de tots els sistemes i components de seguretat instal·lats.
- Cada unitat està disponible amb un kit d'aïllament acústic de compressor per a les versions LN (Low Noise) i LLN (Super Low Noise), per a la instal·lació en zones on l'emissió de soroll s'ha de reduir al mínim.
- Mesures: 3000 – 5000 mm de llargada, 800 – 1960 mm d'amplada i 1610 – 2650 mm d'alçada.
- Utilitza compressors de cargol, dimensionats per a poder treballar amb diferents tipus de refrigerant, com ara R134a, el nou GWP baix HFO-1234ze o R290.

El refrigerant que s'ha triat és el GWP baix HFO-1234ze, atès a que presenta molts beneficis de caire energètic i mediambiental. L'HFO es presenta com una alternativa acceptable aconseguint paràmetres de refrigeració de rang entre 5% i 8% de diferència amb refrigerants comuns utilitzats actualment, amb un cost ambiental de fins a un 99% més baix, sense alterar la seva eficiència energètica. Aprofitant les propietats de l'HFO en el cicle de refrigeració s'aconsegueix millorar el coeficient d'acompliment del cicle de refrigeració en un 12%^[28].

La instal·lació dels sistemes que empren aquest tipus de refrigerant són poc més complexes que les que utilitzen refrigerants comuns, com ara el R134a i tot i així, són més senzilles que les instal·lacions que empren amoníac, pel que es disminueix el cos d'inversió, instal·lació i de manteniment.

9. Bescanviadors de calor

Per refredar, escalfar, evaporar o condensar els diferents corrents que circulen pel procés s'utilitzen bescanviadors de calor, com per exemple en el cas dels corrents d'entrada als reactors on es necessita que estiguin a 80 °C però estan a temperatura ambient, per tant ens ajudarem d'aquests equips per tal d'arribar a les condicions d'operació.

Per realitzar un disseny rigorós d'aquests s'ha utilitzat el programa Aspen Exchanger Design and Rating V10, definint-prèviament el tipus d'intercanviador a utilitzar, els fluids refrigerants o calefactors, les característiques del procés, entre d'altres. Aquest programa es basa en les normes TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association) i el codi ASME (American Society of Mechanical Engineers) pel disseny rigorós dels bescanviadors de calor.

9.1. Elecció del tipus de bescanviadors

Els bescanviadors escollits han estat els de tubs i carcassa ja que aquesta configuració és una de les més utilitzades tradicionalment a la indústria química pel seu bon funcionament i versatilitat. Aquest tipus de bescanviadors s'adapten tant a baixes com a altes pressions i temperatures, també són capaços de treballar amb fluids corrosius. A més, són compactes, eficients i es poden utilitzar per a pràcticament qualsevol intercanvi entre dos fluids, incloent aquells amb canvi de fase. També poden ser construïts de diversos materials i tipus depenent de les condicions del procés que hagin de tractar i els seus costos de manteniment són baixos. Per tant es podria dir que aquest tipus de bescanviador s'ajusta perfectament al procés de la planta gràcies al seu ampli ventall d'opcions de treball que ens dona.

D'acord amb aquestes normatives cadascuna de les seccions del bescanviador s'identifica amb una lletra depenent de la seva forma i característica, de manera que els bescanviadors s'identifiquen per 3 lletres. La primera lletra designa el tipus de capçal frontal, la segona el tipus de carcassa i la tercera el tipus de capçal posterior.

En la taula 41 es pot observar totes les configuracions possibles per tal d'escollir un tipus de geometria correcta i adient al procés i que faci la seva funció d'una manera satisfactòria.

Taula 41: Diferents configuracions segons el codi TEMA.

Tipus de capçal estacionari
A (canal i funda desmuntable)
B (capó, coberta integral)
C (canal integral amb placa de tubs i funda extraïble)
N (canal integral amb placa de tubs i funda extraïble)
D (Tancament especial a alta pressió)
Tipus de closca
E (carcassa d'un sol pas)
F (carcassa de dos passos amb <i>baffles</i> longitudinals)
G (flux segmentat)
H (flux dividit doble)
J (flux dividit)
K (<i>reboiler</i> de tipus bullidor)
X (flux creuat)
Tipus de capçal posterior
L (placa de tubs fixa com el cap estacionari 'A')
M (placa de tubs fixa com el cap estacionari 'B')
N (placa de tubs fixa com el cap estacionari 'C')
P (cap de capçal flotant embalat)
S (capçal flotant amb dispositiu de suport (anell dividit))
T (capçal de tipus " <i>pull through</i> ")
U (feix de tubs de tipus U)
W (tub flotant empaquetat amb anell de llanterna)

La geometria dels bescanviadors de calor escollits per aquesta planta és de tipus AES.

La A del tipus TEMA fa referència a un tipus de capçal estacionari que està format per un canal i una funda desmuntable. Ha sigut escollit aquest tipus de capçal ja que s'ajusta al procés de la planta, que no treballa a altes pressions i a més és una peça bastant barata al mercat. En la figura 29 es pot observar com es aquest tipus de capçal.

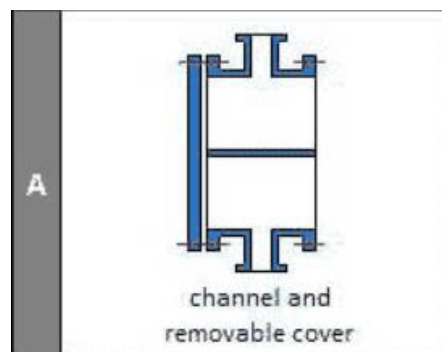


Figura 29: Capçal de canal i funda desmuntable.

Els bescanviadors de la planta són d'un pas per carcassa, de manera que s'han triat carcasses TEMA tipus E. A més, els fluids que circularan per les carcasses són aigua i vapor d'aigua i aquest tipus de carcasses són utilitzades per a fluids comuns com aquests. Aquest és el tipus de carcassa més utilitzat i és adequat per a la majoria de les tasques i aplicacions. Altres tipus de carcassa tendeixen a utilitzar-se sol per a aplicacions especials. En la figura 30 es pot observar com seria aquesta configuració de la carcassa.

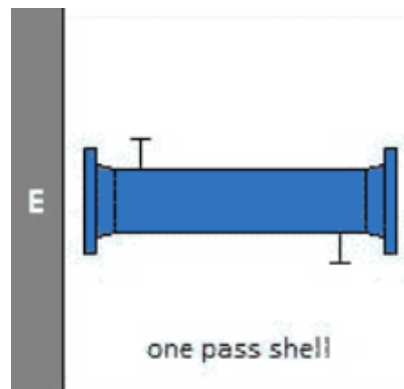


Figura 30: Carcassa d'un sol pas.

El tipus de capçal posterior és S que fa referència a un capçal flotant amb dispositiu de suport i anell dividit. Aquest tipus de capçal ha estat triat ja que són de baix cost i el seu disseny permet la fàcil extracció, inspecció i neteja de la carcassa i tubs. També s'eviten mescles de fluids i permeten l'expansió tèrmica diferencial entre la carcassa i el feix de tubs (si el feix de tubs s'expandeix o contrau sota la influència de diferencials de temperatura severes, el bescanviador seria capaç de suportar-ho), el feix de tubs es pot reparar o reemplaçar sense alterar la canonada de la carcassa. En la figura 31 es pot observar aquest tipus de capçal posterior.

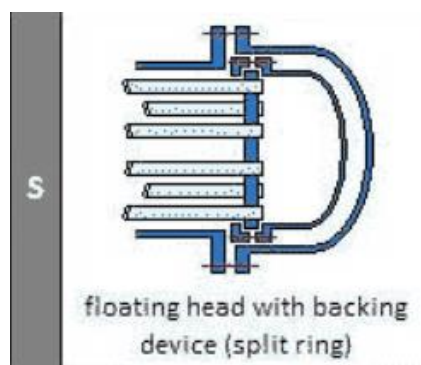


Figura 31: Capçal flotant amb dispositiu de suport i anell dividit.

Per tant es pot concloure que els bescanviadors escollits és el model més comú, té casc d'un pas, tubs de doble pas amb canal i coberta desmuntable, capçal flotant amb dispositiu de suport. També té desviadors transversals i plaques de suport.

Les seves característiques són:

- Permet l'expansió tèrmica dels tubs respecte a el capçal
- Permet el desmuntatge
- En lloc de dos passos pot també tenir 4, 6 o 8 passos.
- Els desviadors transversals, amb el percentatge de pas i la seva separació modifiquen la velocitat al casc i la seva pèrdua de càrrega.
- El flux és contracorrent i en favor de corrent en la meitat dels tubs.

El bescanviador seguiria una configuració i forma que es pot observar en la figura 32.

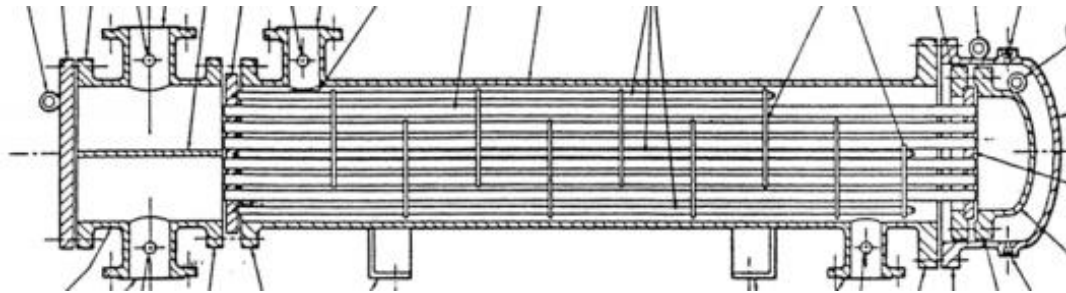


Figura 32: Bescanviador tipus AES.

El terme pitch es defineix com la distància entre els centres de dos tubs consecutius. En quant a la distribució dels tubs s'ha escollit que en aquests bescanviadors sigui un pitch quadrat, que es pot observar en la figura 33. S'ha escollit aquest tipus de pitch perquè proporciona una bona transferència de calor i la pèrdua de pressió no mes massa alta en comparació amb els altres tipus de pitch que existeixen. El pitch recomanat és de 1,25 vegades el diàmetre extern del tub i el valor mínim d'un pitch quadrat amb requeriments de neteja és de 6,4 mm.

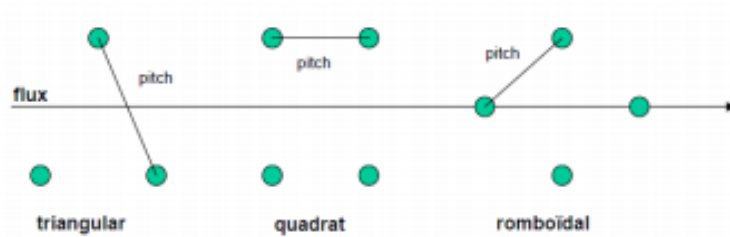


Figura 33: Diferents tipus de pitch.

En quant a les pantalles deflectores (*baffles*) i separació entre elles. Hi ha dos paràmetres que determinen les característiques geomètriques de les pantalles deflectores:

- L'altura lliure de la pantalla (*baffle cut*) és l'espai que queda entre la pantalla i la carcassa, per on passarà el fluid del costat de la carcassa. S'expressa com un percentatge que oscil·la entre el 15 i el 45% del diàmetre de carcassa, estant compresos els valors òptims entre el 20 i el 25%.
- L'espaiat entre pantalles oscil·la entre 0.2 i 1 vegades el diàmetre de carcassa, essent el rang òptim entre 0,3 i 0,5 vegades el diàmetre de carcassa.

Els valors obtinguts per aquests paràmetres afectaran la velocitat de circulació del fluid per la carcassa.

9.2. Distribució dels fluids

En general, el fluid que circula pels tubs, és el més corrosiu, el que es troba a major temperatura i a major pressió, el més net i el que té més cabal volumètric. El fluid que circula per carcassa és el més viscos. Però en el nostre cas s'ha escollit que el fluid que circuli per carcassa sigui el fluid que s'encarregarà de donar o treure l'energia necessària per arribar a les condicions d'operació idònies, per exemple en els bescanviadors de la línia 3, s'ha escollit que la barreja d'etilenglicol i aigua entri pels tubs i en la carcassa hi hagi vapor d'aigua que s'encarregarà de subministrat l'energia necessària per pujar de temperatura.

Tots els fluids transmissors de calor seran circulats contínuament des de l'àrea de serveis a les àrees on es trobin els bescanviadors de calor on siguin necessaris, i al sortir dels bescanviadors de calor seran recirculats a l'àrea de serveis pel seu tractament i condicionament per posteriorment tornar a utilitzar.

L'aigua és un dels fluids caloportadors més utilitzats en processos de la indústria química en els quals es requereixi una transferència tèrmica. S'ha triat com a fluid refrigerant ja que és un fluid ecològic i no hi ha risc de dany mediambiental davant d'una fugida, ni costos afegits per utilització de fluids refrigerants industrials, a més permet una gran flexibilitat pel que fa a disseny i futures ampliacions o modificacions. S'ha escollit com a fluid refrigerant en el condicionament de la temperatura del reactor, però es pot dir el mateix del vapor d'aigua que, en el cas de l'opció triada, serà el fluid escollit per tal d'escalfar els corrents que venen de planta i entren al reactor per així aconseguir els 80 °C. Per tant es pot concloure en que el vapor d'aigua és el fluid més adient per les nostres operacions de bescanvi de calor.

Per tal d'escollir d'una manera correcta els fluids i la seva distribució s'han tingut en compte els següents paràmetres:

- **Temperatura:** Es recomana que el fluid amb major temperatura circuli pel costat de tubs pel fet que les altes temperatures redueixen les tensions permeses en els materials. En el cas que el fluid amb major temperatura circuli pel costat de carcassa, haurà de realitzar-se una tria de material al qual les propietats no es vegin afectades de manera important per la temperatura de treball.
- **Pèrdua de pressió:** La caiguda de pressió en l'interior dels tubs és més fàcil de predir que a la carcassa, de manera que, si per un dels fluids és crítica i s'ha de conèixer amb precisió, aquest fluid s'ha de situar en l'interior dels tubs.
- **Cabals:** En general és millor situar el fluid que té menor cabal al costat de la carcassa per evitar la construcció de múltiples passos per carcassa, el que complicaria la construcció i per afavorir el flux turbulent és més fàcil d'aconseguir en la carcassa que a l'interior de els tubs.
- **Neteja:** La carcassa i part exterior dels tubs són més difícils de netejar que l'interior de els tubs, de manera que el fluid més net es recomana que circuli pel costat de la carcassa.

D'aquesta manera es decideix que el fluid que circularà per tubs serà el provinent del procés, i els fluids refrigerants o calefactors circularan per carcassa. Aquesta elecció es justifica ja que:

- Pel que fa a corrosió, els corrents de mescles de gasos o líquids del procés són més corrosius que els fluids que s'utilitzaran per escalfar o refredar.
- Els coeficients d'embrutiment també són majors pels corrents del procés que per a l'aigua i vapor, per tant, és convenient que les corrents del procés circulin per tubs.
- Quant a cabals, el cabal de refrigerant o fluid calefactor serà molt més petit que el cabal provinent del procés i per tant convindrà que el refrigerant o calefactor circuli per carcassa.
- En quant a temperatura, podria esperar-se que, en els bescanviadors per escalfar, el fluid calefactor circulés per tubs, però al no complir-se tots els altres factors s'ha arribat a un compromís en el qual el factor temperatura seria l'únic que no es compliria. No obstant això, el material de construcció de la carcassa és acer inoxidable 316L, el qual és capaç de suportar temperatures de fins a 870 °C i per tant no hi ha inconvenients que el fluid de procés circuli per tubs malgrat a la diferència de temperatures.

El valor del coeficient d'embrutiment canvia segons el fluid que s'utilitza. Aquest embrutiment interior i exterior dels tubs dels bescanviadors oposen una resistència a la transmissió de calor quan es generi i per això és un factor important que s'ha de tenir en compte, a més que el programa Aspen ho demana per tal de fer el disseny del bescanviador. Els valors han sigut trets de la bibliografia i en la següent taula es poden observar.

Taula 42: Coeficients d'embrutiment dels diferents fluids.

Fluid	Coefficient d'embrutiment ($m^2 \cdot K/W$)
Vapor	$9 \cdot 10^{-5}$
EG + Aigua	$1,8 \cdot 10^{-4}$
Àcids + Aigua	$1,8 \cdot 10^{-4}$

9.3. Simulació amb Aspen Exchanger Design and Rating V10

Un cop definits tots els paràmetres anteriors dels bescanviadors es procedeix a realitzar el disseny rigorós en l'eina informàtica Aspen Exchanger. Aquest programa a més de seguir totes les normatives també realitza el disseny més òptim possible dels bescanviadors segons les dades que se li proporcionen. En aquest apartat s'explicarà tot el procés que s'ha seguit pel disseny del primer bescanviadors de la planta, corresponent a la línia de procés 3. La resta dels bescanviador han estat dissenyats pel mateix procediment i els resultats obtinguts es poden apreciar en el Capítol 2.

1. Especificar les característiques dels corrents

Abans de començar amb el disseny s'han d'especificar tots els corrents en el programa, es clica a la pestanya Input i després a la sub-pestanya Property Data. Un cop ja estan obertes, es troben quatre opcions en cascada, com es pot observar a la Figura 34, que corresponen a les composicions i propietats tant del fluid calent com del fred. En aquest cas, el corrent fred estarà format per etilenglicol i aigua, el corrent calent estarà format totalment per vapor d'aigua.

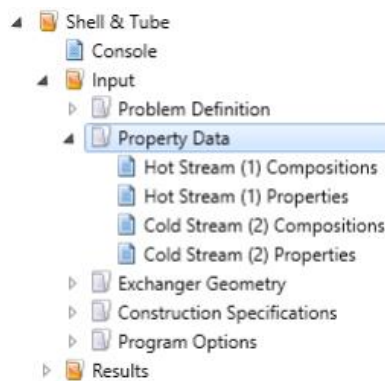


Figura 34: Sub-pestanya on definir el corrent fred i el calent.

2. Definició del problema

Amb els dos corrents ja definits, es pot passar a definir el procés sobre el qual es dissenyarà el bescanviador. S'entra a la opció Process Data i es defineixen les característiques més importants pel disseny del bescanviador, que es pot observar en la figura 35. Aquestes característiques són per exemple, la temperatura dels dos fluids amb la que es treballa, els cabals d'aquests, el coeficient d'embrutament, etc.

		HotSide	ColdSide
Calculation mode		Design (Sizing)	
Process Conditions			
Mass flow rate	kg/s	0,0694	0,9089
Inlet pressure	bar	1	1
Outlet pressure	bar	0,89	0,89
Pressure at liquid surface in column	bar		
Inlet Temperature	°C	117	25
Outlet Temperature	°C		50
Inlet vapor mass fraction			
Outlet vapor mass fraction			
Heat exchanged	kW		
Process Input			
Allowable pressure drop	bar	0,11	0,20684
Fouling resistance	m ² -K/W	0,00009	0,00018
Calculated Results			
Pressure drop	bar		

Figura 35: Pestanya Process Data.

3. Definició del bescanviador a dissenyar

Amb els anteriors dos passos realitzats, ara es tria el tipus de bescanviador. A l'apartat de Console, s'estableixen uns paràmetres bàsic per a la geometria del bescanviador com s'observa a la Figura 36. En aquest cas, tots el bescanviadors que s'utilitzen a la planta són de tipus AES. Altres paràmetres bàsics són el material amb el que estan fets tots els bescanviadors que és d'acer inoxidable (SS 316L) ja que aguanta corrosions, elevades temperatures i pressions o un altre paràmetre és el pitch que seria 90-quadrat.



The screenshot shows the 'Configuration' section of the Aspen Exchanger Sizing software. At the top, there are three tabs: 'Geometry' (checked), 'Process' (checked), and 'Errors & Warnings' (checked). Below the tabs, the 'Calculation mode' is set to 'Design (Sizing)'. The 'Configuration' section includes the following parameters:

- TEMA Type: A - E - S
- Tube layout option: New (optimum) layout
- Location of hot fluid: Shell side
- Tube OD / Pitch: mm, 19,05 / 25,4
- Tube pattern: 90-Square
- Tubes are in baffle window: Yes
- Baffle type: Single segmental
- Baffle cut orientation: Horizontal
- Default exchanger material: SS 316L, 9

Figura 36: Pantalla de la geometria del bescanviador.

Una vegada definit tot, es procedeix a córrer el programa perquè Aspen Exchanger iteri fins a trobar el millor disseny disponible pel bescanviador especificat. Si hi ha algun error en els paràmetres definits es procedeix a corregir els valors que indiqui el programa i en cas contrari es procedeix a comprovar que els resultats siguin coherents.

4. Resultats del disseny

Un cop fet el disseny sencer, el programa presenta els resultats a la pestanya Results i es comprova que aquests són els desitjats. Els resultats que ens donarà el programa seran l'execució del bescanviador, les seves condicions de transferència de calor, pèrdua de pressió, anàlisi dels cabals, anàlisi d'instabilitat on s'indica si a les condicions de treball el bescanviador té problemes de vibració, resultats mecànics com la configuració, disseny de la placa de tubs, pes i cost aproximat.

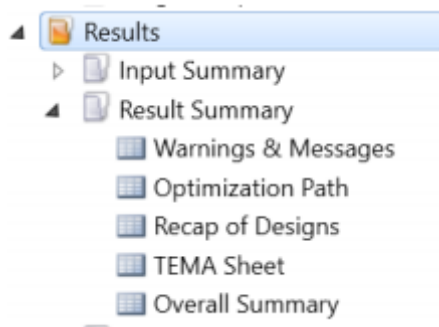


Figura 37: Carpeta on es troben els resultats del bescanviador dissenyat.

El programa Aspen Exchanger proporciona un resum dels resultats com el que es presenta a la Figura 38, i també un full TEMA (Figura 39). D'aquests dos s'obtenen els valors necessaris per omplir les fitxes de cada bescanviador. Per al cas del bescanviador X, s'obtenen els següents resultats.

En la següent figura es pot observar una taula resum de tots els valors i resultats que corresponen a aquest bescanviador.

1	Size	162,74	X	1828,8	mm	Type	AES	Hor	Connected in	1	parallel	1	series			
2	Surf/Unit (gross/eff/finned)	1,3	/	1,2	/				m ²	Shells/unit	1					
3	Surf/Shell (gross/eff/finned)	1,3	/	1,2	/				m ²							
4	Design (Sizing)	PERFORMANCE OF ONE UNIT														
5		Shell Side						Tube Side			Heat Transfer Parameters					
6	Process Data			In	Out	In	Out									
7	Total flow		kg/s		0,0694		0,9089		Total heat load			kW	77			
8	Vapor		kg/s	0,0694	0,0694	0	0		Eff. MTD/ 1 pass MTD		°C	79,23	/ 79,28			
9	Liquid		kg/s	0	0	0,9089	0,9089		Actual/Reqd area ratio - fouled/clean			1,15	/ 1,63			
10	Noncondensable		kg/s	0	0	0	0		Coef./Resist.		W/(m ² -K)	m ² -K/W	%			
11	Cond./Evap.		kg/s	0	0	0	0		Overall fouled	952		0,00105				
12	Temperature		°C	117,76	117,03	25	50		Overall clean	1346,4		0,00074				
13	Bubble Point		°C	108,47	108,04	105,83	104,5		Tube side film	2349,1		0,00043	40,52			
14	Dew Point		°C	108,47	108,04	156,49	155,18		Tube side fouling	4592,6		0,00022	20,73			
15	Vapor mass fraction			1	1	0	0		Tube wall	7921,3		0,00013	12,02			
16	Pressure (abs)		bar	1,385	1,36619	1	0,95304		Outside fouling	11111,1		9E-05	8,57			
17	DeltaP allow/cal		bar	0,1379	0,01881	0,20684	0,04696		Outside film	5241,7		0,00019	18,16			
18	Velocity		m/s	3,68	3,69	0,74	0,75									
19	Liquid Properties								Shell Side Pressure Drop		bar		%			
20	Density		kg/m ³			1048,94	1034,82		Inlet nozzle			0,00786	41,77			
21	Viscosity		mPa-s			1,4836	0,9342		InletspaceXflow			0,00093	4,95			
22	Specific heat		kJ/(kg-K)			3,333	3,389		Baffle Xflow			0,0009	4,79			
23	Therm. cond.		W/(m-K)			0,4521	0,4587		Baffle window			0,00262	13,93			
24	Surface tension		N/m						OutletspaceXflow			0,00093	4,96			
25	Molecular weight					27,03	27,03		Outlet nozzle			0,00557	29,59			
26	Vapor Properties								Intermediate nozzles							
27	Density		kg/m ³	0,77	0,76				Tube Side Pressure Drop		bar		%			
28	Viscosity		mPa-s	0,0129	0,0128				Inlet nozzle			0,01336	28,49			
29	Specific heat		kJ/(kg-K)	2,163	2,166				Entering tubes			0,0029	6,18			
30	Therm. cond.		W/(m-K)	0,0261	0,026				Inside tubes			0,0196	41,8			
31	Molecular weight			18,01	18,01				Exiting tubes			0,00484	10,33			
32	Two-Phase Properties								Outlet nozzle			0,00619	13,2			
33	Latent heat		kJ/kg						Intermediate nozzles							
34	Heat Transfer Parameters								Velocity / Rho*V²		m/s		kg/(m-s ²)			
35	Reynolds No. vapor			4162,34	4167,36				Shell nozzle inlet			41,81	1341			
36	Reynolds No. liquid					8255,02	13109,73		Shell bundle Xflow	3,68	3,69					
37	Prandtl No. vapor			1,07	1,07				Shell baffle window	10,9	10,93					
38	Prandtl No. liquid					10,94	6,9		Shell nozzle outlet			42,31	1357			
39	Heat Load								Shell nozzle interm							
40	Vapor only		kW	-77	0				Tube nozzle inlet			m/s	kg/(m-s ²)			
41	2-Phase vapor			0	0				Tubes	0,74	0,75					
42	Latent heat			0	0				Tube nozzle outlet			1,58	2568			
43	2-Phase liquid			0	0				Tube nozzle interm							
44	Liquid only			0	77											
45	Tubes								Baffles							
46	Type			Plain	Type	Single segmental			Nozzles: (No./OD)							
47	ID/OD	mm	15,75	/	19,05	Number	4		Shell Side				Tube Side			
48	Length act/eff	mm	1828,8	/	1639,9	Cut(%d)	40,25		Inlet	mm	1	/	60,32	1	/	33,4
49	Tube passes		2			Cut orientation	H		Outlet	1	/	60,32	1	/	33,4	
50	Tube No.		12			Spacing: c/c	mm	323,85	Intermediate	/						
51	Tube pattern		90			Spacing at inlet	mm	334,18	Impingement protection							
52	Tube pitch	mm	25,4			Spacing at outlet	mm	334,18								
53	Insert						None									
54	Vibration problem (HTFS / TEMA)		Possible	/					RhoV2 violation					No		

Figura 38: Resum general del bescanviador X.

En la següent figura es pot observar una taula resum de tots els valors i resultats TEMA com ja s'ha esmentat abans que corresponen a aquest bescanviador.

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 :	152 - 1828,8	mm	Type:	AES	Horizontal	Connected in:	1 parallel	1 series						
7	Surf/unit(eff.)	1,2	m ²	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.)	1,2	m ²							
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT														
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side								
10	Fluid name														
11	Fluid quantity, Total			kg/s			0,0694								
12	Vapor (In/Out)			kg/s			0,0694								
13	Liquid			kg/s			0								
14	Noncondensable			kg/s			0								
15															
16	Temperature (In/Out)			°C			117,76								
17	Bubble / Dew point			°C			108,47 / 108,47								
18	Density Vapor/Liquid			kg/m ³			0,77 / 0,76								
19	Viscosity			mPa-s			0,0129 / 0,0128								
20	Molecular wt, Vap						18,01								
21	Molecular wt, NC														
22	Specific heat			kJ/(kg-K)			2,163 / 2,166								
23	Thermal conductivity			W/(m-K)			0,0261 / 0,026								
24	Latent heat			kJ/kg											
25	Pressure (abs)			bar			1,385								
26	Velocity (Mean/Max)			m/s			4,07 / 10,93								
27	Pressure drop, allow./calc.			bar			0,1379								
28	Fouling resistance (min)			m ² -K/W			9E-05								
29	Heat exchanged			kW			77								
30	Transfer rate, Service			Dirty			952								
				Clean			1346,4								
				W/(m ² -K)											
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL														
32				Shell Side			Tube Side								
33	Design/Vacuum/test pressure			bar			3,44738 / 3,44738								
34	Design temperature			°C			154,44								
35	Number passes per shell						1								
36	Corrosion allowance			mm			0								
37	Connections			In			mm								
38	Size/Rating			Out			mm								
39	Nominal			Intermediate			mm								
40	Tube #:	12	OD:	19,05	Tks. Average	1,65	mm	Length:	1828,8	mm	Pitch:	25,4	mm	Tube pattern:	90
41	Tube type:	Plain	Insert:	None	Fin#:		#/m	Material:	SS 316L						
42	Shell	SS 316L	ID	162,74	OD	168,28	mm	Shell cover	SS 316L						
43	Channel or bonnet	SS 316L						Channel cover	SS 316L						
44	Tubesheet-stationary	SS 316L						Tubesheet-floating	SS 316L						
45	Floating head cover	SS 316L						Impingement protection	None						
46	Baffle-cross	SS 316L	Type	Single segmental	Cut(%d)	40,25	H: Spacing: c/c	323,85	mm						
47	Baffle-long	-	Seal Type				Inlet	334,18	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	1341	Bundle entrance	13	Bundle exit	13	kg/(m-s ²)								
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe	Tube side	Flat Metal Jacket Fibe											
53	Floating head	Flat Metal Jacket Fibe													
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1	TEMA class	R - refinery service											
55	Weight/Shell	143,4	Filled with water	188	Bundle	29,9	kg								
56	Remarks														
57															
58															

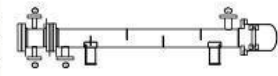


Figura 39: Resultats TEMA obtinguts del disseny del bescanviador.

10. Bombes i compressors

Per a fer el dimensionament de les diverses bombes i compressors s'ha utilitzat el programa Aspen Hysys adjuntant les característiques necessàries per a convergir i per tant, trobar la pressió necessària que cal que faci cada bomba i compressor juntament amb la potència necessària per a que funcionin correctament.

Per a fer-ho, en primer lloc cal omplir els paràmetres de la canonada posterior a les bombes i compressors adjuntant la seva longitud, diàmetre nominal i extern, canvi d'altura requerit del fluid al llarg de la canonada i col·locar que la sortida de la canonada s'assoleixi 1 atmosfera ja que el nostre procés treballa a pressió atmosfèrica (1,013 bar).

A més, es considera que no hi ha pèrdua de calor al llarg de les canonades degut al aïllament de llana de roca i la xapa d'acer inoxidable que les envolta.

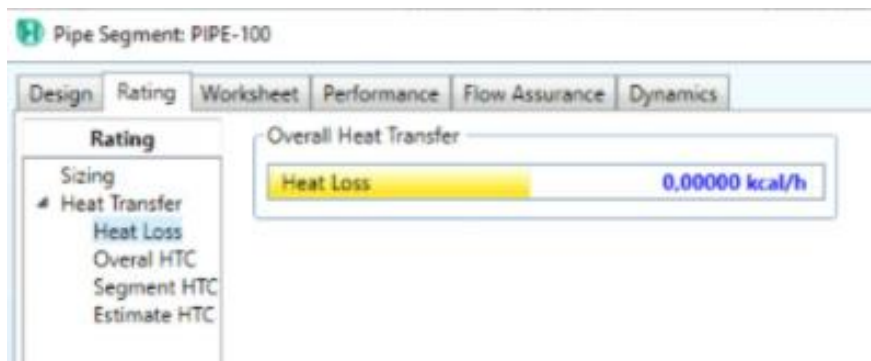


Figura 40: Pèrdua de calor en la canonada.

Per exemple, a continuació s'exemplifica com s'ha calculat la P-100A/B on en primer lloc cal posar els paràmetres corresponents de la canonada. A partir de la taula de dimensions de canonades s'observa que correspon a una canonada de 1 ½ de diàmetre nominal (diàmetre extern de 48,3 mm i diàmetre intern de 40 mm).

Design	Rating	Worksheet	Performance	Flow Assurance	Dynamics
Rating					
Length - Elevation Profile					
Sizing		Segment			1
Heat Transfer		Fitting/Pipe			Pipe
		Length/Equivalent Length			140,0
		Elevation Change			0,0000
		Outer Diameter			48,30
		Inner Diameter			40,00
		Material			Mild Steel
		Roughness			4,572e-005
		Pipe Wall Conductivity			45,00
		Increments			5
		FittingNo			<empty>

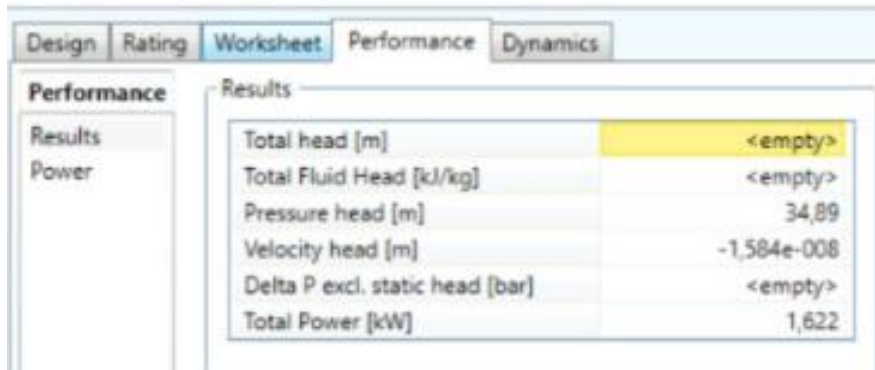
Figura 41: Característiques canonada posterior a la bomba.

A continuació doncs, coneixent aquests paràmetres i adjuntant el cabal molar que entra a la bomba i suposant que la sortida de la canonada serà de pràcticament un bar, es pot trobar quin ΔP li correspon a la bomba en qüestió.

Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics
Worksheet				
Name		7	8	Q-105
Conditions	Vapour	0,0000	0,0000	<empty>
Properties	Temperature [C]	25,00	25,03	<empty>
Composition	Pressure [bar]	1,000	2,400	<empty>
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	105,4	105,4	<empty>
	Mass Flow [kg/h]	6400	6400	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	5,768	5,768	<empty>
	Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-1,075e+005	-1,075e+005	<empty>
	Molar Entropy [kl/kgmole-C]	-127,4	-127,4	<empty>
	Heat Flow [kcal/h]	-1,133e+007	-1,133e+007	263,2

Figura 42: Característiques corrent d'entrada i sortida de la bomba.

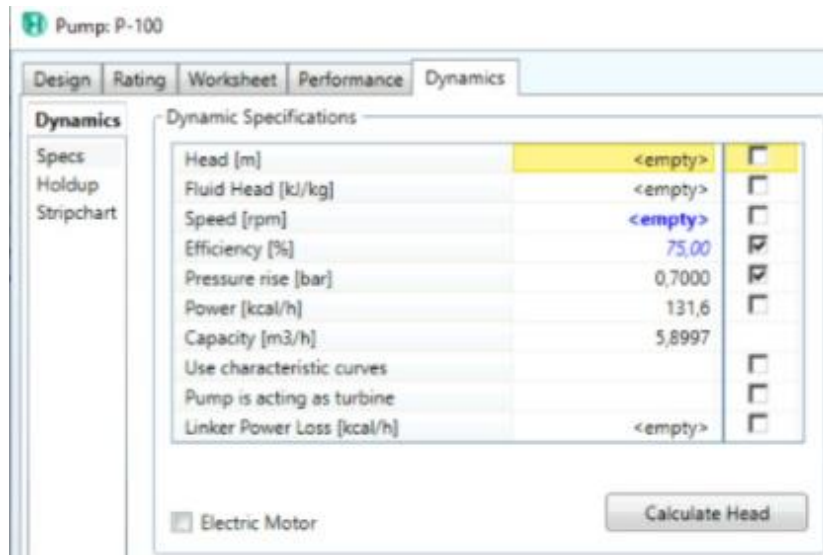
Per tant, es pot observar com la bomba P-100 haurà d'exercir una pressió de 1,4 bar (2,4 bar corrent de sortida bomba – 1 bar corrent d'entrada).



Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics
Performance				
Results				
Power				
Total head [m]				<empty>
Total Fluid Head [kJ/kg]				<empty>
Pressure head [m]				34,89
Velocity head [m]				-1,584e-008
Delta P excl. static head [bar]				<empty>
Total Power [kW]				1,622

Figura 43: Característiques de la bomba.

Per tant, es pot observar que la potència necessària que caldria tenir la bomba seria de 1622 W per a que el fluid circulés correctament.



Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics
Dynamics				
Dynamic Specifications				
Head [m]				<empty> <input type="checkbox"/>
Fluid Head [kJ/kg]				<empty> <input type="checkbox"/>
Speed [rpm]				<empty> <input type="checkbox"/>
Efficiency [%]			75,00	<input checked="" type="checkbox"/>
Pressure rise [bar]			0,7000	<input checked="" type="checkbox"/>
Power [kcal/h]			131,6	<input type="checkbox"/>
Capacity [m3/h]			5,8997	<input type="checkbox"/>
Use characteristic curves				<input type="checkbox"/>
Pump is acting as turbine				<input type="checkbox"/>
Linker Power Loss [kcal/h]			<empty>	<input type="checkbox"/>
<input checked="" type="checkbox"/> Electric Motor				
Calculate Head				

Figura 44: Efectivitat Adiabàtica de la bomba en qüestió.

A continuació s'adjunten les diverses bombes de la zona 100 juntament amb els paràmetres de pressió que els hi corresponen.

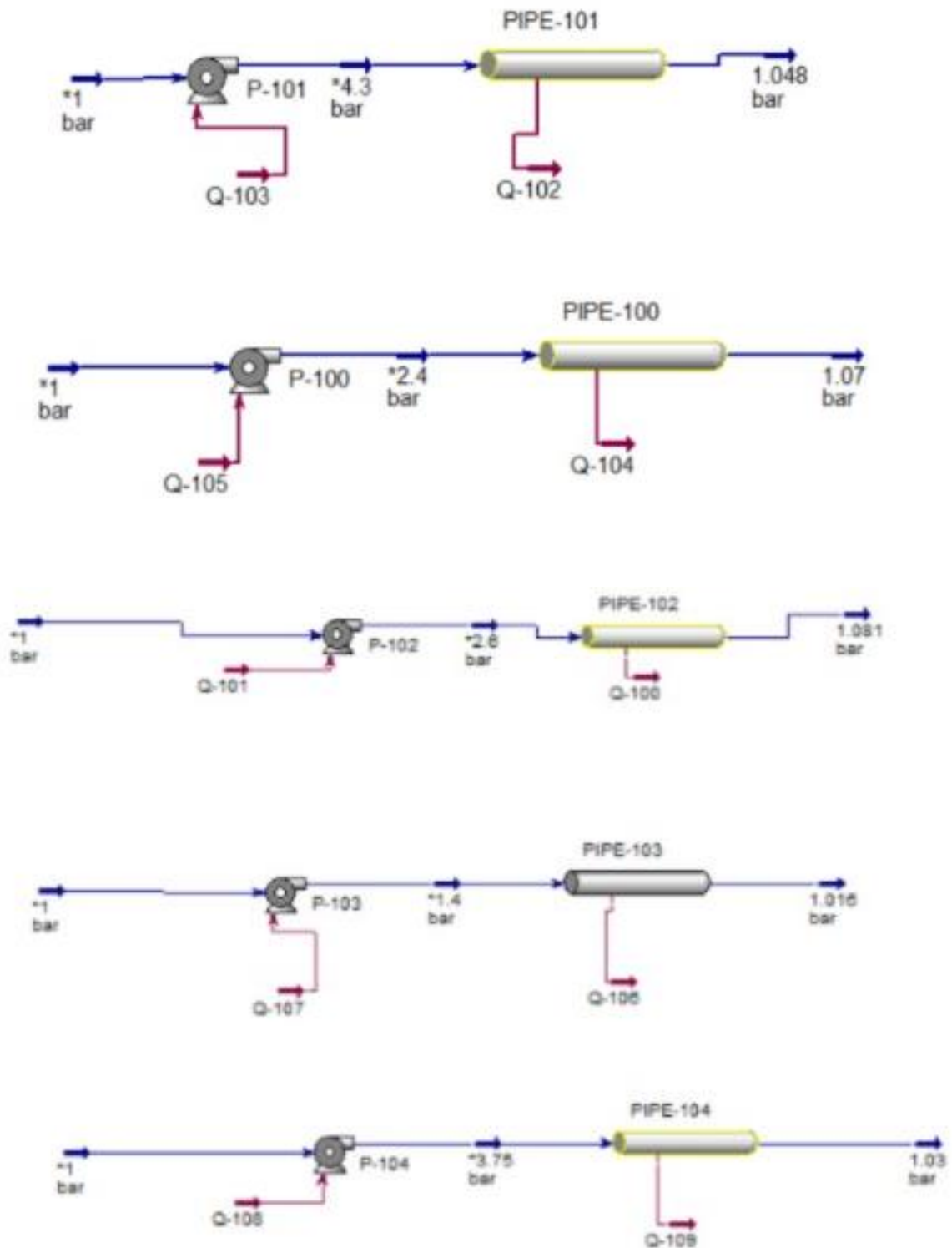
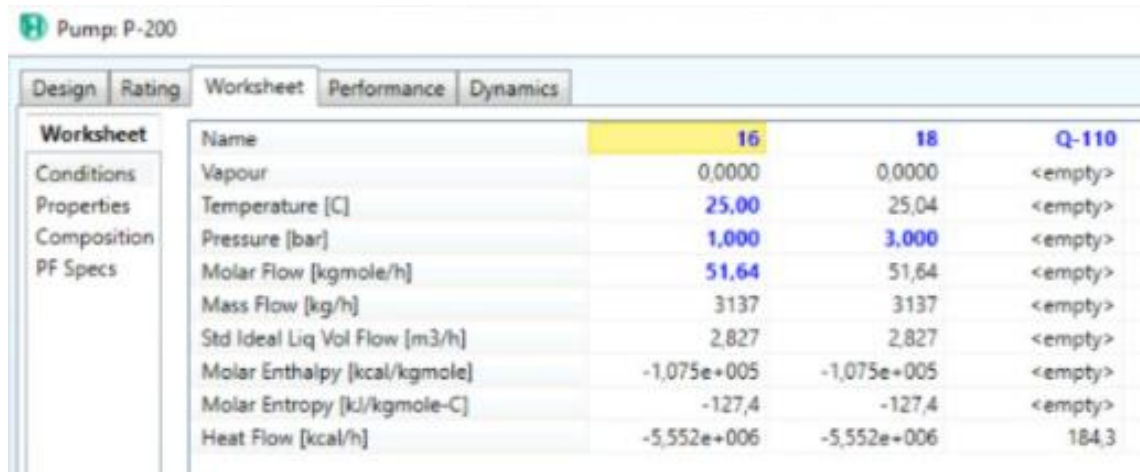


Figura 45: Paràmetres trobats de les diverses bombes de la zona 100.

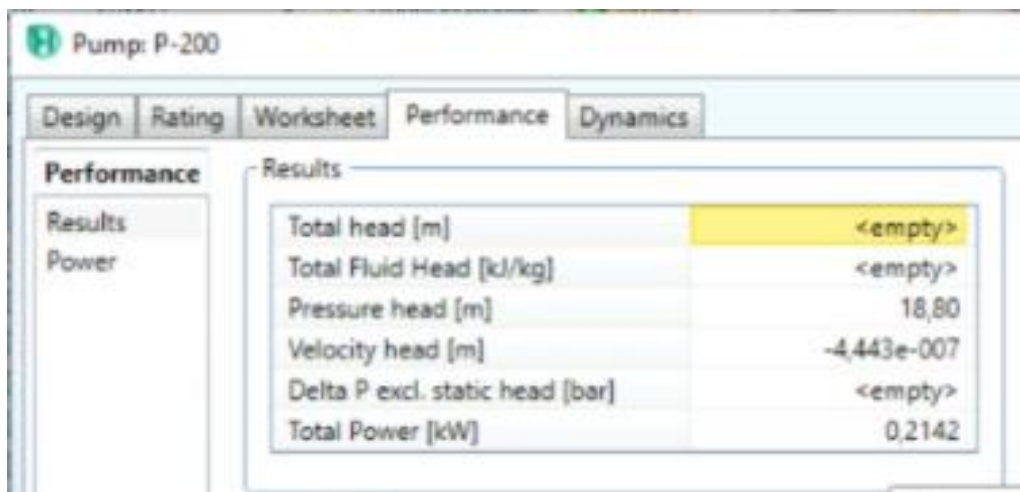
Es fa exactament el mateix per la resta de bombes necessàries.

Exemple: P200A/B.



	16	18	Q-110
Name			
Vapour	0,0000	0,0000	<empty>
Temperature [C]	25,00	25,04	<empty>
Pressure [bar]	1,000	3,000	<empty>
Molar Flow [kgmole/h]	51,64	51,64	<empty>
Mass Flow [kg/h]	3137	3137	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2,827	2,827	<empty>
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-1,075e+005	-1,075e+005	<empty>
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-127,4	-127,4	<empty>
Heat Flow [kcal/h]	-5,552e+006	-5,552e+006	184,3

Figura 46: Paràmetres utilitzats i calculats per a la P-200A/B.



Results	Value
Total head [m]	<empty>
Total Fluid Head [kJ/kg]	<empty>
Pressure head [m]	18,80
Velocity head [m]	-4,443e-007
Delta P excl. static head [bar]	<empty>
Total Power [kW]	0,2142

Figures 47: Paràmetres utilitzats i calculats per a la P-200A/B.

Pel que fa als compressors del nostre procés, per a calcular la pressió requerida i la potència necessària d'aquests, es fa de la mateixa manera que s'ha fet amb totes les bombes de procés.

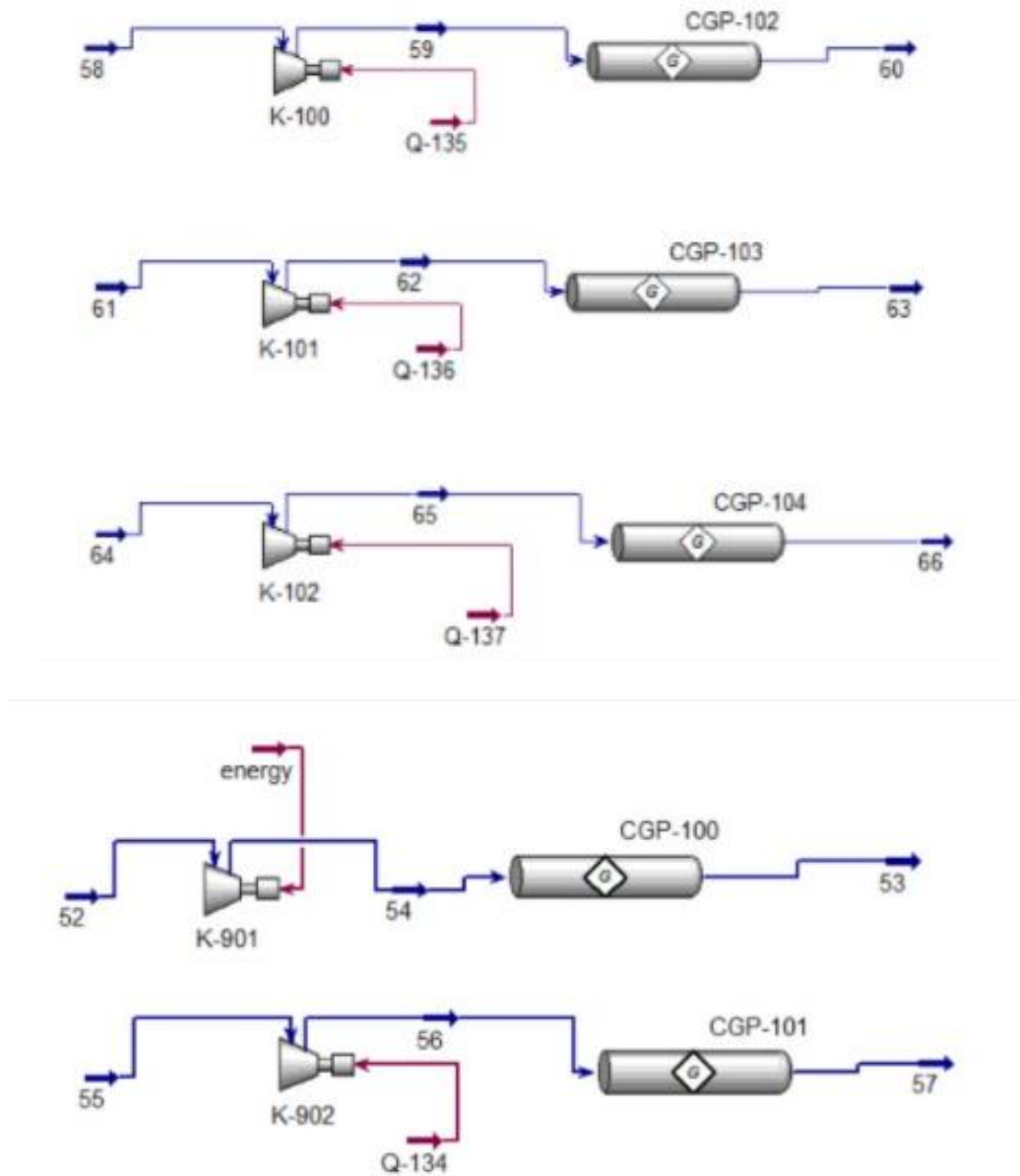


Figura 48: Compressors requerits en la zona 300 i 900.

Cal recalcar que les taules amb les característiques de bombes i compressors es troben adjuntades en el capítol corresponent de canonades, vàlvules, bombes i compressors on es troben els valors de pressió i potència requerits per a tots els equips de la planta.

11. Canonades

Per a determinar els diàmetres de les diverses canonades cal determinar les velocitats dels fluids per a continuació poder calcular els diàmetres de cadascuna d'elles.

Per a poder determinar les velocitats s'ha realitzat a partir de la taula 42 en que es mostren les velocitats típiques per a gasos i líquids (segons siguin viscosos o no) en la circulació a través de canonades d'acer.

Cal recordar que l'etilenglicol és una substància lleugerament viscosa ($1,61 \times 10^{-2} \text{ Pa} \cdot \text{s}$) la qual un cop es cristal·litza, és a dir, es refreda, es forma una massa altament viscosa que finalment se solidifica per a produir una substància semblant al vidre.

Taula 43: Velocitats Típiques dels diversos fluids.

Tipus de Fluid	Tipus de Flux	Velocitats Típiques (m/s)
Líquid No Viscosos	Entrada a la bomba	0,6-0,9
	Línia de procés o descàrrega de la bomba	1,5-2,6
Líquids Viscosos	Entrada a la bomba	0,05-0,25
	Línia de procés o descàrrega de la bomba	0,15-0,55
Gasos	Línia de Procés	10-37,5
Vapor	Línia de procés	10-23,5

Per tant, a partir de la taula anterior s'ha considerat assumir un valor de 0,75 en líquids no viscosos en l'entrada de bombes i 2 m/s per a líquids no viscosos en línia de procés o descàrrega de bombes.

Seguidament un valor de 0,15 m/s per a líquids viscosos en entrada a les bombes i 0,5 m/s per a líquids viscosos en línia de procés (tenint en compte les consideracions de viscositat de l'etilenglicol).

Per últim una velocitat de 30 m/s per als gasos i una velocitat de 20 m/s per als vapors corresponents.

Ara, un cop considerades les diverses velocitats dels fluids al llarg de les canonades de la planta, es podrà calcular els diàmetres d'elles mitjançant l'equació 92.

$$v = \frac{F}{\frac{\pi}{4} \cdot D^2} \quad (93)$$

On:

F Cabal volumètric del fluid que circula per la canonada (m^3/s)

D Diàmetre intern de la canonada (m)

V Velocitat del fluid que circula per la canonada (m/s)

Un cop s'obtenen els diàmetres interns de les diverses canonades, a partir del catàleg de l'empresa "Grupo Almesa" [32], s'ha escollit el diàmetre nominal en polsades per a cada una d'elles. A continuació es mostra el catàleg corresponent.

Tubo de acero soldado y sin soldadura DIN/EN

Tabla de dimensiones.

■ Peso (kg/m)

Diámetro nominal pulgadas	Diámetro nominal mm.	Diámetro exterior mm.	Tubo acero soldado			Tubo acero sin soldadura		
			Espesor s/norma EN 10255 Serie L2 ISO R85	Espesor s/norma EN 10255 Serie M DIN 2440	Espesor s/norma EN 10217-1 DIN 2458	Espesor s/norma EN 10216-1 DIN 2448	Espesor s/norma EN 10255 Serie M DIN 2440	Espesor s/norma EN 10255 Serie H DIN 2441
1/8"	6	10,2		2		1,6	2	2,6
				0,404		0,34	0,404	0,487
1/4"	8	13,5	1,8	2,3		1,8	2,3	2,9
			0,515	0,641		0,52	0,641	0,765
3/8"	10	17,2	1,8	2,3		1,8	2,3	2,9
			0,67	0,839		0,69	0,839	1,02
1/2"	15	21,3	2	2,6		2	2,6	3,2
			0,947	1,21		0,96	1,21	1,44
3/4"	20	26,9	2,3	2,6		2,3	2,6	3,2
			1,38	1,56		1,40	1,56	1,87
1"	25	33,7	2,6	3,2		2,6	3,2	4,0
			1,98	2,41		1,99	2,41	2,93
1 1/4"	32	42,4	2,6	3,2		2,6	3,2	4,0
			2,54	3,1		2,55	3,1	3,79
1 1/2"	40	48,3	2,9	3,2		2,6	3,2	4,0
			3,23	3,56		2,93	3,56	4,37
2"	50	60,3	2,9	3,6		2,9	3,6	4,5
			4,08	5,03		4,11	5,03	6,19
2 1/2"	65	76,1	3,2	3,6		2,9	3,6	4,5
		73,0	5,71	6,42		5,24	6,42	7,93
3"	80	88,9	3,2	4		3,2	4	5,0
			6,72	8,36		6,76	8,36	10,3
4"	100	114,3	3,6	4,5		3,6	4,5	5,4
			9,75	12,2		9,83	12,2	14,5
5"	125	139,7		5		4	5	5,4
				16,6		13,4	16,6	17,9
6"	150	168,3		5		4,5	5	5,4
		165,1		19,8		18,2	19,8	21,3
7"	175	193,7				5,4		
8"	200	219,1			4,5	25,1		
					23,8	6,3		
9"	225	244,5				33,1		
						6,3		
10"	250	273,0				37,0		
					5	6,3		
12"	300	323,9			33	41,4		
					5	7,1		
14"	350	355,6			39,3	55,5		
					5	8		
16"	400	406,4			43,2	68,6		
					6,3	8,8		
18"	450	457,0			62,2	86,3		
					6,3	10		
20"	500	508,0			70	110		
					6,3	11		
24"	600	610,0			77,9	135		
					6,3			
					93,8			

Figura 49: Diàmetres nominals de canonades d'acer inoxidable.

11.1 Aïllament de les canonades

Per a la planta, s'utilitza llana de roca d'origen natural proveït per l'empresa Isover^[33] com a aïllant tèrmic ja que disposa de una molt baixa conductivitat tèrmica i és ideal en instal·lacions on es generen condensacions i problemes d'humitat i és eficient per treballar amb amplis rangs de temperatura i per a prevenir contra

incendis. A més, s'instal·larà un recobriment per fora d'acer inoxidable de 0,5 mm de xapa.

Per a determinar el gruix de l'aïllament es fa a partir del diàmetre nominal de la canonada i de la temperatura. A continuació es mostra una taula amb el catàleg per a definir l'aïllament adequat. Cal destacar que en aquest cas aquests espessors per a les diverses canonades es troben dins del rang de temperatura corresponents al nostre procés (entre 0 i 150^o C). Cal recordar que pels reactors l'aïllament serà de 100 mm segons el reglament.

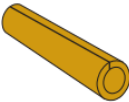
Producto	Diámetro		Espesores (mm)																
	Tubería (")	Coquillas (mm)	30			40			50			60			80				
			€/ml	ml/Bolsa	P	€/ml	ml/Bolsa	P	€/ml	ml/Bolsa	P	€/ml	ml/Bolsa	P	€/ml	ml/Bolsa	P		
Aislamiento térmico y calorifugado para tuberías																			
TECH Pipe Section MT 4.1 Elementos moldeados de lana de roca con forma cilíndrica y estructura concéntrica. Llevan practicada una abertura en su generatriz para permitir su colocación sobre la tubería. Aislamiento térmico y calorifugado para tuberías e instalaciones industriales. Coquillas de gran longitud que facilitan una rápida y eficiente instalación.		1/2	21	3,70	42,00		4,85	27,60											
		3/4	27	3,85	38,40		5,10	25,20		6,40	18,00								
		1	34	4,15	30,00		5,65	21,60		7,15	15,60		9,50	12,00					
		1 1/4	42	4,60	26,40		6,25	19,20											
		1 1/2	48	5,10	22,80		6,65	16,80		8,55	12,00		10,90	9,60					
		2	60	7,50	20,40		9,85	14,40		12,45	10,80		14,35	8,40		21,35	4,80		
		2 1/2	76	8,25	14,40		10,90	10,80		14,15	8,40		16,10	6,00		22,95	4,80		
		3	89	9,10	12,00		11,55	9,60		14,65	7,20		18,45	6,00		25,15	3,60		
4	114	10,25	8,40		12,90	7,20		16,50	6,00		19,80	4,80		27,80	3,60				
5	140							17,00	4,80		21,35	3,60							
6	169	13,05	4,80		16,15	3,60		19,95	3,60		25,35	2,40		35,50	2,40				
8	219	22,30	2,40		27,95	2,40		27,95	2,40		31,85	2,40		41,40	1,20				
10	273	30,45	2,40		36,00	1,20		36,00	1,20		38,80	1,20		49,30	1,20				

Figura 50: Tipus d'aïllants tèrmics i calorifugats per a canonades.

12. Avaluació econòmica

12.1. Correlació de Sinnot-Towler

Amb el mètode de Sinnot-Towler s'obté un valor aproximat utilitzant un paràmetre específic, que depèn de l'equip, i unes constants tabulades.

$$(C_e = a + b \cdot S^n) \cdot f_m \quad (94)$$

On:

C_e Cost de l'equip (\$)

a, b, n Constats tabulades en funció de l'equip

S Paràmetre característic de l'equip

f_m Factor de material

Si l'equip està dissenyat d'un material diferent al de la correlació s'ha de multiplicar pel factor de material f_m .

Taula 44: Factor de material.

Material	f_m
Acer al carboni	1,0
Alumini i bronze	1,07
Acer fos	1,1
Acer inoxidable 204	1,3
Acer inoxidable 316	1,3
Acer inoxidable 321	1,5
Hastelloy C	1,55
Monel	1,65
Níquel i inconel·la	1,7

La correlació de Sinnott-Towler treballa amb preus de diferents anys, per tant s'han actualitzat utilitzant l'índex CEPCI *Chemical Engineering Plan Cost Index* [34].

$$C_{2021} = \frac{CEPCI_{2021}}{CEPCI_{200x}} \cdot C_{200x} \quad (95)$$

Taula 45: Valors del CEPCI.

CEPCI	Valor
2007	509,7
2021	616,5

Taula 46: Estimació preus mètode Sinnot-Towler.

Equip		S		a	b	n	fm	Ce 2007	Ce 2021	Ce 2021
Evaporador	E-300	70	m ²	280	30500	0,55	1,3	\$410.612,61	\$496.650,33	407.253,27 €
Evaporador	E-301	110	m ²	280	30500	0,55	1,3	\$526.392,37	\$636.690,01	522.085,81 €
Bomba centrífuga	P-100	1,60	L/s	6900	206	0,9	1,3	\$9.379,31	\$11.344,61	9.302,58 €
Bomba centrífuga	P-101	3,56	L/s	6900	206	0,9	1,3	\$9.810,51	\$11.866,15	9.730,25 €
Bomba centrífuga	P-102	4,43	L/s	6900	206	0,9	1,3	\$9.993,00	\$12.086,89	9.911,25 €
Bomba centrífuga	P-103	1,04	L/s	6900	206	0,9	1,3	\$9.246,49	\$11.183,95	9.170,84 €
Bomba centrífuga	P-104	2,85	L/s	6900	206	0,9	1,3	\$9.656,89	\$11.680,35	9.577,89 €
Bomba centrífuga	P-200	0,80	L/s	6900	206	0,9	1,3	\$9.188,53	\$11.113,84	9.113,35 €
Bomba centrífuga	P-201	0,93	L/s	6900	206	0,9	1,3	\$9.220,52	\$11.152,55	9.145,09 €
Bomba centrífuga	P-202	2,13	L/s	6900	206	0,9	1,3	\$9.498,30	\$11.488,52	9.420,59 €
Bomba centrífuga	P-203	2,85	L/s	6900	206	0,9	1,3	\$9.657,83	\$11.681,48	9.578,81 €
Bomba centrífuga	P-204	3,15	L/s	6900	206	0,9	1,3	\$9.721,52	\$11.758,51	9.641,98 €
Bomba centrífuga	P - 300	0,82	L/s	6900	206	0,9	1,3	\$9.194,60	\$11.121,19	9.119,37 €
Bomba centrífuga	P - 301	8,33	L/s	6900	206	0,9	1,3	\$10.774,32	\$13.031,92	10.686,17€
Bomba centrífuga	P - 302	3,49	L/s	6900	206	0,9	1,3	\$9.794,87	\$11.847,24	9.714,74 €
Bomba centrífuga	P - 303	2,10	L/s	6900	206	0,9	1,3	\$9.492,12	\$11.481,05	9.414,46 €
Bomba centrífuga	P - 304	1,84	L/s	6900	206	0,9	1,3	\$9.434,04	\$11.410,81	9.356,86 €
Bomba centrífuga	P - 900	9,34	L/s	6900	206	0,9	1,3	\$10.971,16	\$13.270,00	10.881,40 €
Bomba centrífuga	P - 901	9,34	L/s	6900	206	0,9	1,3	\$10.971,16	\$13.270,00	10.881,40 €
Compressor	K-300	170	kW	220000	2300	0,75	1,0	\$328.284,06	\$397.071,07	325.598,27 €
Compressor	k-301	311,9	kW	220000	2300	0,75	1,0	\$390.702,30	\$472.568,11	387.505,85 €
Compressor	k-303	685,9	kW	220000	2300	0,75	1,0	\$528.264,45	\$638.954,35	523.942,57 €
Compressor	k-900	489,5	kW	220000	2300	0,75	1,0	\$459.354,92	\$555.605,86	455.596,81 €
Compressor	k-901	789,2	kW	220000	2300	0,75	1,0	\$562.466,54	\$680.322,98	557.864,84 €
Estació transformadora		630	kW	-950	1770	0,6	1,0	\$83.690,38	\$101.226,44	83.005,68 €

12.2. Correlació de Couper

La correlació de Couper depèn directament de l'equip que s'està dissenyant i s'empren diferents equacions.

Al igual que amb la correlació de Sinnott-Towler, la de Couper també treballa amb preus de diferents anys, per tant s'han actualitzat utilitzant l'índex CEPCI *Chemical Engineering Plan Cost Index*.

$$C_{2021} = \frac{CEPCI_{2021}}{CEPCI_{200x}} \cdot C_{200x} \quad (96)$$

Taula 47: Valors del CEPCI.

CEPCI	Valor
2002	395,6
2021	616,5

- Estimació del cost dels tancs d'emmagatzematge i dels tancs pulmó

$$C_e = 1,2181 \cdot F_M \cdot e^{[11,662 + 0,6104 \cdot \ln \ln (V) + 0,04536 \cdot \ln \ln (V)^2]} \quad (97)$$

On:

V Volum de l'equip (gal)

F_M Factor de cost segons el material de construcció, en aquest cas 2,7 (ASIS 316L)

Taula 48: Estimació preu dels tancs.

Equip		V		F _M	Ce 2002	Ce 2021	Ce 2021
Tanc d'emmagatzematge	T - 200	45701	gal	2.7	\$101,240.72	\$157,772.76	129,373.66 €
Tanc d'emmagatzematge	T - 201	25889	gal	2.7	\$83,583.13	\$130,255.31	106,809.36 €
Tanc d'emmagatzematge	T - 202	127066	gal	2.7	\$153,875.32	\$239,798.12	196,634.46 €
Tanc d'emmagatzematge	T - 203	29587	gal	2.7	\$87,203.09	\$135,896.63	111,435.24 €
Tanc d'emmagatzematge	T - 204	81364	gal	2.7	\$126,720.36	\$197,480.03	161,933.63 €
Tanc d'emmagatzematge	T - 205	27474	gal	2.7	\$85,158.12	\$132,709.76	108,822.00 €
Tanc pulmó	T - 300	5812	gal	2.7	\$58,077.81	\$90,508.02	74,216.57 €
Tanc pulmó	T - 301	28266	gal	2.7	\$85,932.05	\$133,915.85	109,811.00 €

- Estimació del cost de l'agitador dels tancs pulmó

$$C = 1,218 \cdot \exp[a + b \cdot \ln \ln (HP) + c \cdot \ln (HP)^2] \quad (98)$$

On:

a, b i c Són paràmetres específics de l'agitador i del material de construcció

a = 8,82; b=0,2474; c= 0,0654

HP Potència del motor

Taula 49: Estimació preu els agitadors.

Equip		S		Ce 2002	Ce 2021	Ce 2021
Agitador	T - 300	5,45	HP	\$15.923,55	\$24.815,14	20.348,42 €
Agitador	T - 301	89,33	HP	\$51.007,51	\$79.489,71	65.181,56 €

- Estimació del cost de la columna de destil·lació

$$C_e = 1,218 \cdot (f_1 \cdot C_b + N \cdot f_2 \cdot f_3 \cdot f_4 \cdot C_t + C_{p1}) \quad (99)$$

$$C_b = 1,218 \cdot e^{[7,123+0,1478 \cdot \ln \ln (W) + 0,02488 \cdot \ln \ln (W)^2]} \quad (100)$$

$$C_t = 457,7 \cdot e^{(0,1739 \cdot D)} \quad (101)$$

$$C_{p1} = 249,6 \cdot D^{0,6332} \cdot L^{0,6016} \quad (102)$$

$$f_4 = \frac{2,25}{(1,0141)^N} \quad (103)$$

On:

N Número de plats

W Pes de l'equip (lb)

D Diàmetre de columna (ft)

L Longitud de columna (ft)

f₁ i f₂ Paràmetres que depenen del material de construcció

f₃ Factor en funció del tipus de plat

Taula 50: Estimació preu de la columna de destil·lació.

Equip		Paràmetres			Ce 2002	Ce 2021	Ce 2021
Columna destil·lació	C-300	Plats	14	-	\$218.030,48	\$339.777,03	278.617,16 €
		Pes	4409,25	lb			
		Diàmetre	5,58	ft			
		Altura	18,37	ft			
		f1	2,10				
		f2	5,44				
		f3	0,95				
		f4	1,28				
		Cb	30104,57				
		Ct	1207,97				
		Cp1	4271,44				

- Estimació del cost dels chillers

$$Ce = 178 \cdot F \cdot Q^{0,65} \quad (104)$$

On:

F Valor que depèn de la capacitat de refredament

Q Energia (M Btu/hr)

Taula 51: Estimació preu dels chillers.

Equip		Q		F	Ce 2002	Ce 2021	Ce 2021
Chiller	CH-900	3135,35	MBtu/h	1.55	\$51.681,80	\$80.540,52	125.513,73 €
Chiller	CH-901	5429,69	Mbtu/h	1.55	\$73.850,82	\$115.088,55	179.353,11 €

12.3. Cost associat al sou del personal

El cost dels treballadors s'ha estipulat segons el Conveni General de la Indústria Química i les bases de cotització del 2021 que estipula la Seguretat Social [35]. Aquestes estan recollides a la Taula 51.

Pels sous superiors a la base màxima, 48.841€/anual, s'ha d'aplicar la cuota màxima de cotització, que són 1.460€/mensuals.

Taula 52: Bases de cotització.

Concepte	Base % cotització
Contingències comuns	23,6
Atur	5,5
Fogasa	0,2
Formació professional	0,6
Total	29,9

Per fer l'estimació del cost del personal, també s'ha tingut en compte el plus de nocturnitat i de festivitat.

Taula 53: Plus nocturnitat i festius.

	Cost dia	Cost any
Diumenge i festius	31,84 €	1.910,40 €
Nocturn	11,86 €	3.131,04 €
Nocturn + diumenge i festius	55,56 €	3.333,60 €

Taula 54: Cost del personal.

Departament	Lloc	Nº de treballadors	Jornada laboral (h setmanals)	Horari nocturn	Sou brut	Cost salarial	Cost Seguretat Social
Direcció general	Director general CEO	1	40	No	50.000,00 €	50.000,00 €	17.520,00 €
	Secretària	1	40	No	20.895,07 €	20.895,07 €	6.247,63 €
Gestió operativa	Director COO	1	40	No	42.923,92 €	42.923,92 €	12.834,25 €
	Secretària	1	40	No	18.789,35 €	18.789,35 €	5.618,02 €
Departament d'Enginyeria	Enginyers	2	40	No	33.853,21 €	67.706,42 €	20.244,22 €
	Enginyers	1	40	Si	36.984,25 €	36.984,25 €	11.058,29 €
	Enginyers	1	24	No	22.222,33 €	22.222,33 €	6.644,48 €
	Enginyers	1	24	Si	23.645,53 €	23.645,53 €	7.070,01 €
Departament de producció	Responsable torn	2	40	No	33.853,21 €	67.706,42 €	20.244,22 €
	Responsable torn	1	40	Si	36.984,25 €	36.984,25 €	11.058,29 €
	Responsable torn	1	24	No	22.222,33 €	22.222,33 €	6.644,48 €
	Responsable torn	1	24	Si	23.645,53 €	23.645,53 €	7.070,01 €
	Operari	14	40	No	23.809,93 €	333.339,05 €	99.668,37 €
	Operari	7	40	Si	26.940,97 €	188.586,80 €	56.387,45 €
	Operari	7	24	No	16.196,36 €	113.374,51 €	33.898,98 €
	Operari	7	24	Si	17.619,56 €	123.336,91 €	36.877,74 €

Taula 55: Continuació cost del personal.

Departament	Lloc	Nº de treballadors	Jornada laboral (h setmanals)	Horari nocturn	Sou brut	Cost salarial	Cost Seguretat Social
Departament de manteniment	Responsable torn	2	40	No	23.809,93 €	47.619,86 €	14.238,34 €
	Responsable torn	1	40	Si	26.940,97 €	26.940,97 €	8.055,35 €
	Responsable torn	1	24	No	16.196,36 €	16.196,36 €	4.842,71 €
	Responsable torn	1	24	Si	17.619,56 €	17.619,56 €	5.268,25 €
	Operari	4	40	No	20.895,07 €	83.580,29 €	24.990,51 €
	Operari	2	40	Si	24.026,11 €	48.052,22 €	14.367,61 €
	Operari	2	24	No	14.447,44 €	28.894,89 €	8.639,57 €
	Operari	2	24	Si	15.870,64 €	31.741,29 €	9.490,64 €
Departament de qualitat	Tècnic laboratorí	4	40	No	18.789,35 €	75.157,41 €	22.472,07 €
	Tècnic laboratorí	2	40	Si	18.789,35 €	37.578,71 €	11.236,03 €
	Tècnic laboratorí	2	24	No	13.184,01 €	26.368,02 €	7.884,04 €
	Tècnic laboratorí	2	24	Si	14.607,21 €	29.214,42 €	8.735,11 €
	Responsable torn	2	40	No	23.809,93 €	47.619,86 €	14.238,34 €
	Responsable torn	1	40	Si	26.940,97 €	26.940,97 €	8.055,35 €
	Responsable torn	1	24	No	16.196,36 €	16.196,36 €	4.842,71 €
	Responsable torn	1	24	Si	17.619,56 €	17.619,56 €	5.268,25 €

Taula 56: Continuació cost del personal.

Departament	Lloc	Nº de treballadors	Jornada laboral (h setmanals)	Horari nocturn	Sou brut	Cost salarial	Cost Seguretat Social
Departament mediambiental	Enginyer	2	40	No	33.853,21 €	67.706,42 €	20.244,22 €
	Enginyer	1	40	Si	36.984,25 €	36.984,25 €	11.058,29 €
	Enginyer	1	24	No	22.222,33 €	22.222,33 €	6.644,48 €
	Enginyer	1	24	Sí	23.645,53 €	23.645,53 €	7.070,01 €
	Responsable torn	2	40	No	23.809,93 €	47.619,86 €	14.238,34 €
	Responsable torn	1	40	Sí	26.940,97 €	26.940,97 €	8.055,35 €
	Responsable torn	1	24	No	16.196,36 €	16.196,36 €	4.842,71 €
	Responsable torn	1	24	Sí	17.619,56 €	17.619,56 €	5.268,25 €
Departament de seguretat i higiene	Tècnics	2	40	No	23.809,93 €	47.619,86 €	14.238,34 €
	Enginyer	1	40	No	33.853,21 €	33.853,21 €	10.122,11 €
Departament de logística	Responsable torn	2	40	No	23.809,93 €	47.619,86 €	14.238,34 €
	Responsable torn	1	40	Sí	26.940,97 €	26.940,97 €	8.055,35 €
	Responsable torn	1	24	No	16.196,36 €	16.196,36 €	4.842,71 €
	Responsable torn	1	24	Si	17.619,56 €	17.619,56 €	5.268,25 €
	Operari	6	40	No	18.789,35 €	112.736,12 €	33.708,10 €
	Operari	3	40	Sí	21.920,39 €	65.761,18 €	19.662,59 €
	Operari	3	24	No	13.184,01 €	39.552,04 €	11.826,06 €
	Operari	3	24	Sí	14.607,21 €	43.821,64 €	13.102,67 €

Taula 57: Continuació cost del personal.

Departament	Lloc	Nº de treballadors	Jornada laboral (h setmanals)	Horari nocturn	Sou brut	Cost salarial	Cost Seguretat Social
Gestió de ventes i màrqueting	Director CMO	1	40	No	42.923,92 €	42.923,92 €	12.834,25 €
	Secretària	1	40	No	18.789,35 €	18.789,35 €	5.618,02 €
Departament de comercial	Responsable	1	40	No	33.853,21 €	33.853,21 €	10.122,11 €
Departament de ventes	Responsable	1	40	No	33.853,21 €	33.853,21 €	10.122,11 €
	Tècnics	3	40	No	20.895,07 €	62.685,22 €	18.742,88 €
Cadena de subministrament (Supply Chain)	Responsable	1	40	No	33.853,21 €	33.853,21 €	10.122,11 €
	Tècnic	2	40	No	20.895,07 €	41.790,14 €	12.495,25 €
Departament R + D + I	Responsable	1	40	No	33.853,21 €	33.853,21 €	10.122,11 €
	Tècnic	1	40	No	20.895,07 €	20.895,07 €	6.247,63 €
Gestió administrativa	Director	1	40	No	33.853,21 €	33.853,21 €	10.122,11 €
	Secretària	1	40	No	18.789,35 €	18.789,35 €	5.618,02 €
Departament legal i RH	Responsable	1	40	No	33.853,21 €	33.853,21 €	10.122,11 €
	Secretària	1	40	No	18.789,35 €	18.789,35 €	5.618,02 €
	Advocat	1	40	No	33.853,21 €	33.853,21 €	10.122,11 €
Departament de finances	Responsable	1	40	No	33.853,21 €	33.853,21 €	10.122,11 €
	Administratiu	3	40	No	20.895,07 €	62.685,22 €	18.742,88 €
Departament IT	Responsable	1	40	No	33.853,21 €	33.853,21 €	10.122,11 €
	Tècnics	2	40	No	18.789,35 €	37.578,71 €	11.236,03 €

Taula 58: Continuació cost del personal.

Departament	Lloc	Nº de treballadors	Jornada laboral (h setmanals)	Horari nocturn	Sou brut	Cost salarial	Cost Seguretat Social
Departament d'administració	Responsable	1	40	No	33.853,21 €	33.853,21 €	10.122,11 €
	Administratiu	1	40	No	18.789,35 €	18.789,35 €	5.618,02 €
	Recepcionista	1	40	No	17.331,54 €	17.331,54 €	5.182,13 €
	Control accessos	2	40	No	17.331,54 €	34.663,08 €	10.364,26 €
	Control accessos	1	40	Si	20.462,58 €	20.462,58 €	6.118,31 €
	Control accessos	1	24	No	12.309,32 €	12.309,32 €	3.680,49 €
	Control accessos	1	24	Si	13.732,52 €	13.732,52 €	4.106,02 €
Total Cost Empresa		144				3.261.106,34 €	977.640,79 €

12.4. Cost associat al consum d'aigua

Per poder determinar el cost associat al consum d'aigua s'ha tingut en compte el consum directe pel procés, 112819,2 m³/any, i el consum associat a les oficines, vestuari i menjador.

El segon, s'ha estimat en funció dels metres quadrats construïts seguint la següent equació. [36]

$$\text{Consum d'aigua} = m^2 \text{ construïts} \cdot 235,9 \text{ l/m}^2 \quad (105)$$

Taula 59: Consum d'aigua associat a les oficines, vestuari i menjador.

	Dimensions (m)	m ² construïts	Consum (m ³ /any)
Planta 0	116,14 x 26	3019,64	712,33
Planta 1	116,14 x 26	3019,64	712,33
TOTAL			1424,66

El cost de l'aigua es calcula segons el tram de consum i afegint el sumatori dels costos associats al cànon, a la conservació del comptador i escomeses i al servei de clavegueram [37].

Taula 60: Paràmetres per calcular el cost d'aigua.

Paràmetre	Cost unitari
De 0 a 15 m ³ /trimestre	0,6318 €/m ³
De 16 a 30 m ³ /trimestre	0,8948 €/m ³
De 30 a 45 m ³ /trimestre	1,1458 €/m ³
Excés de 45 m ³ /trimestre	0,9869 €/m ³
Cànon de l'aigua [38]	0,1654 €/m ³
Conservació del comptador i escomeses	12,78 €/trimestre
Servei de clavegueram	0,1855 €/m ³

Taula 61: Cost de l'aigua.

Paràmetre		Consum anual		Cost anual
0,6318	€/m ³	60	m ³	37,91 €
0,8948	€/m ³	56	m ³	50,11 €
1,1458	€/m ³	60	m ³	68,75 €
0,9869	€/m ³	114067,87	m ³	112.573,58 €
0,1654	€/m ³	114243,87	m ³	18.895,94 €
12,78	€/trimestre	4	trimestres	51,12 €
0,1855	€/m ³	114243,87	m ³	21.192,24 €
TOTAL				152.869,63 €

12.5. Cost associat al consum de gas natural i electricitat

L'únic equip que consumeix gas natural són les calderes (B-900 A/B). La potència d'aquestes es de 5961kW cada una i les dues operen 24 hores al dia. Per poder estimar el cost associat al consum de gas natural s'ha tingut en compte la tarifa 3.4 del proveïdor Catgas [39]. A part del consum, s'ha de pagar una cota mensuals fixa de 97,97€.

Taula 62: Cost del gas natural.

Potència (kW)	Consum diari (kWh)	Cost (€/kWh)	Cost diari (€)	Cota mensual (€)	Cost anual (€)
11.922	286.128	0,05 €	13.648,31 €	97,97 €	4.368.633,43 €

La resta dels equips consumeixen electricitat. La Taula 62 la següent taula mostra la potència total requerida i el consum diari i anual de tots els equips implicats en el procés.

El consum de l'electricitat de les oficines, menjadors, lavabos, etc., s'ha estimat, al igual que en el cas de l'aigua, en funció dels metres quadrats construïts.

$$\text{Consum d'electricitat} = m^2 \text{ construïts} \cdot 52,5 \text{ kWh/m}^2 \quad (106)$$

$$\text{Consum d'electricitat} = 6039,28 \text{ m}^2 \cdot 52,5 \frac{\text{kWh}}{\text{m}^2} = 869 \text{ kWh}$$

Taula 63: Potència i consum dels equips.

Equip	Potència de l'equip (kW)	Nº d'equips	Funcionant al mateix temps (kW)	Hores d'ús al dia	Consum diari (kWh)	Consum anual (kWh)
P-100	0,49	2	1	6	2,91	931,20
P-101	2,43	2	1	6	14,60	4671,36
P-102	1,30	2	1	6	7,78	2488,32
P-103	0,09	2	1	6	0,56	180,48
P-104	1,62	2	1	6	9,72	3110,40
P-200	0,32	2	1	12	3,86	1233,79
P-201	0,31	2	1	12	3,68	1178,88
P-202	2,27	2	1	12	27,29	8732,16
P-203	2,20	2	1	12	26,40	8448,00
P-204	1,79	2	1	12	21,48	6873,60
TP-300	4,06	2	1	24	97,50	31199,23
TP-301	66,62	2	1	24	1598,76	511603,20
P-300	0,33	2	1	24	7,83	2506,75
P-301	5,50	2	1	24	132,08	42266,88
P-302	0,68	4	2	24	32,49	10395,65
P-303	1,50	4	2	24	72,07	23063,04
P-304	1,04	2	1	24	24,89	7963,78
R - 300	170,00	4	4	24	16320,00	5222400,00
K-300	0,17	2	1	24	4,08	1305,60
K-301	0,31	4	2	24	14,97	4790,78
K-302	0,66	2	1	24	15,81	5060,35
PR-300	237,60	4	2	4	1900,80	608256,00
S-300	90,00	3	3	24	6480,00	2073600,00
PA-300	0,20	1	1	24	4,80	1536,00
CH-900	249,60	8	8	24	47923,20	15335424,00
CH-901	386,40	20	20	24	185472,00	59351040,00
P-900	3,59	2	1	24	86,21	27586,56
P-901	1,92	2	1	24	46,18	14776,32
K-901	0,49	2	1	24	11,75	3759,36
K-902	0,79	2	1	24	18,94	6061,06
Consum total	1234,28		11253,17		260382,63	83322442,75

La tarifa escollida és 6.1 TD de roams ^[40] que és específica per potències superiors a 150.000 kW i la tensió entre 1kV y 30kV.

Taula 64: Cost de l'electricitat.

	Potència (kW)	Consum diari (kWh)	Cost (€/kWh)	Cost fix (€/kWh)	Cost anual (€)
Electricitat de procés	11.253	260.383	0,0970 €	0,1072 €	8.083.400,31 €
Electricitat planta	450	869	0,0970 €	0,1072 €	27.011,29 €
TOTAL					8.110.411,61 €

13. Bibliografia

[1] *Reglament d'emmagatzematge de productes químics (RD 656 / 2017)*. Consultat el 20/03/2021.

[2] *ASME. BPVC Section VIII-Rules for Construction of Pressure Vessels Division 1. 2019*. Consultat el 21/03/2021.

[3] *ITC MIE-APQ-1 "Emmagatzematge de líquids inflamables i combustibles en recipients fixes"*. Consultat el 20/03/2021.

[4] *ITC MIE-APQ-6 "Emmagatzematge de líquids corrosius en recipients fixes"*. Consultat el 20/03/2021.

[5] *ITC MIE-APQ-7 "Emmagatzematge de líquids tòxics en recipients fixes"*. Consultat el 20/03/2021.

[6] *ITC MIE-APQ-10 "Emmagatzematge en recipients mòbils"*. Consultat el 20/03/2021.

[7] *Tipos de fondos . Nuestra gama de fabricación se puede adecuar a sus necesidades milímetro a milímetro.* (n.d.). Consultat el 25/03/2021.

<https://fondeyur.com/fondos>

[8] *Alloy wire international, Stainless Steel 316.* (n.d.). Consultat el 28/03/2021.
<https://www.alloywire.es/products/stainlesssteel-316/>.

[9] *Trambouze, P. (any 1989). Chemical Reactors from desing to operation, Gulf Pub Co.* Consultat el 28/03/2021.

[10] *Castillo, V. (2013). Diseño y cálculo de un agidor de fluidos.* (Treball fi de grau). Consultat el 1/04/2021.

http://repobib.ubiobio.cl/jspui/bitstream/123456789/412/1/Castillo_Urbe_Vladimir.pdf

[11] *Patent US3678107 "Process for the production of Oxalic Acid"*. Consultat el 06/03/2021.

[12] *Patent US3691232 "Process for producing Oxalic Acid"*. Consultat el 06/03/2021.

- [13] *Densitats dels compostos de la mescla inicial*. Consultat el 11/03/2021.
<https://ca.wikipedia.org>
- [14] *Catàleg De Dietrich: "Products Portfolio. Glass-lined Technology & other materials"*. Consultat el 15/03/2021.
- [15] *Murthy and Subrahmanyam, 1977*. Consultat el 21/03/2021.
<https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C107211&Mask=>
- [16] *Valors de Calor específic Oxigen i Aigua*. Consultat el 21/03/2021.
http://depa.fquim.unam.mx/amyd/archivero/Tablasdepropiedadestermodinamicas_12182.pdf
- [17] *Valors de Calor específic Àcid Oxàlic*. Consultat el 21/03/2021.
https://www.academia.edu/23953855/Acido_oxalico
- [18] *Fletcher, P. (1987) Heat transfer coefficients for stirred batch reactor design. The Chemical Engineer*. Consultat el 02/04/2021.
- [19] *Apunts Ampliació de Reactors* Consultat el 28/03/2021.
- [20] *Apunts Enginyeria Bioquímica* Consultat el /03/2021.
- [21] *Catàleg difusors*. Consultat el 28/03/2021.
<https://www.directindustry.es/cat/tratamiento-agua/difusores-tratamiento-aguas-residuales-AP-2820.html>
- [22] *Concentrador al buit Kosun Fluid* Consultat el 04/04/2021.
<http://ca.kosunru.com/concentration-and-extraction-equipment/stainless-steel-concentrator/vacuum-concentrator.html#F1>
- [23] *Catàleg canonades empresa Almesa*. Consultat el 11/04/2021
<https://ingemecanica.com/tutoriales/objetos/tuberias/CATALOGO TECNICO ISO 9001.pdf>
- [24] *Catàleg Aïllaments Isover*. Consultat el 02/04/2021. <https://www.isover.es>
- [25] *IPB II Ingeniería de Procesos Biotecnológicos. Equipos Cristalizadores*. Consultat el 10/04/2021.

<https://cursolusegil.blogs.upv.es/2020/04/06/equipos-cristalizadores/>

[26] *Tamiz Centrífugo – 3 Modelos RS.* (n.d.). Consultat el 18/04/2021.

<https://www.palamaticprocess.es/maquinas-industriales/tamiz-centrifugo>

[27] *Catàleg Geoclima Chiller GHH.* Consultat el 14/04/2021.

[https://www.google.com/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&ved=2ahUKEwjQ1-](https://www.google.com/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&ved=2ahUKEwjQ1-PMq_7vAhVBJhoKHWWhNACEQFjACegQIAxAD&url=https%3A%2F%2Fwww.cooltherm.co.uk%2Fuploads%2Ffiles%2FselDocsGeo%2Fggh.pdf&usg=AOvVaw1iDn7cFIzMVDamVfh7]0Vt)

[PMq_7vAhVBJhoKHWWhNACEQFjACegQIAxAD&url=https%3A%2F%2Fwww.cooltherm.co.uk%2Fuploads%2Ffiles%2FselDocsGeo%2Fggh.pdf&usg=AOvVaw1iDn7cFIzMVDamVfh7\]0Vt](https://www.google.com/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&ved=2ahUKEwjQ1-PMq_7vAhVBJhoKHWWhNACEQFjACegQIAxAD&url=https%3A%2F%2Fwww.cooltherm.co.uk%2Fuploads%2Ffiles%2FselDocsGeo%2Fggh.pdf&usg=AOvVaw1iDn7cFIzMVDamVfh7]0Vt)

[28] *Análisis del HFO-1234ze como alternativa ecológica en la refrigeración doméstica,* Cristian Andrés Andrade Terán, *Deseembre 2020.* Consultat el 14/04/2021.

[29] *Apunts assignatura Transferència de calor.* Consultat el 19/04/2021.

[30] *Apunts assignatura Experimentació en Enginyeria Química III.* Consultat el 19/04/2021.

[31] *Concentrador al buit Kosun Fluid.* Consultat el 16/04/2021.

<http://ca.kosunru.com/concentration-and-extraction-equipment/stainless-steel-concentrator/vacuum-concentrator.html#F1>

[32] *Catàleg canonades empresa Almesa.* Consultat el 11/04/2021.

<https://ingemecanica.com/tutoriales/objetos/tuberias/CATALOGO TECNICO ISO 9001.pdf>

[33] *Catàleg Aïllaments Isover.* Consultat el 02/04/2021.

file:///C:/Users/mique/Downloads/lista-precios-isover-enero-2017_0.pdf

[34] *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI).* (4 de juny 20121). Consultat el 15/03/2021.

<https://www.toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>

[35] *Bases y tipos de cotización 2021.* Consultat el 16/03/2021.

<https://www.segsocial.es/wps/portal/wss/internet/Trabajadores/CotizacionRec audacionTrabajadores/36537>

[36] *Energía en edificios de Oficinas. (17 de juny 2015).* Consultat el 16/03/2021.

<https://www.enectiva.cz/es/blog/2015/06/ideas-energia-edificio-de-oficinas/>

[37] *Agbar. Tarifas. (n.d.).* Consultat el 18/03/2021.

<https://www.agbarclients.cat/tarifas>

[38] *Agència Catalana de l'aigua. Industrial. (n.d.).* Consultat el 28/04/2021.

<http://aca.gencat.cat/ca/laca/canon-i-altres-tributs/canon-de-laigua/industrial/>

[39] *Catgas Energía. Contrata. Tarifa. (n.d.).* Consultat el 21/04/2021

<https://catgas.cat/es/contracta-gas-empresa/?tarifa=1018>

[40] *Roams energia. La tarifa 6.1 TD, qué es y cuáles son sus horarios. (4 de juny 2021).*
Consultat el 12/05/2021.

<https://energia.roams.es/luz/tarifa/6-1/>

[41] *Tipus de gravàmens vigents del cànon de l'aigua per als usos industrials i assimilables. (Juny 2020).* Consultat el 25/05/2021.

http://aca.gencat.cat/web/.content/10_ACA/K_Canon_i_altres_tributs/canon_de_l_aigua/20_Industrial/GT_DUCA_tipus_vigents_industrials.pdf