

PLANTA DE PRODUCCIÓ DE FORMALDEHID A PARTIR DE METANOL

GRAU D'ENGINYERIA QUÍMICA



Hugo Cortés Ramos

Laura Carrizosa Romero

Máximo Rodrigo Esquivel Silva

Marta Lorente Puerto

David Piqueras Díaz

Loris Tao Ribreau Soulier

Tutor: Josep Anton Torà

PLANTA DE PRODUCCIÓ DE FORMALDEHID A PARTIR DE METANOL

GRAU D'ENGINYERIA QUÍMICA

11. MANUAL DE CÀLCUL



ÍNDEX

11. Manual de càlcul	7
11.1. Introducció	7
11.2. Balanç de matèria.....	8
11.3. Disseny tancs emmagatzematge	9
11.3.1. Tanc metanol.....	9
11.3.2. Tanc formaldehid.....	9
11.4. Disseny reactor.....	10
11.4.1 Introducció.....	10
11.4.2. Bases de disseny	10
11.4.3. Reaccions químiques considerades	11
11.4.4. Model cinètic.....	12
11.4.5. Balanç de matèria.....	13
11.4.6. Balanç d'energia	13
11.4.6.1. Fase gas	13
11.4.6.2. Refrigerant (sal fosa HITEC)	14
11.4.6.3. Calor bescanviada acumulada	14
11.4.7. Modelatge del reactor i mètode numèric	15
11.4.7.1. Pèrdua de pressió	15
11.4.8. Dimensionament del reactor	15
11.4.9. Resultats de simulació.....	17
11.4.9.1. Perfil tèrmic i conseqüències del cabal de refrigerant.....	17
11.4.9.2. Conversió i cabals molars	18
11.4.9.3. Pèrdua de pressió	19
11.4.9.4. Demanda tèrmica	20
11.4.10. Conclusions de disseny	20
11.5. Disseny columna d'absorció	22
11.5.1. Disseny de la columna d'absorció mitjançant Aspen HYSYS.....	22
11.5.2. Conversió de columna de plats a columna de rebliment	25

11.5.3. Determinació del diàmetre i de l'àrea transversal	26
11.5.4. Determinació del volum de rebliment.....	26
11.5.5. Verificació de la pèrdua de càrrega	26
11.6. Disseny bescanviadors de calor	27
11.6.1 Introducció	27
11.6.2 Procediment i criteris	27
11.6.3 Exemple de disseny d'un carcassa i tubs	28
11.7. Disseny del Air cooler	31
11. 8. Disseny de mescladors	31
11.8.1 Consideracions del disseny	31
11.8.2 Balanç de Matèria.....	32
11.8.3 Propietats Físiques	33
11.8.4 Dimensionament del mesclador estàtic.....	33
11.8.4.1 Diàmetre	33
11.8.4.1 Longitud	34
11. 9. Disseny del chiller	34
11. 10. Disseny torre de refrigeració	35
11. 11. Disseny dels escalfadors elèctrics.....	35
11. 12. Bibliografia	37

11. Manual de càlcul

11.1. Introducció

En aquest capítol es presenten els càlculs realitzats per al dimensionament i disseny dels principals equips i sistemes necessaris per al correcte funcionament de la planta. En concret, s'hi recullen tant la metodologia emprada com els càlculs numèrics associats al procés, incloent-hi els balanços de matèria i energia, així com el dimensionament preliminar dels equips principals, serveis auxiliars i canonades.

Per a cadascun dels apartats es descriuen les bases de càlcul, les hipòtesis considerades i les equacions utilitzades per a la resolució dels diferents problemes d'enginyeria plantejats. Addicionalment, s'inclouen exemples de càlcul i taules resum amb les principals dades de disseny i condicions d'operació de cada equip, amb l'objectiu de facilitar la comprensió global del procés.

També es recull un llistat d'equacions emprades al llarg del capítol, degudament numerades, de manera que cada expressió pugui ser referenciada de forma clara i ordenada durant el desenvolupament dels càlculs.

Atès que una part important dels equips de la planta opera sota condicions de pressió i temperatura específiques, el seu dimensionament es realitza considerant la normativa vigent aplicable, especialment els criteris establerts pel codi ASME per al disseny de recipients i equips a pressió, garantint així la seguretat, fiabilitat i viabilitat tècnica de la instal·lació.

Finalment, en aquells casos en què sigui necessari, també es justifiquen els materials de construcció seleccionats en funció de les condicions d'operació, la compatibilitat química i els requeriments mecànics dels diferents equips.

11.2. Balanç de matèria

L' objectiu de producció es de 100.000 tones/any de formaldehid al 37% també conegut com a formol. Per conèixer les matèries primeres es realitza un balanç de matèria partint del producte final necessari per trobar el producte del reactor necessari.

$$\frac{100.000 \text{ tn Formol}}{\text{any}} \cdot 1000 \frac{\text{kg}}{\text{tn}} \cdot \frac{1 \text{ any}}{300 \text{ dies}} \cdot \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ hores}} = 12626.26 \frac{\text{Kg Formol}}{\text{hora}}$$

$$12626.26 \frac{\text{Kg Formol}}{\text{hora}} \cdot 0.37 = 4671.72 \frac{\text{Kg Formaldehid}}{\text{hora}}$$

Una vegada es coneix la producció necessària de formaldehid pur, amb una conversió del 93.27% i selectivitat del 100% en el reactor, i la estequiometria de la reacció es calcula les matèries primeres necessàries.

$$4671.72 \frac{\text{Kg Formaldehid}}{\text{hora}} \cdot \frac{32.042 \frac{\text{Kg Metanol}}{\text{Kmol}}}{30.026 \frac{\text{Kg Formaldehid}}{\text{Kmol}}} = 4985.37 \frac{\text{Kg Metanol Reaccionat}}{\text{hora}}$$

$$4985.37 \frac{\text{Kg Metanol Reaccionat}}{\text{hora}} \cdot \frac{1}{0.9327} = 5345.09 \frac{\text{Kg Metanol Necessari}}{\text{hora}}$$

$$5345.09 \frac{\text{Kg Metanol Necessari}}{\text{hora}} \cdot \frac{1.2 \text{ kg } O_2}{2 \text{ kg Metanol}} = 3216.37 \frac{\text{kg } O_2}{\text{hora}}$$

$$3216.37 \frac{\text{kg } O_2}{\text{hora}} \cdot \frac{1}{0.21} = 15316.04 \frac{\text{Kg Aire}}{O_2}$$

11.3. Disseny tancs emmagatzematge

En la planta es disposa de diferents tancs d'emmagatzematge, ja sigui pel metanol o per el producte final per comercialitzar.

11.3.1. Tanc metanol

- Temps autonomia= 4 dies
- $m_{\text{metanol}}=5035,73 \text{ kg/h}$
- $\rho_{\text{metanol}}= 792 \text{ kg/m}^3$

$$Q_{\text{metà}} = \frac{5035,75}{792} = 6,36 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Consum diari} = 6,36 \cdot 24 = 152,6 \frac{\text{m}^3}{\text{dia}} \cdot 4 \text{ dies} = 610,4 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{tanc}} = \frac{610,4}{4} = 152,6 \text{ m}^3 \gg 155 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{real}} = \frac{155}{0,9} = 172,2 \text{ m}^3$$

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 6 [1] = 172,2 \rightarrow D = 6\text{m}$$

11.3.2. Tanc formaldehid

- Temps autonomia= 3 dies
- $m_{\text{formaldehid}}=12626,26 \text{ kg/h}$
- $\rho_{\text{formaldehid}}= 1090 \text{ kg/m}^3$

$$Q_{\text{formaldehid}} = \frac{12626,26}{1090} = 11,58 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Consum diari} = 11,58 \cdot 24 = 277,9 \frac{\text{m}^3}{\text{dia}} \cdot 3 \text{ dies} = 833,7 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{tanc}} = \frac{833,7}{4} = 208,4 \text{ m}^3 \gg 209 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{real}} = \frac{209}{0,85} = 245,9 \text{ m}^3 \approx 250 \text{ m}^3$$

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 6 = 250 \rightarrow D = 6,3\text{m}$$

11.4. Disseny reactor

11.4.1 Introducció

En aquest apartat es recull el manual de càlculs del reactor R-201, equip principal de l'àrea de reacció (A200) de la planta Methalform. El reactor duu a terme l'oxidació parcial catalítica del metanol a formaldehid mitjançant el procés Formox, sobre un catalitzador d'òxids de ferro i molibdè disposat en un llit fix dins d'una configuració multitubular. La calor despresa per la reacció, fortament exotèrmica, s'evacua amb un corrent de sals foses HITEC que circula per la carcassa de l'equip.

L'objectiu del manual és documentar el model matemàtic emprat per descriure el comportament del reactor, justificar-ne el dimensionament i analitzar els resultats de la simulació. Es presenten, de manera ordenada, l'esquema de reaccions considerat, el model cinètic, els balanços de matèria, d'energia i de quantitat de moviment, el mètode numèric de resolució, les dimensions resultants i, finalment, els perfils i les magnituds globals obtinguts. Es presta una atenció especial al comportament tèrmic de l'equip en les condicions de refrigeració adoptades, atès que aquestes condicionen de manera directa la temperatura del punt calent i el marge de seguretat davant l'embalament tèrmic.

Respecte d'una configuració anterior de refrigeració de cabal elevat i comportament quasi isoterm, el disseny actual treballa amb un cabal de sal sensiblement inferior (**100 kg/s, equivalents a 360 t/h**) i una temperatura d'entrada lleugerament més baixa. Com es detalla a l'apartat de resultats, aquest canvi té conseqüències apreciables sobre el perfil tèrmic del reactor i sobre la fracció de calor evacuada pel refrigerant.

11.4.2. Bases de disseny

El model del reactor es construeix a partir de les dades dels balanços de matèria i energia de la planta i de les propietats del catalitzador i del fluid refrigerant. La taula següent recull les bases i condicions d'operació adoptades per al càlcul del reactor R-201.

Taula 11.1. Bases i condicions d'operació del reactor R-201

Paràmetre	Símbol	Valor	Unitats
Temperatura d'entrada del gas	T_E	270 (543,15)	°C (K)
Pressió d'entrada	P_E	2,0	atm
Cabal molar de metanol	F_{M0}	49,6 (178,56)	mol/s (kmol/h)

Paràmetre	Símbol	Valor	Unitats
Relació molar oxigen/metanol	θ_{O_2}	2,15	–
Relació molar nitrogen/metanol	θ_{N_2}	8,09	–
Cabal màssic total d'alimentació	$\dot{m}_g$	16,23 (58,4)	kg/s (t/h)
Massa de catalitzador	W_f	4 050	kg
Densitat del catalitzador	ρ_{cat}	900	kg/m ³
Porositat del llit	ε	0,30	–
Diàmetre intern de tub	D	24,3	mm
Longitud de tub	L	2,0	m
Coefficient global de transmissió de calor	U	200	W/m ² ·K
Superfície d'intercanvi específica	a_m	0,1608	m ² /kg
Entalpia de reacció	ΔH_R	–158,8	kJ/mol
Cabal de sal HITEC	$\dot{m}_{sal}$	100 (360)	kg/s (t/h)
Capacitat calorífica de la sal	Cp_{sal}	1 560	J/kg·K
Temperatura d'entrada de la sal	$T_{a,E}$	256,25 (529,4)	°C (K)

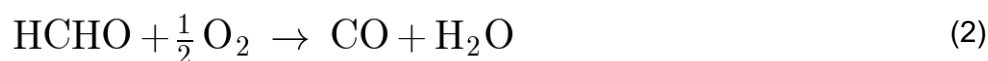
L'alimentació gasosa que entra al reactor és una mescla de metanol vaporitzat, aire (oxigen i nitrogen) i una quantitat inicial d'aigua pràcticament nul·la. La relació oxigen/metanol s'ha fixat per garantir un excés d'oxigen suficient i mantenir la mescla fora de l'interval d'inflamabilitat, mentre que el nitrogen actua com a inert i com a diluent tèrmic que ajuda a moderar l'augment de temperatura.

11.4.3. Reaccions químiques considerades

La reacció principal del procés és l'oxidació parcial del metanol a formaldehid, fortament exotèrmica:



Sobre el catalitzador d'òxids de ferro i molibdè poden tenir lloc, com a reaccions secundàries, l'oxidació del formaldehid a monòxid de carboni i la posterior oxidació d'aquest a diòxid de carboni:



Atesa l'elevada selectivitat del catalitzador de ferro-molibdè cap al formaldehid i la finestra d'operació escollida, la contribució de les reaccions secundàries es considera negligible en el model. Per aquest motiu, en la resolució numèrica només s'activa la cinètica de la reacció principal (1), i les velocitats de formació de CO i CO₂ es prenen iguals a zero. Aquesta hipòtesi simplifica el sistema sense afectar significativament la predicció de la conversió i del perfil tèrmic, que estan dominats per la reacció principal.

11.4.4. Model cinètic

La velocitat de la reacció principal es descriu mitjançant una expressió potencial de tipus Arrhenius, funció de les pressions parcials del metanol, de l'oxigen i de l'aigua:

$$r = 1,35 \times 10^7 \exp\left(\frac{-98000}{RT}\right) P_M^{0,94} P_{O_2}^{0,10} P_W^{-0,45} \quad (4)$$

on r és la velocitat de reacció per unitat de massa de catalitzador [$\text{mol} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$], R la constant dels gasos ($8,314 \text{ J} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$), T la temperatura del gas [K] i P_M , P_{O_2} i P_W les pressions parcials del metanol, l'oxigen i l'aigua [atm]. L'energia d'activació és de $98 \text{ kJ} \cdot \text{mol}^{-1}$.

L'ordre negatiu respecte de l'aigua ($-0,45$) reflecteix l'efecte inhibidor del producte sobre la velocitat de reacció: a mesura que el formaldehid i l'aigua s'acumulen al llarg del llit, la velocitat tendeix a disminuir. Les pressions parcials de cada component es calculen a partir de la pressió total i de la fracció molar corresponent:

$$P_i = P \frac{F_i}{F_T} \quad (5)$$

on F_i és el cabal molar del component i i F_T el cabal molar total de la fase gas.

11.4.5. Balanç de matèria

El reactor es modela com un reactor de flux en pistó pseudohomogeni en estat estacionari, prenent la massa de catalitzador W com a variable independent. El balanç de matèria per a cada component s'expressa, de manera general, com:

$$\frac{dF_i}{dW} = r_i \quad (6)$$

on r_i és la velocitat neta de generació del component i . Tenint en compte l'estequiometria de la reacció principal i que les reaccions secundàries es consideren negligibles, els balanços dels components resulten:

$$\begin{aligned} \frac{dF_M}{dW} &= -r & \frac{dF_F}{dW} &= +r & \frac{dF_{O_2}}{dW} &= -\frac{1}{2}r \\ \frac{dF_W}{dW} &= +r & \frac{dF_{CO}}{dW} &= \frac{dF_{CO_2}}{dW} &= 0 \end{aligned} \quad (7)$$

La conversió de metanol, magnitud de referència del procés, es defineix a partir del cabal molar d'entrada i del cabal molar local:

$$X = \frac{F_{M0} - F_M}{F_{M0}} \quad (8)$$

La integració d'aquest sistema d'equacions al llarg de la massa de catalitzador proporciona l'evolució dels cabals molars de tots els components i , per tant, la conversió assolida a la sortida del reactor.

11.4.6. Balanç d'energia

11.4.6.1. Fase gas

El balanç d'energia de la fase gas estableix que la variació de temperatura al llarg del llit resulta de la competència entre la calor generada per la reacció i la calor evacuada cap al refrigerant a través de la paret dels tubs:

$$\frac{dT}{dW} = \frac{U a_m (T_a - T) + (-\Delta H_R) r}{\sum_i F_i C_{p_i}} \quad (9)$$

El primer terme del numerador, $U \cdot a_m \cdot (T_a - T)$, representa l'intercanvi de calor amb la sal refrigerant, mentre que el segon terme, $(-\Delta H_R) \cdot r$, correspon a la calor alliberada per la reacció. El denominador és la capacitat calorífica del corrent gasós, que es calcula com a suma de les contribucions de tots els components:

$$\sum_i F_i C_{p_i} = 55 F_M + 31 F_{O_2} + 30 F_{N_2} + 45 F_F + 35 F_W \quad (10)$$

Els coeficients representen les capacitats calorífiques molars mitjanes [$J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$] de cada espècie en les condicions d'operació.

11.4.6.2. Refrigerant (sal fosa HITEC)

La sal fosa HITEC circula en paral·lel (corrent) amb el gas i absorbeix la calor transferida a través de la paret. El seu balanç d'energia s'expressa com:

$$\frac{dT_a}{dW} = \frac{U a_m (T - T_a)}{\dot{m}_{sal} C_{p_{sal}}} \quad (11)$$

on $\dot{m}_{sal}$ és el cabal màssic de sal i $C_{p_{sal}}$ la seva capacitat calorífica. A diferència de l'escenari de cabal elevat, en què la sal es comportava de manera pràcticament isoterma, el cabal adoptat (100 kg/s) fa que la sal s'escalfi de forma apreciable al llarg del reactor, tal com es mostra a l'apartat de resultats.

11.4.6.3. Calor bescanviada acumulada

Per quantificar la demanda tèrmica del reactor s'integra la calor evacuada cap al refrigerant al llarg de tot el llit:

$$\frac{dQ}{dW} = U a_m (T - T_a) \quad (12)$$

El valor de Q a la sortida del reactor representa la potència tèrmica total que el sistema de refrigeració ha d'absorbir, i constitueix la base per al dimensionament del bescanviador de sals situat aigües avall.

11.4.7. Modelatge del reactor i mètode numèric

El reactor es representa mitjançant un model unidimensional de flux en pistó pseudohomogeni, en què la massa de catalitzador és la coordenada axial. El sistema combinat de balanços de matèria, energia i quantitat de moviment dóna lloc a un conjunt d'equacions diferencials ordinàries acoblades, amb les condicions d'entrada del gas i del refrigerant com a condicions inicials. El vector d'estat integrat inclou els cabals molars dels components, la pressió, la temperatura del gas, la temperatura de la sal i la calor acumulada.

A causa de la forta exotermicitat de la reacció i de l'agudesesa del punt calent, el sistema resultant és rígid (stiff). Per aquest motiu s'ha resolt amb un integrador específic per a sistemes rígids amb pas adaptatiu i toleràncies ajustades (toleràncies relativa i absoluta de l'ordre de 10^{-8} i 10^{-12} , respectivament), que garanteix l'estabilitat i la precisió de la solució en la zona del màxim de temperatura.

11.4.7.1. Pèrdua de pressió

La caiguda de pressió al llarg del llit fix es descriu mitjançant una expressió diferencial de tipus Ergun, expressada en funció de la massa de catalitzador:

$$\frac{dP}{dW} = -\frac{\alpha}{2} \frac{P_E}{P} \frac{T}{T_E} \frac{F_T}{F_{T0}} \quad (13)$$

on α és el paràmetre de pèrdua de càrrega, P_E i T_E la pressió i la temperatura d'entrada, i F_T i F_{T0} el cabal molar total local i d'entrada. Aquesta formulació recull la dependència de la pèrdua de pressió amb la temperatura i amb la variació del nombre total de mols al llarg del reactor.

11.4.8. Dimensionament del reactor

A partir de la massa de catalitzador i de les propietats del llit es determinen les dimensions geomètriques de l'equip. El volum de llit catalític s'obté de la massa de catalitzador i de la seva densitat:

$$V_{llit} = \frac{W_f}{\rho_{cat}} \quad (14)$$

Donada la configuració multitubular, el volum de cada tub i el nombre de tubs necessaris es calculen com:

$$V_{tub} = \frac{\pi}{4} D^2 L \quad (15)$$

$$N_{tubs} = \frac{V_{llit}}{V_{tub}} \quad (16)$$

Finalment, el temps de residència del gas es determina a partir del volum de buits del llit i del cabal volumètric d'entrada:

$$\tau = \frac{V_{buits}}{Q_v}, \quad V_{buits} = \varepsilon V_{llit} \quad (17)$$

Els resultats del dimensionament es resumeixen a la taula següent. El reactor s'organitza en un feix d'aproximadament 4 850 tubs de 24,3 mm de diàmetre intern i 2 m de longitud, refrigerats exteriorment per la sal fosa.

Taula 11.2. Resultats del dimensionament del reactor

Magnitud	Símbol	Valor	Unitats
Volum de llit catalític	V_{llit}	4,50	m ³
Diàmetre intern de tub	D	24,3	mm
Longitud de tub	L	2,0	m
Volum d'un tub	V_{tub}	$9,28 \cdot 10^{-4}$	m ³
Nombre de tubs	N_{tubs}	$\approx 4\ 852$	—
Secció transversal total	A	2,25	m ²
Volum de buits del llit	V_{buits}	1,35	m ³
Cabal volumètric d'entrada	Q_v	12,4	m ³ /s
Temps de residència	τ	0,11	s

Magnitud	Símbol	Valor	Unitats
Flux màssic superficial	<i>G</i>	7,2	kg/m ² ·s

El temps de residència, de l'ordre de la dècima de segon, és característic d'aquest tipus de reactors de llit fix amb cinètica ràpida, i és coherent amb el flux màssic superficial obtingut.

11.4.9. Resultats de simulació

La integració del model amb les condicions de refrigeració adoptades (sal HITEC a 360 t/h i 256,25 °C d'entrada) proporciona els perfils axials de temperatura, conversió, cabals molars i pressió, així com les magnituds globals del reactor. A continuació es presenten i s'interpreten aquests resultats.

11.4.9.1. Perfil tèrmic i conseqüències del cabal de refrigerant

La figura següent mostra l'evolució de la temperatura del gas de procés i de la sal refrigerant al llarg del llit catalític. El gas s'escalfa ràpidament a l'entrada per efecte de la reacció, assoleix un punt calent de 380,5 °C cap a la meitat del llit i, a partir d'aquí, es refreda progressivament fins a sortir a 306,1 °C. La sal, per la seva banda, entra a 256,25 °C i s'escalfa de manera contínua fins a 299,1 °C a la sortida.

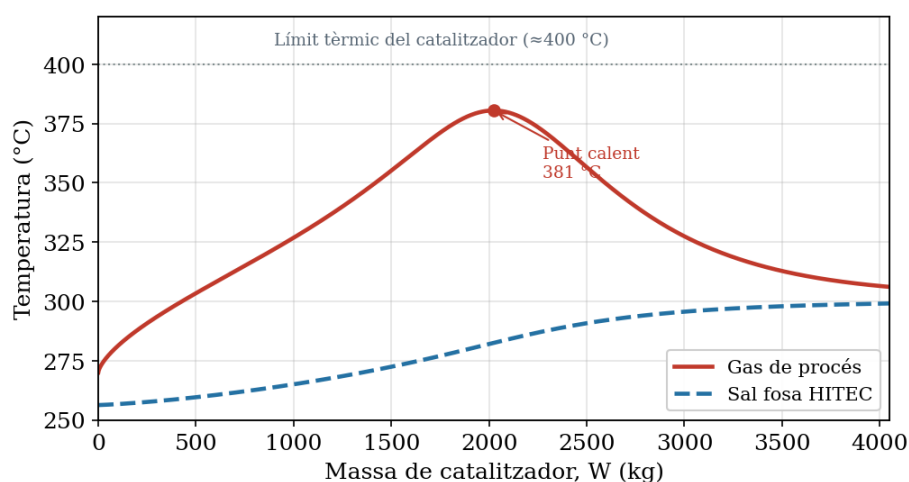


Figura 11.1. Perfils de temperatura del gas de procés i de la sal HITEC al llarg del llit catalític

El resultat més rellevant d'aquest perfil és que la sal refrigerant ja no es comporta de manera isoterma: experimenta un increment de gairebé 43 °C, enfront dels aproximadament 12 °C de l'escenari de cabal elevat. En reduir el cabal de refrigerant a una quarta part, la sal s'escalfa molt més en absorbir la mateixa calor, de manera que la meitat posterior del reactor opera a

temperatures sensiblement més altes i el gas surt 30 °C més calent (306 °C enfront de 276 °C).

Tot i la menor capacitat de refrigeració, el punt calent es manté en 380,5 °C, per sota del límit tèrmic del catalitzador de ferro-molibdè (de l'ordre de 400 °C). Això és possible perquè la temperatura d'entrada de la sal, lleugerament més baixa, compensa parcialment la reducció de cabal a la zona on es forma el màxim. La taula següent quantifica aquest comportament en comparació amb l'escenari de refrigeració de cabal elevat.

Taula 11.3. Comparació del comportament tèrmic del reactor segons el cabal de refrigerant

Magnitud	Cabal elevat (≈ 400 kg/s, 260 °C)	Configuració adoptada (100 kg/s, 256 °C)
Temperatura del punt calent	393,0 °C	380,5 °C
Posició del punt calent	≈ 44 % del llit	≈ 50 % del llit
Temperatura de sortida del gas	276,3 °C	306,1 °C
Temperatura de sortida de la sal	271,6 °C	299,1 °C
Increment de temperatura de la sal	≈ 12 °C	≈ 43 °C
Calor evacuada pel refrigerant	7,24 MW	6,69 MW
Fracció de calor de reacció evacuada	≈ 99 %	≈ 91 %
Conversió de metanol	93,0 %	93,0 %

La conseqüència pràctica més important és que el reactor opera ara amb un marge tèrmic més reduït i amb una sensibilitat molt més gran a les condicions del refrigerant. Mentre que amb la temperatura d'entrada adoptada el punt calent es manté controlat, un increment moderat d'aquesta temperatura o una disminució del cabal de sal —per exemple, per embrutiment o per una fallada parcial de la bomba— desplaçarien el punt calent cap a valors molt superiors i acostarien el sistema a l'embalament tèrmic. Per aquest motiu, el control estricte de la temperatura d'entrada de la sal (al voltant de 256 °C) i del seu cabal esdevé un requisit crític de l'operació segura del reactor.

11.4.9.2. Conversió i cabals molars

La conversió de metanol creix de manera contínua al llarg del llit i assoleix un valor final del 92,97 % (aproximadament un 93 %), pràcticament idèntic al de l'escenari de cabal elevat. Això confirma que la conversió està governada per la massa de catalitzador i per la cinètica de la reacció, i que les diferències tèrmiques entre tots dos escenaris tenen un efecte menor sobre el resultat final de conversió.

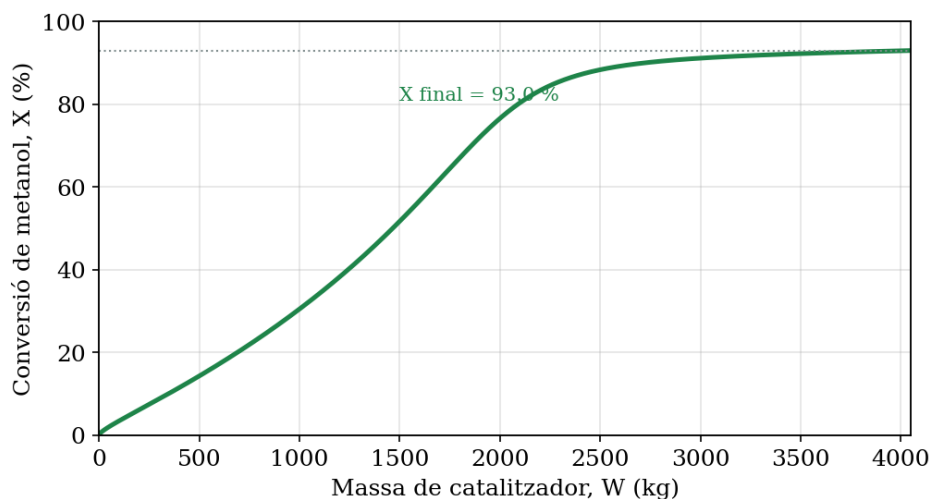


Figura 11.2. Evolució de la conversió de metanol al llarg del llit catalític

L'evolució dels cabals molars dels components principals il·lustra el progrés de la reacció: el metanol i l'oxigen es consumeixen, mentre que el formaldehid i l'aigua es generen en proporció estequiomètrica. La producció de formaldehid assolida és de 166,0 kmol/h (4 985 kg/h), amb una conversió d'oxigen del 21,6 %, coherent amb l'excés d'aire alimentat.

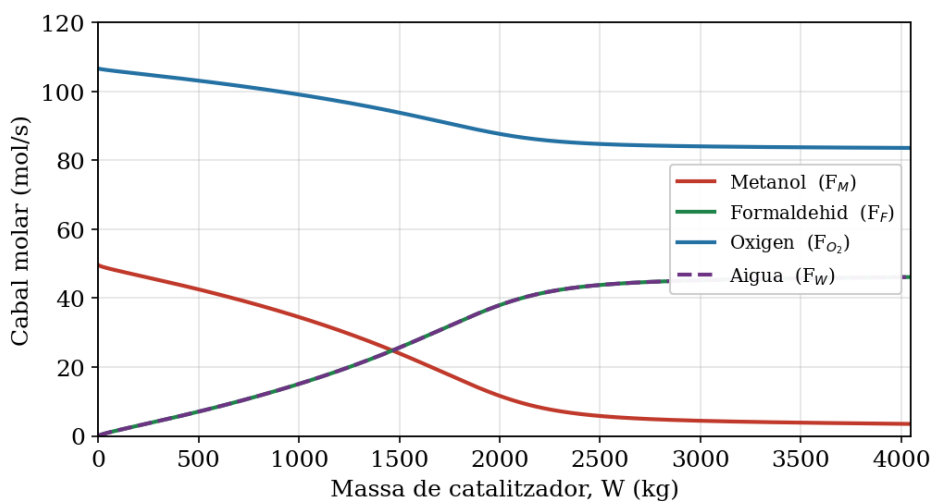


Figura 11.3. Perfils de cabal molar dels components principals al llarg del llit catalític.

11.4.9.3. Pèrdua de pressió

El perfil de pressió mostra una caiguda contínua al llarg del llit, des dels 2,00 atm d'entrada fins a 1,76 atm a la sortida. La pèrdua de càrrega total és, per tant, de 0,24 atm, equivalent a un 12,2 % de la pressió d'entrada, un valor acceptable per a un llit fix d'aquestes característiques i que no compromet l'operació de l'equip.

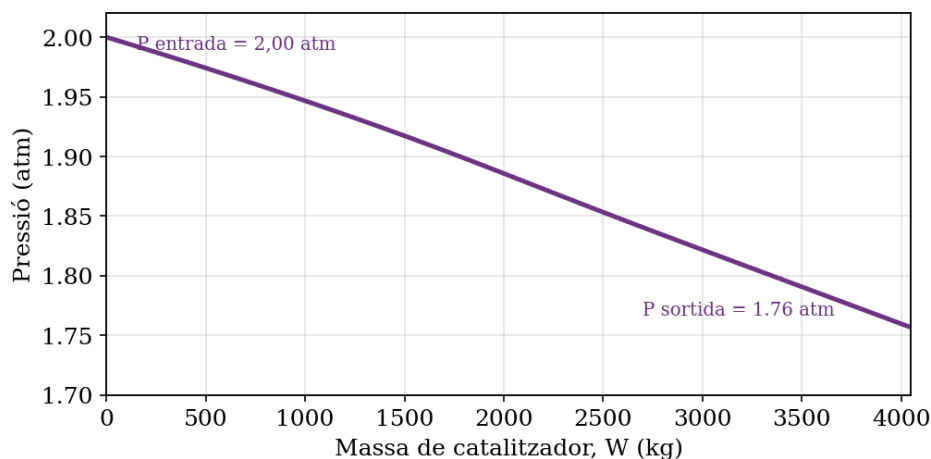


Figura 11.4. Perfil de pressió al llarg del llit catalític

11.4.9.4. Demanda tèrmica

La calor total que el refrigerant ha d'evacuar és de 6,69 MW, mentre que la calor despesa per la reacció és de 7,32 MW. Així, el refrigerant absorbeix aproximadament el 91 % de la calor de reacció, i el 9 % restant abandona el reactor com a calor sensible del gas, que surt més calent (306 °C). Aquest repartiment contrasta amb el de l'escenari de cabal elevat, en què el refrigerant evacuava gairebé el 99 % de la calor i el gas sortia pràcticament a la mateixa temperatura d'entrada.

L'increment de temperatura de la sal és coherent amb el balanç energètic del refrigerant: un cabal de 100 kg/s amb una capacitat calorífica de $1\,560\text{ J}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$ que absorbeix 6,69 MW experimenta un augment de temperatura d'aproximadament 43 °C, en concordança amb el valor obtingut a la simulació. Aquesta potència tèrmica de 6,69 MW constitueix la base per al dimensionament del bescanviador de sals situat aigües avall del reactor.

11.4.10. Conclusions de disseny

El model desenvolupat permet dimensionar i avaluar el comportament del reactor multitubular R-201 per a la producció de formaldehid pel procés Formox. El reactor, format per un feix d'aproximadament 4 850 tubs amb un volum de llit catalític de 4,50 m³, assoleix una conversió de metanol del 93 % i una producció de formaldehid de 166 kmol/h, amb una pèrdua de càrrega moderada del 12 %.

Pel que fa al comportament tèrmic, les condicions de refrigeració adoptades (sal HITEC a 360 t/h i 256 °C d'entrada) mantenen el punt calent en 380 °C, per sota del límit del catalitzador, però donen lloc a un refrigerant clarament no isoterm (256 → 299 °C) i a un efluent gasós més calent (306 °C). La reducció del cabal de refrigerant respecte de la configuració de cabal

elevat estreny el marge de seguretat tèrmic i augmenta de manera notable la sensibilitat del reactor davant variacions en la temperatura d'entrada o en el cabal de la sal.

En conseqüència, el disseny es considera viable sempre que es garanteixi un control rigorós de la temperatura d'entrada de la sal i del seu cabal, i es recomana preveure la instrumentació i els enclavaments necessaris per detectar i prevenir desviacions que puguin conduir a l'embalament tèrmic. La potència tèrmica evacuada, de 6,69 MW, fixa el requisit de disseny del sistema de refrigeració associat al reactor.

11.5. Disseny columna d'absorció

En aquest apartat es desenvolupa el dimensionament de les columnes d'absorció C-301 i C-302 presents en el procés de producció de formaldehid. Aquestes unitats tenen com a objectiu absorbir el formaldehid contingut en el corrent gasós procedent del reactor mitjançant contacte amb aigua, obtenint una dissolució comercial de formaldehid al 37 % en massa.

El disseny de les columnes s'ha realitzat mitjançant el simulador de processos Aspen HYSYS, que permet determinar les condicions d'operació necessàries per assolir les especificacions de separació requerides. A partir de la simulació, s'obté el nombre de plats teòrics necessaris per aconseguir la concentració desitjada de formaldehid en el corrent líquid de sortida.

Posteriorment, i tenint en compte que industrialment l'absorció de formaldehid es realitza habitualment en columnes de rebliment per la seva menor pèrdua de càrrega i major eficiència de transferència de matèria, es procedeix a la conversió del disseny de plats a rebliment utilitzant el concepte d'alçada equivalent a un plat teòric (HETP).

A continuació es mostra el procediment de càlcul realitzat per a la columna C-301. La mateixa metodologia s'ha aplicat de manera anàloga per al dimensionament de la columna C-302.

11.5.1. Disseny de la columna d'absorció mitjançant Aspen HYSYS

En primer lloc es connecten els corrents d'entrada i sortida de la columna d'absorció. Per la part superior de la columna s'introdueix el corrent d'aigua fresca utilitzat com a absorbent, mentre que per la part inferior entra el corrent gasós procedent del reactor després de la seva etapa de refredament. Igualment, es defineixen els dos corrents de sortida corresponents a la fase gasosa i a la fase líquida.

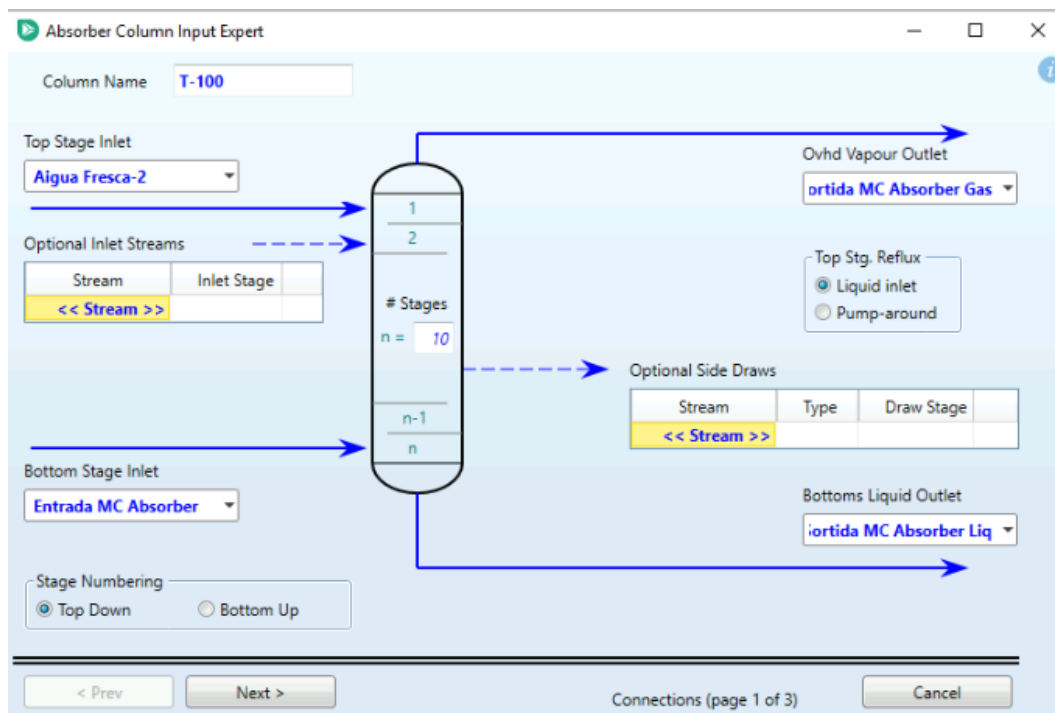


Figura 11.5. Configuració inicial dels corrents d'entrada i sortida de la columna d'absorció C-301 a Aspen HYSYS.

Posteriorment es defineixen les pressions de treball de la columna a partir de les condicions de procés establertes.

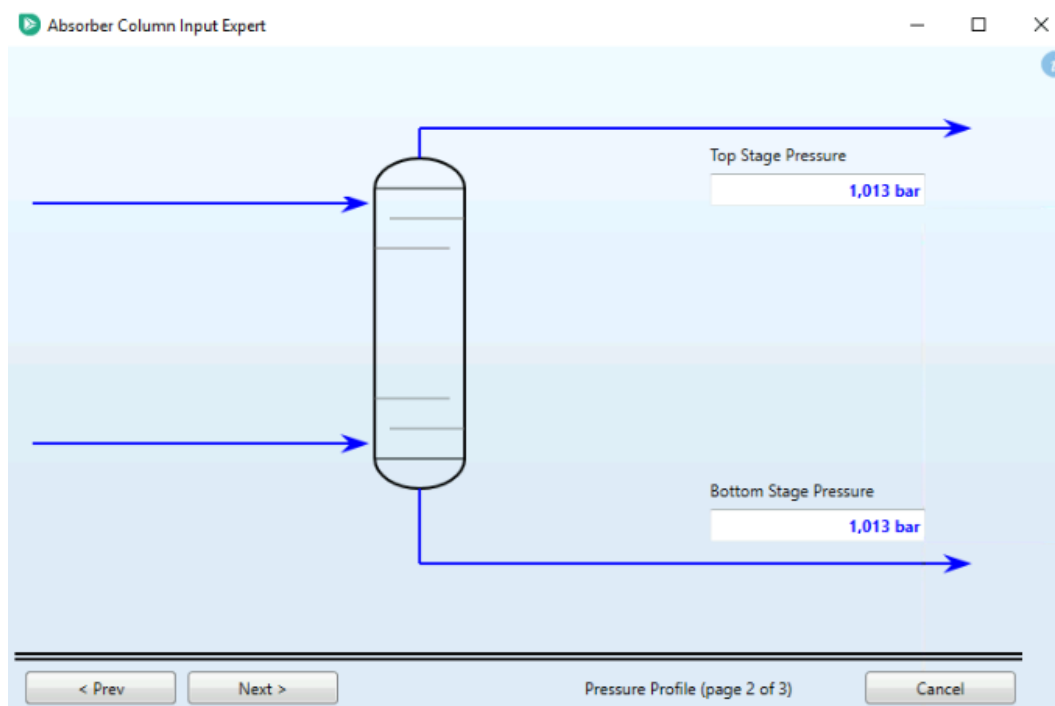


Figura 11.6. Definició de les pressions d'operació de la columna d'absorció.

Una vegada establertes les condicions d'operació, s'introdueixen les especificacions necessàries per garantir l'obtenció del producte desitjat. La primera especificació és la fracció massica de formaldehid ha de ser un 0.37 en el corrent de sortida de cues i la següent de 0.62 en fracció massica d'aigua.

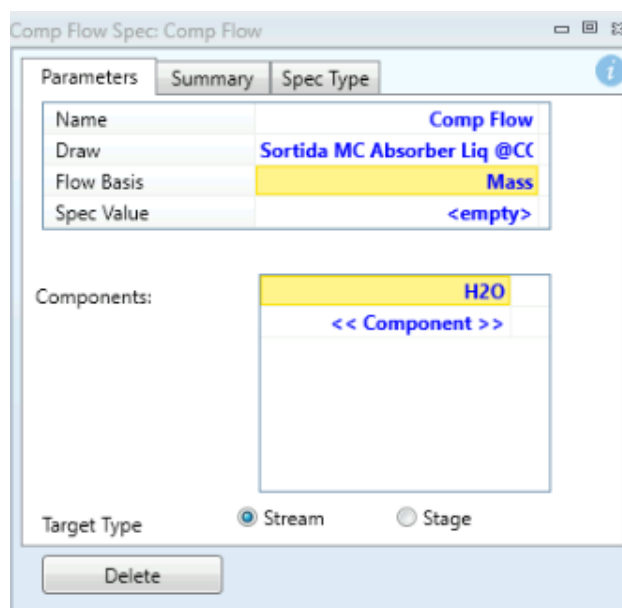


Figura 11.7. Definició de les especificacions de composició

Una vegada introduïdes totes les especificacions, es realitza la simulació de la columna d'absorció. Després de la convergència del model, s'analitzen els resultats obtinguts i es realitzen diferents iteracions sobre el nombre de plats teòrics fins a assolir les especificacions de producte requerides.

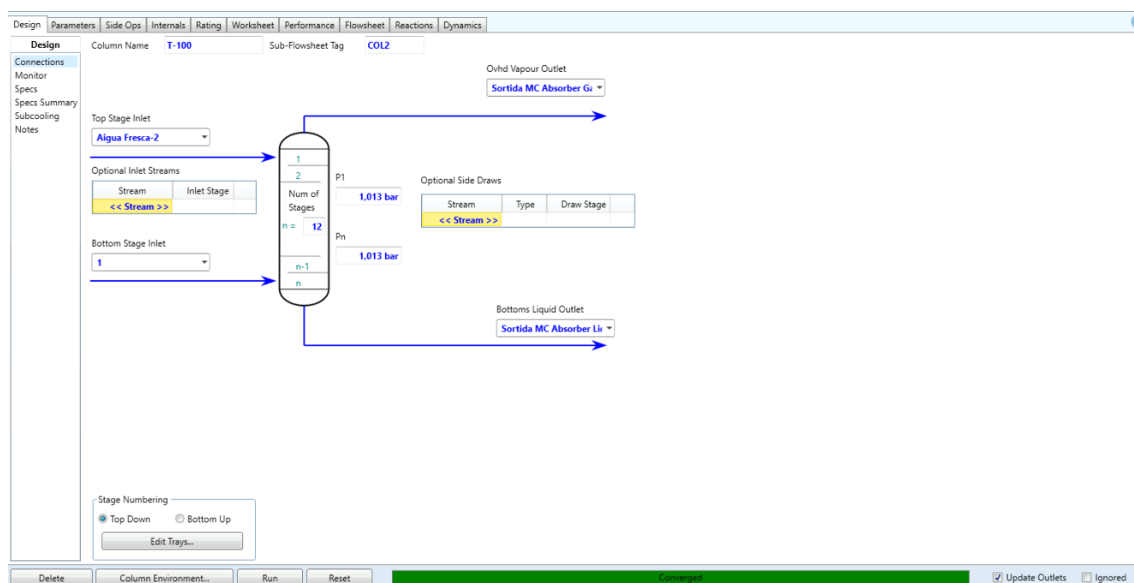


Figura 11.8. Resultats de convergència i determinació del nombre de plats teòrics.

Una vegada determinat que la columna necessita 12 plats teòrics, es procedeix a la seva conversió a una columna de rebliment.

11.5.2. Conversió de columna de plats a columna de rebliment

Una vegada determinat que la columna d'absorció necessita 12 plats teòrics per assolir la concentració desitjada de formaldehid a la corrent líquida de sortida, es procedeix a la conversió del disseny a una columna de rebliment.

S'ha seleccionat un rebliment format per anells Pall de 25 mm (1"), àmpliament utilitzats en processos d'absorció gas-líquid per la seva elevada superfície específica, baixa pèrdua de càrrega i bon rendiment en transferència de matèria.

Per convertir una columna de plats en una columna de rebliment s'utilitza el concepte d'HETP (Height Equivalent to a Theoretical Plate), que relaciona l'eficiència del rebliment amb el nombre de plats teòrics equivalents.

La relació és:

$$Z = N_t \cdot HETP \quad (18)$$

on:

- Z = alçada de rebliment (m)
- N_t = nombre de plats teòrics
- $HETP$ = altura equivalent a un plat teòric (m/plat)

Per a anells Pall de 25 mm s'adopta un valor:

$$HETP = 0,5 \text{ m/plat}$$

i considerant:

$$N_t = 12$$

s'obté:

$$Z = 12 \cdot 0,5$$

$$Z = 6 \text{ m}$$

Per tant, l'alçada total de rebliment necessària és:

$$\boxed{Z = 6 \text{ m}}$$

11.5.3. Determinació del diàmetre i de l'àrea transversal

A partir del dimensionament hidràulic realitzat amb Aspen HYSYS, s'obté un diàmetre intern de columna de:

$$D = 1,445 \text{ m}$$

L'àrea transversal es calcula mitjançant:

$$A = \frac{\pi D^2}{4} \quad (19)$$

Substituint:

$$A = \frac{\pi(1,445)^2}{4}$$
$$A = 1,64 \text{ m}^2$$

Per tant:

$$A = 1,64 \text{ m}^2$$

11.5.4. Determinació del volum de rebliment

El volum ocupat pel rebliment es calcula com:

$$V = A \cdot Z \quad (20)$$

Substituint:

$$V = 1,64 \cdot 6$$
$$V = 9,84 \text{ m}^3$$

Arrodonint:

$$V = 9,8 \text{ m}^3$$

11.5.5. Verificació de la pèrdua de càrrega

La simulació de la columna amb 12 plats presenta una pèrdua de càrrega total de:

$$\Delta P = 1,931 \text{ mbar}$$

Aquest valor és compatible amb l'ús d'un rebliment d'anells Pall, ja que aquest tipus d'internals presenta una pèrdua de càrrega reduïda en comparació amb una columna de plats, mantenint una elevada eficiència de transferència de matèria.

El mateix procediment de càlcul i dimensionament s'ha aplicat a la columna C-302, obtenint-se les dimensions corresponents segons les condicions específiques de funcionament d'aquesta unitat.

11.6. Disseny bescanviadors de calor

11.6.1 Introducció

Per al disseny dels bescanviadors de calor de la planta s'ha utilitzat el programa Aspen Exchanger Design & Rating (EDR), integrat dins de Aspen HYSYS. Aquest software permet realitzar el dimensionament tèrmic i mecànic dels equips de forma rigurosa.

11.6.2 Procediment i criteris

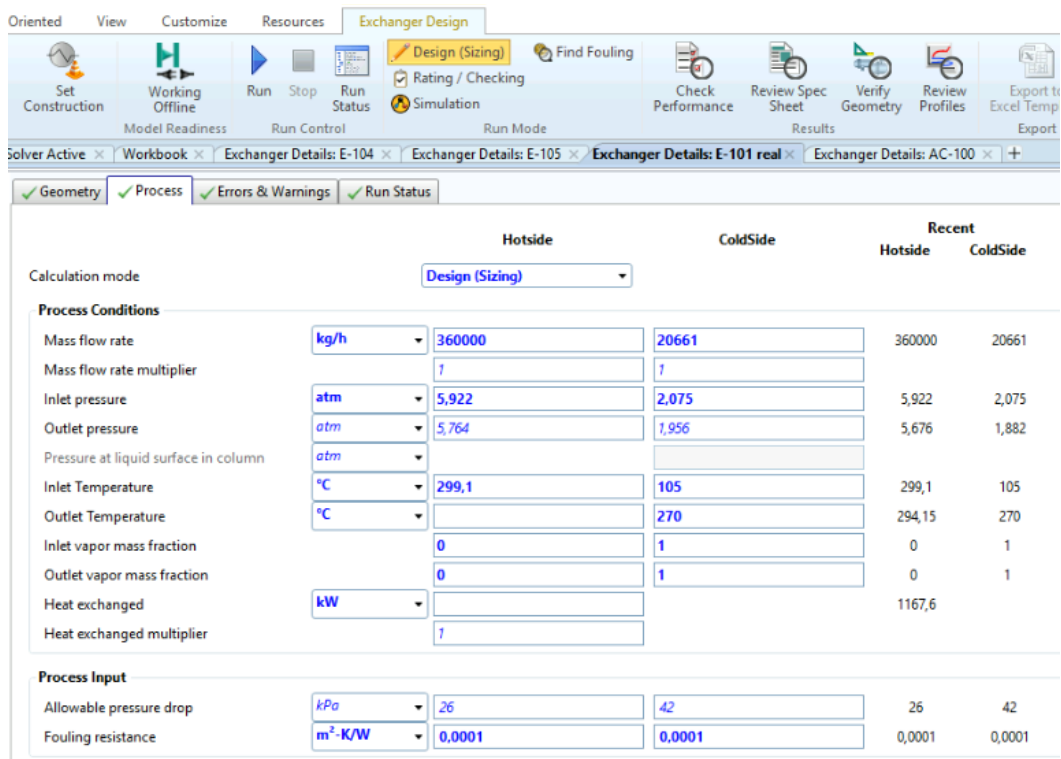
El procediment de disseny no ha consistit únicament en acceptar el primer equip que el programa et pot dissenyar segons les teves condicions. A partir d'un disseny preliminar proposat per Aspen EDR s'ha modificat posteriorment els paràmetres geomètrics i operacionals, obtenint una configuració tècnicament viable i industrialment coherent. La metodologia emprada per al dimensionament de tots els equips tèrmics de la planta s'ha basat en un procés iteratiu de dues fases.

1. **Fase de disseny automàtic (Design Mode):** En una primera etapa, s'introdueixen les condicions de procés i es permet que Aspen EDR calculi i proposi una geometria base inicial que compleixi amb els requeriments tèrmics exigits.
2. **Fase de comprovació i optimització (Rating / Checking Mode):** Atès que els dissenys inicials proposats pel programari sovint presenten limitacions operatives, com problemes de vibracions mecàniques en el feix de tubs, pèrdua de càrrega excessiva o velocitats de fluid extremes, s'ha procedit a canviar la modalitat de càlcul. En aquesta fase, es realitzen modificacions manuals i iteratives sobre la geometria de l'equip. Per exemple modificacions del diàmetre de tubs o carcassa, nombre de tubs, espaiat entre bafles, etc... fins a solucionar tots els errors i incongruències, garantint un disseny industrial viable, segur i eficient.

Com a criteris per la validació del bescanviadors s'ha comprovat principalment que no existeixin problemes de vibració, les velocitats dels corrents es mantinguessin en rangs industrials habituals així com les pèrdues de càrrega, i que es compti amb un petit sobre-dimensionament per poder fer front problemes de fouling sense complicacions.

11.6.3 Exemple de disseny d'un carcassa i tubs

Una vegada definits i connectats els quatre corrents, es selecciona el model rigorós de disseny de bescanviador per accedir a l'entorn "EDR browser". Seguidament, el primer pas consisteix a seleccionar el mode de disseny i verificar les dades del corrent a la pestanya de procés.



		HotSide	ColdSide	Recent HotSide	Recent ColdSide
Calculation mode: Design (Sizing)					
Process Conditions					
Mass flow rate	kg/h	360000	20661	360000	20661
Mass flow rate multiplier		1	1		
Inlet pressure	atm	5,922	2,075	5,922	2,075
Outlet pressure	atm	5,764	1,956	5,676	1,882
Pressure at liquid surface in column	atm				
Inlet Temperature	°C	299,1	105	299,1	105
Outlet Temperature	°C		270	294,15	270
Inlet vapor mass fraction		0	1	0	1
Outlet vapor mass fraction		0	1	0	1
Heat exchanged	kW			1167,6	
Heat exchanged multiplier		1			
Process Input					
Allowable pressure drop	kPa	26	42	26	42
Fouling resistance	m ² -K/W	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001

Figura 11.9. Configuració dels corrents del intercanviador de calor

En aquest apartat és important no sobre-especificar el procés. Un cop s'executa l'eina de càlcul mitjançant l'opció "Run", el software genera un bescanviador factible matemàticament tenint en compte diversos paràmetres. Tot i això, aquest disseny haurà de ser revisat per determinar si es apte o no.

Els valors resultants de les corrents es poden observar a la dreta de la figura. En el apartat "Geometry" s'hi detalla el disseny plantejat, però és a la pestanya "Check Performance" on s'identifiquen els possibles problemes de configuració.

Overall Performance		Resistance Distribution		Shell by Shell Conditions		Hot Stream Composition		Cold Stream Composition	
Design (Sizing)		Shell Side				Tube Side			
Total mass flow rate	kg/h	360000		0		20661		20661	
Vapor mass flow rate (In/Out)	kg/h	0		360000		0		0	
Liquid mass flow rate	kg/h	0		0		1		1	
Vapor mass fraction		299,1		294,15		105		270	
Temperatures	°C	/		/		/		/	
Bubble / Dew point	°C	600		575,084		210,249		190,682	
Operating Pressures	kPa	1413,5		0,0001		213,8		0,00012	
Film coefficient	W/(m²·K)	0,99		66,91					
Fouling resistance	m²·K/W	26		24,916		42		19,568	
Velocity (highest)	m/s	Unit		BEM		1 pass		1 ser	
Pressure drop (allow./calc.)	kPa	182		/		3900		mm	
Total heat exchanged	kW	1167,6		/		mm		Hor	
Overall clean coeff. (plain/finned)	W/(m²·K)	175		/		mm		Hor	
Overall dirty coeff. (plain/finned)	W/(m²·K)	80,8		/		mm		Hor	
Effective area (plain/finned)	m²	84,25		/		mm		Hor	
Effective MTD	°C	1,02		/		mm		Hor	
Actual/Required area ratio (dirty/clean)		Yes		/		mm		Hor	
Vibration problem (HTFS)		No		/		mm		Hor	
TEMA RhoV2 limit exceeded		No		/		mm		Hor	

Heat Transfer Resistance

Shell side / Fouling / Wall / Fouling / Tube side

Shell SideTube Side

Heat Transfer Resistance

Shell side / Fouling / Wall / Fouling / Tube side

Shell Side

Tube Side

Figura 11.10.– Paràmetres del intercanviador de calor mode design

Observant aquesta figura, es detecta un problema greu de velocitat a l'interior dels tubs, assolint valors propers als 67 m/s. Aquest, comporta que el programa alerti sobre problemes de vibració.

A continuació, s'observa detalladament la configuració geomètrica i es realitzen canvis per tal de reduir aquesta velocitat als tubs.

EDR Navigation		Geometry		Process		Errors & Warnings		Run Status	
All		Calculation mode		Design (Sizing)		Recent			
Shell & Tube		Configuration		TEMA Type		BEM			
Console		Tube layout option		New (optimum) layout					
TEMA Input		Location of hot fluid		Shell side		Shell side			
Input		Tube OD / Pitch		mm		19,05 / 23,81			
Problem Defi		Tube pattern		30-Triangular		30			
Property Data		Tubes are in baffle window		Yes		Yes			
Exchanger Ge		Baffle type		Single segmental		Single segmental			
Construction		Baffle cut orientation		Horizontal		H			
Program Opt		Default exchanger material		SS 316L		SS 316L			
Results		Size		Specify some sizes for Design		No			
Input Summ		Shell ID / OD		mm		550 / 560			
Result Summ		Tube length		mm		3900			
Thermal / Hy		Baffle spacing center-center (Bc)		mm		590			
Performa		Number of baffles		4		4			
Heat Tran		Number of tubes / Tube passes		353 / 1		353 / 1			
Pressure C		Shells in series		1		1			
Flow Anal		Shells in parallel		1		1			
Vibration		Overall Results		Excess surface (%)		2			
Methods		Dp-ratio Shellside / Tubeside		0,9583 / 0,4659					
Mechanical S		Total cost (all shells)		Dollar(US)		47548			
Calculation D									

Figura 11.11. Configuració del intercanviador de calor mode design

Per tal d'aconseguir aquesta reducció, es poden dur a terme diverses accions, sent l'augment del nombre de tubs i del seu diàmetre les més efectives. Tot i així, per que la carcassa pugui allotjar aquests nous tubs també haurà de ser modificada. A partir de varies iteracions al mode "Rating / Checking", s'arriba a un model amb sentit industrial, sense alertes i amb un marge de excés d'àrea més conservador i segur.

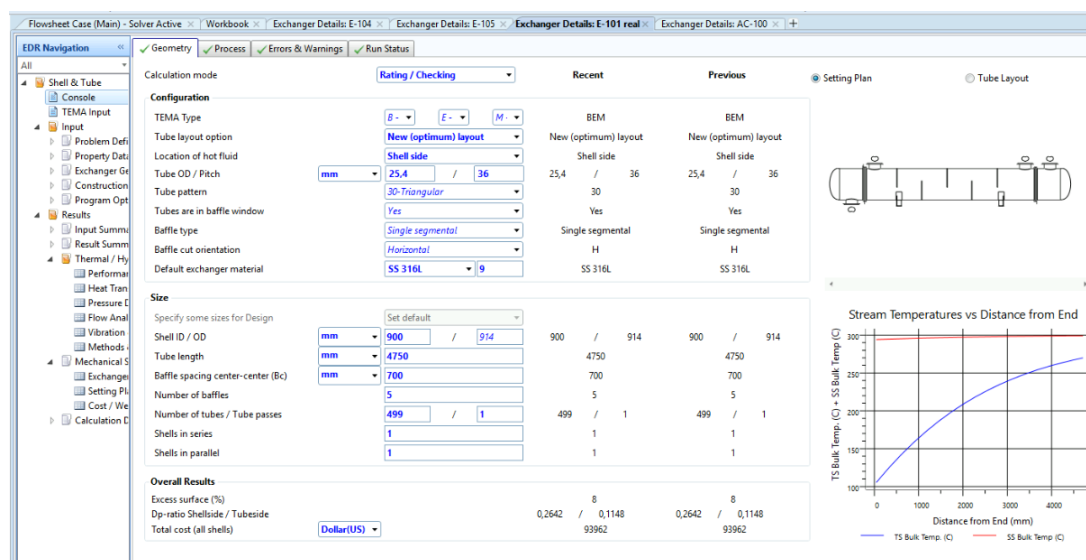


Figura 11.12. Configuració del intercanviador de calor mode Rating / Checking

Overall Performance		Resistance Distribution		Shell by Shell Conditions		Hot Stream Composition		Cold Stream Composition		
Rating / Checking		Shell Side				Tube Side				
Total mass flow rate	kg/h	360000				20661				
Vapor mass flow rate (In/Out)	kg/h	0		0		20661		20661		
Liquid mass flow rate	kg/h	360000		360000		0		0		
Vapor mass fraction		0		0		1		1		
Temperatures	°C	299,1		294,15		105		270		
Bubble / Dew point	°C	/		/		/		/		
Operating Pressures	kPa	600		593,13		210,249		205,427		
Film coefficient	W/(m²·K)	763				92,7				
Fouling resistance	m²·K/W	0,0001				0,00011				
Velocity (highest)	m/s	0,4				22,31				
Pressure drop (allow./calc.)	kPa	26		/ 6,87		42		/ 4,822		
Total heat exchanged	kW	1167,6				Unit	BEM	1 pass	1 ser	1 par
Overall clean coeff. (plain/finned)	W/(m²·K)	81,9	/			Shell size	900	- 4750	mm	Hor
Overall dirty coeff. (plain/finned)	W/(m²·K)	80,5	/			Tubes	Plain			
Effective area (plain/finned)	m²	186,1	/			Insert	None			
Effective MTD	°C	84,25				No.	499	OD 25,4	Tks 1,65	mm
Actual/Required area ratio (dirty/clean)		1,08	/	1,1		Pattern	30	Pitch 36	mm	
Vibration problem (HTFS)		<u>No</u>				Baffles	Single segmental		Cut(%d)	39,61
TEMA RhoV2 limit exceeded		<u>No</u>				Total cost	93962		Dollar(US)	

Heat Transfer Resistance

Shell side / Fouling / Wall / Fouling / Tube side

Shell Side

Tube Side

Figura 11.13. Paràmetres del intercanviador de calor mode Rating / Checking

11.7. Disseny del Air cooler

El procediment de disseny del air cooler ha sigut molt similar al dels intercanviadors de calor, ja que també s'ha realitzat amb el programa Aspen Exchanger Design & Rating (EDR), seguint els mateix procediment i criteris. La diferència en aquest cas ha sigut que en la fase de comprovació i optimització els paràmetres que es modifiquen són altres.

En aquest equip un excés de velocitat pot generar erosió, mentre que una velocitat massa baixa reduiria dràsticament l'eficiència tèrmica. Per optimitzar aquesta i altres paràmetres deficients de la primera fase, com per exemple que no hi havia sobredimensionament, s'ha modificat la longitud dels tubs, el nombre d'aquests i el cabal d'aire, seguint els mateixos passos descrits a l'apartat anterior.

11. 8. Disseny de mescladors

En aquest apartat es presenta el disseny dels mescladors utilitzats en la planta. S'ha seleccionat dos mescladors estàtics in-line degut a les condicions d'operació i la presència de compostos inflamables com el metanol, així prioritant la seguretat, la simplicitat operativa i la reducció del manteniment.

11.8.1 Consideracions del disseny

Pel desenvolupament del procés es necessària la presència de mescladors per tal d'homogeneïtzar els diferents corrents d'alimentació abans de les etapes posteriors del procés i pel producte final. En el disseny actual es disposa de dos mescladors en línia. El primer mesclador compta amb les entrades d'aire comprimit i metanol fresc, obtenint-se una mescla homogènia destinada a l'alimentació del reactor Formox. El segon mesclador compta amb entrades de metanol, formaldehid i aigua, obtenint-se una dissolució de formalina al 37% en pes amb un contingut aproximat del 10% de metanol.

A causa de la naturalesa inflamable del metanol i de la toxicitat i caràcter corrosiu del formaldehid, s'ha optat per l'ús de mescladors estàtics in-line en lloc de tancs amb agitació mecànica, evitant així la presència de parts mòbils, reduint els requeriments de manteniment i minimitzant el risc associat a atmosferes potencialment explosives (ATEX).

Els equips es consideren sistemes tubulars cilíndrics operant en continu, dissenyats seguint criteris de la normativa ASME per a equips a pressió, amb l'objectiu d'evitar fuites de compostos volàtils i garantir la seguretat operacional del procés.

Els principals accessoris implementats al disseny dels mescladors són els següents:

- Entrades i sortides de procés per a l'alimentació independent dels reactius i l'extracció de la mescla homogènia.
- Venteig i vàlvules de seguretat per evitar sobrepressions accidentals.
- Instrumentació de control de pressió i temperatura per garantir unes condicions operatives segures.
- Connexió a terra de les línies per evitar acumulació d'electricitat estàtica en presència de compostos inflamables.

El dimensionament dels equips es realitza a partir dels cabals volumètrics de procés i de velocitats de circulació recomanades per a mescla gas-líquid i líquid-líquid, assegurant una homogeneïtat elevada amb una pèrdua de càrrega moderada. Així mateix, es realitza el disseny mecànic dels equips considerant la pressió i temperatura de disseny, així com la resistència mecànica i química de l'acer inoxidable AISI 316L seleccionat.

11.8.2 Balanç de Matèria

En un mesclador estàtic, el balanç de matèria s'utilitza per relacionar directament els corrents d'entrada amb el corrent de sortida. Això permet determinar el cabal i composicions de la sortida a partir dels fluxos que entren al equip, en el nostre cas assumint que no hi ha acumulació dins l'equip. D'aquesta manera, podem descriure de forma senzilla com es combinen els diferents components dins del mescladors.

Per el primer mesclador essent aquest el M-201, les seves entrades estant formades per metanol en fase gas i aire comprimit en fase gas, s'estableix el següent balanç:

$$E = S$$
$$m_{MeOH} + m_{aire} = m_1$$

On:

m= cabal màssic (kg/h)

$$5.009 + 14.313 = 19.322 \text{ kg/h}$$

Seguidament pel segon mesclador essent aquest el M-601, les seves entrades estant formades per un corrent de formaldehid i aigua en fase líquid, un altre de metanol fresc i el darrer format per metanol, formaldehid i aigua en fase líquid s'estableix el següent balanç:

$$E = S$$
$$m_1 + m_2 + m_{MeOH} = m_1$$

On:

m= cabal màssic (kg/h)

$$7.015 + 906,2 + 4.708,32 = 12.629,52 \text{ kg/h}$$

11.8.3 Propietats Físiques

Link exemple mescladors: https://www.primix.com/es/productos/mezcladores-estaticos-a-medida/?gad_source=1&gad_campaignid=13646728316&gbraid=0AAAAADgLnIO_zRpGYkPKapBcodWfy_gM9&gclid=CjwKCAjw5ZXQBhBdEiwAI5XVWRvJ7LI3LkLKqtHou5WJLEOu_kvprlP8pSoRaFMFTIX1GFkFKNb_N2xoCPd0QAvD_BwE#elemento-mezclador-pmq

11.8.4 Dimensionament del mesclador estàtic

En aquest apartat es defineix les dimensions principals dels mescladors, com el diàmetre i les seves longituds respectives, per adaptar-lo correctament al cabal de treball i garantir una mescla eficient dels corrents. Aquestes dimensions es fixen de manera que l'equip sigui compatible i eficient amb les canonades del sistema i permeti un funcionament adequat sense alterar el flux de manera negativa.

11.8.4.1 Diàmetre

En el nostre cas el dimensionament, el diàmetre del cos principal es fixa en funció de la línia principal de procés, que habitualment coincideix amb la canonada de sortida ja que representa el cabal total de la mescla i garanteix la continuïtat del flux en el procés.

En el primer cas, amb un DN 650 per la canonada d'entrada d'aire comprimit, un DN 400 per la canonada d'entrada i un DN 500 per la canonada de sortida de la mescla de reactius, el mesclador s'ha dimensionat a DN 500. Per adaptar els corrents d'entrada a aquest diàmetre s'utilitzen elements de transició, en el nostre cas reductors o expandors. Per la línia d'aire comprimit s'utilitza un reductor de 650mm a 500mm, seguidament per la línia de metanol

escalfat es necessita un expansor de 400mm a 500mm. En ambdós casos es considera oportú opcions concèntriques, ja que no hi ha risc de condensació, tot el volum està ocupat per gas i tampoc hi ha problemes de sedimentació. D'aquesta manera el sistema al treballar amb fluids en fase única, es prioritza una distribució simètrica de la velocitat, evitant desequilibris de flux i zones de recirculació.

En el segon cas, el mesclador té 3 corrents d'entrada (DN 50, DN 40 i DN 20) i una sortida de DN 65, com s'ha especificat anteriorment, el mesclador es dimensiona amb el diàmetre de la sortida, en aquest cas el mesclador serà DN 65. Per els 3 corrents d'entrada s'utilitza expansors concèntrics ja que el sistema treballa amb corrents líquides i no existeix risc de formació de bosses de gas ni d'acumulació de sòlids. D'aquesta manera, es garanteix una entrada simètrica del flux, evitant desequilibris de velocitat i zones de recirculació, i assegurant un comportament hidrodinàmic estable dins del mesclador.

11.8.4.1 Longitud

<https://www.jls-europe.de/es/products/static-mixer/helical-mixer.html>

Per als dos mescladors s'ha escollit mescladors estàtics helicoidals ja que aquesta opció aporta un grau elevat d'eficiència, sense parts mòbils, aprofitats contínuament la generació de divisió, rotació i reorientació a través de tot l'eix dels elements interns. Aquesta geometria permet una successiva separació i recombinació dels fluids així augmentant el contacte entre fases. A més la seva relació entre eficiència i pèrdua de càrrega és bona, ja sigui per fluxos de líquid o gas.

La longitud del mesclador s'ha determinat a partir d'un criteri de disseny basat en la relació entre el diàmetre del conducte i el nombre d'elements interns escollit segons el nivell de mescla desitjat.

11. 9. Disseny del chiller

En aquest apartat es justifica el model de chiller escogit per refredar l'aigua del intercanviador E-302. A continuació es calcula la potència necessària per portar aquest corrent de refrigeració de 13°C a 5°C.

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T \qquad \Delta T(^{\circ}C) = 13 - 5 = 8^{\circ}C \qquad m = \frac{42000 \text{ Kg/h}}{3600 \text{ s/h}} = 11.67 \text{ Kg/s}$$

$$Q = \frac{11.67Kg}{s} \cdot \frac{4.18KJ}{Kg \cdot ^\circ C} \cdot 8^\circ C = 390.24kW$$

El model seleccionat compta amb una potència de 458kW, per tant el marge es el següent.

$$Marge = \left(\frac{458 - 390.24}{390.24} \right) \cdot 100 = 17.36\%$$

11. 10. Disseny torre de refrigeració

En aquest apartat es justifica el model de la torre de refrigeració escogida per refredar l'aigua del intercanviador E-203 i E-301. A continuació es calcula la potència necessària per portar aquest corrent de refrigeració de 13°C a 5°C.

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T \quad \Delta T(^{\circ}C) = 42.5 - 25 = 17.5^{\circ}C \quad m = \frac{120000kg/h}{\frac{3600s}{h}} = 33.33Kg/s$$

$$Q = \frac{33.33Kg}{s} \cdot \frac{4.18KJ}{Kg \cdot ^\circ C} \cdot 17.5^{\circ}C = 2438.33kW$$

El model seleccionat compta amb una potència de 3372.6kW, per tant el marge es el següent.

$$Marge = \left(\frac{3372.6 - 2438.33}{2438.33} \right) \cdot 100 = 38.31\%$$

11. 11. Disseny dels escalfadors elèctrics

En aquest apartat es justifica el model dels escalfadors elèctrics escogits per la posada en marxa de la planta. Aquest procés es dona fent cicles en circuit tancat del corrent del refrigerant amb un cabal reduït. Cada cicle s'escalfa el corrent 25°C.

$$Q = m_{marxa} \cdot Cp \cdot \Delta T_{Cicle} = \frac{25kg}{s} \cdot \frac{1.56KJ}{Kg \cdot ^\circ C} \cdot 25^{\circ}C = 975kW$$

Els escalfadors escollits son dos equips que compten amb una potència de 700kW cadascun. Això suposa un gran sobredimensionament, justificada en el cas d'averia, on un sol escalfador podria mantenir el refrigerant en estat líquid, o inclús continuar amb la posada en marcha amb cicles menys eficients.

$$\Delta T_{Cicle} = \frac{Q}{m_{marxa} \cdot Cp} = \frac{700kW}{\frac{25Kg}{s} * \frac{1.56KJ}{Kg * ^\circ C}} = 17.95^\circ C$$

11. 12. Bibliografia

- [1] Canas Villegas, C. C. (2021). Prediction of flammable conditions of a methanol storage tank using Neural Networks. Politecnico di Torino. Recuperat el 3 de juny de 2026, de <https://webthesis.biblio.polito.it/19882/1/tesi.pdf>
- [2] Fogler, H. S. (2016). *Elements of chemical reaction engineering* (5.^a ed.). Prentice Hall.
- [3] Froment, G. F., Bischoff, K. B., & De Wilde, J. (2011). *Chemical reactor analysis and design* (3.^a ed.). John Wiley & Sons.
- [4] Levenspiel, O. (1999). *Chemical reaction engineering* (3.^a ed.). John Wiley & Sons.
- [5] Perry, R. H., & Green, D. W. (2018). *Perry's chemical engineers' handbook* (9.^a ed.). McGraw-Hill Education.
- [6] Sinnott, R. K., & Towler, G. (2020). *Chemical engineering design (Coulson & Richardson's Chemical Engineering, Vol. 6)* (6.^a ed.). Elsevier.
- [7] Coastal Chemical Co., L.L.C. (s. f.). *HITEC heat transfer salt—Technical data*. Recuperado el 2 de mayo de 2026, de [URL]