



Universitat Autònoma  
de Barcelona

TRABAJO DE FINAL DE GRADO  
GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

# PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ÓXIDO DE ETILENO



Autores: Sergio Pérez Delfa  
Oriol Ruiz Puig  
Víctor González Monge  
Nelia García Blasco  
Xavier Fernández Olivera  
Pol Candela Poch

Tutor: Albert Bartrolí

Cerdanyola del Vallès | Junio 2020





Universitat Autònoma  
de Barcelona

TRABAJO DE FINAL DE GRADO  
GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

## PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ÓXIDO DE ETILENO



## CAPÍTULO 10. MANUAL DE CÁLCULOS

Cerdanyola del Vallès | Junio 2020



## Capítulo 10. Manual de cálculos

### Índice

10.1. Reactor .....	7
10.1.1. Volumen de reactor .....	7
10.1.2. Cálculo de la masa de refrigerante .....	10
10.1.3. Cálculo del área de transferencia de calor y número de tubos .....	11
10.1.4. Detalles del reactor [5] .....	11
10.1.5. Pérdidas de presión .....	17
10.1.6. Diseño mecánico [6] .....	18
10.2. Diseño de los tanques de almacenamiento .....	24
11.2.1. Diseño del tanque de almacenamiento del óxido de etileno .....	24
10.2.1. Volumen del tanque .....	25
10.2.2. Presión en el tanque .....	26
10.2.3. Espesor del tanque .....	27
10.2.4. Peso del tanque .....	28
10.2.5. Temperatura .....	31
10.2.6. Sistema de venteo .....	32
10.2.7. Cubeto de retención .....	33
10.2.8. Equipos diseñados .....	35
10.3. Servicios de planta .....	37
10.3.1. Torres de refrigeración .....	37
10.3.2. Turbina .....	39
10.3.3. Nitrógeno (inertización) .....	41
10.3.4. Caldera de vapor y aceite .....	42
10.3.5. Condensador .....	45
10.3.6. Estación transformadora y grupo electrógeno .....	46
10.3.7. Aire comprimido .....	47
10.4. Diseño de tuberías .....	49
10.4.1. Aislamiento térmico .....	51
10.5. Diseño de los absorbedores .....	53
10.5.1. Características principales .....	53



10.5.2. Diseño mecánico.....	55
10.5.3. Cabezales de la columna de absorción .....	56
10.5.4. Cilindro de la columna de absorción .....	59
10.5.5. Columna de absorción .....	60
10.6. Diseño de columnas de destilación .....	63
10.6.1. Shortcut .....	63
10.6.2. Columna de destilación .....	65
10.7. Diseño de los intercambiadores .....	69
10.8 Bibliografía.....	72

## 10.1. Reactor

En este apartado, se explica la metodología de cálculo utilizado para el diseño de los dos reactores multitubulares.

### 10.1.1. Volumen de reactor

Primero se ha realizado las dimensiones del reactor, para conseguir la producción necesaria de óxido de etileno, para ello se ha utilizado el software Aspen Hysys. Antes de todo se ha introducido los reactivos y productos necesarios para reproducir la simulación con el paquete adecuado.

Para poder dimensionar el reactor se ha necesitado la cinética de reacción. Se ha utilizado una cinética heterogenia simplificada con catalizador de plata en base de alúmina [1]. Son dos reacciones en paralelo, en la **Figura 1**, se muestra como se ha introducido las constantes de la reacción que produce óxido de etileno en Hysys.

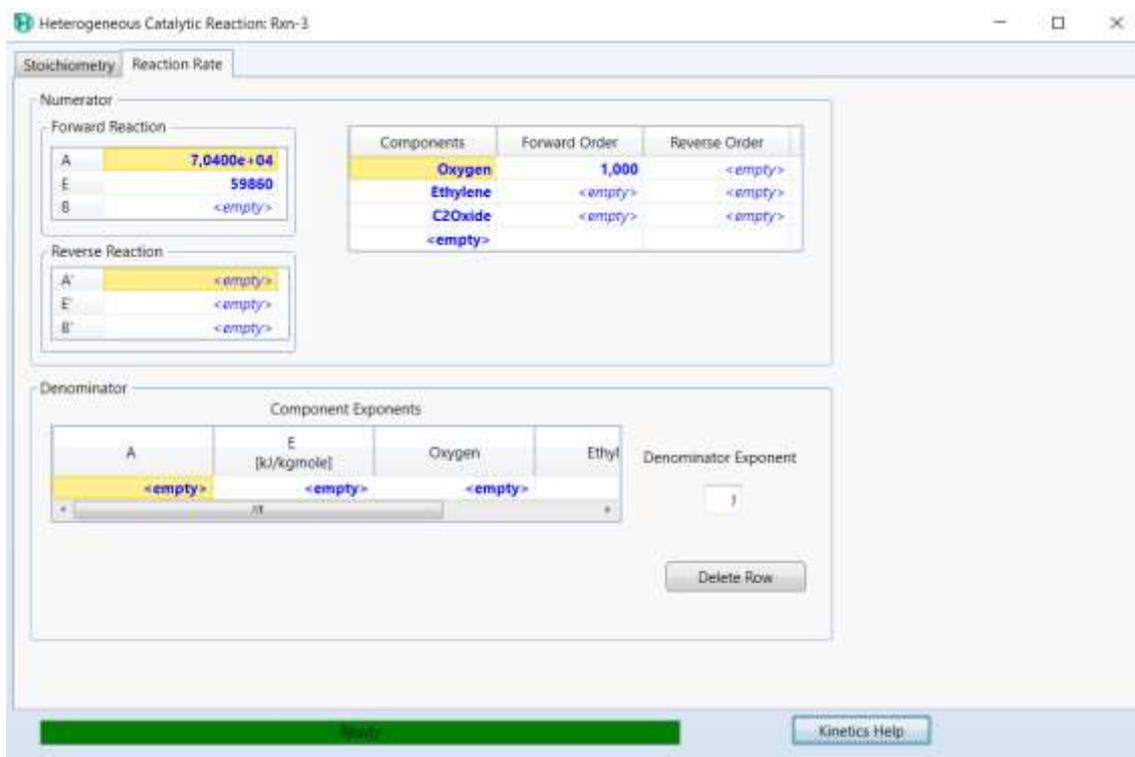


Figura 1. Introducción de la cinética en Hysys.

Seguidamente se crea un reactor multitubular en el simulador de Hysys y se introducen los parámetros necesarios. Se utiliza un reactor isoterma a 250°C para evitar que se forme mucho subproducto. Para ello la corriente de entrada es una mezcla de los reactivos a 250°C y 20 bares, como se observa en la **Figura 2** y **Figura 3**.

Stream Name	9	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Temperature [C]	250,0	250,0
Pressure [kPa]	2000	2000
Molar Flow [kgmole/h]	5029	5029
Mass Flow [kg/h]	1,470e+005	1,470e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	218,4	218,4
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	2180	2180
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	157,3	157,3
Heat Flow [kJ/h]	1,096e+007	1,096e+007

Figura 2. Parámetros de entrada a un reactor.

Se ha utilizado fracciones molares típicas para estos reactores [2].

CO2	0,0406
Oxygen	0,0973
Ethylene	0,2195
C2Oxide	0,0119
Nitrogen	0,6281
H2O	0,0027

Figura 3. Composición de entrada a los reactores.

A continuación, se escoge la cantidad de tubos y su diámetro (ha sido un proceso iterativo con el coeficiente global de transferencia de calor y conseguir la conversión óptima para la formación de producto y generación de calor. Estos parámetros son valores típicos de reactores de producción de óxido de etileno. Ver **Figura 4** [3] [4].

Tube Dimensions	
Total Volume	22,80 m <sup>3</sup>
Length	6,000 m
Diameter	2,540e-002 m
Number of Tubes	7500
Wall Thickness	1,000e-003 m

Tube Packing	
Void Fraction	0,500
Void Volume	11,40 m <sup>3</sup>

Figura 4. Parámetros para el dimensionamiento del reactor.

Finalmente se introducen las características del catalizador, se escogen valores típicos. Ver **Figura 5**. [2]

Catalyst Data	
Particle Diameter	5,000e-003 m
Particle Sphericity	1,000
Solid Density	1800 kg/m <sup>3</sup>
Bulk Density	900,0 kg/m <sup>3</sup>
Solid Heat Capacity	1,000 kJ/kg-C

Figura 5. Características del catalizador.

Con todo el conjunto de parámetros seleccionado hemos obtenido una conversión de un 10,5% respecto al etileno. Y un calor generado de 56464901 kJ/h. Se representa el balance de materia del reactor. Ver **Figura 6**.

	Total In	Total Rxn	Total Out
CO2	204,4	51,16	255,6
Oxygen	489,1	-183,3	305,8
Ethylene	1104	-238,6	865,0
C2Oxide	59,64	213,1	272,7
Nitrogen	3158	4,396e-012	3158
H2O	13,56	51,16	64,72

Figura 6. Balance de materia de un reactor.

### 10.1.2. Cálculo de la masa de refrigerante

Con la energía calculada del Hysys de 5,60E+07 kJ/h, se calcula la masa necesaria de refrigerante, se utiliza agua a 190°C en estado líquido a punto de ebullición.

Ecuación 1. Cálculo de la masa de refrigerante.

$$m_{\text{refrigerante}} = \frac{Qq}{Cp_{\text{refrigerante}} \cdot (Ts_{\text{refrigerante}} - Te_{\text{refrigerante}}) + \text{Calor latente}}$$

Qq=Calor generado [kJ/h]

Cp refrigerante [kJ/(kg·°C)]

Ts y Te refrigerante [°C]

Los valores han sido obtenidos de HYSYS.

$$m_{\text{refrigerante}} = \frac{5,60E + 07}{4,476 \cdot (191 - 190) + 1964} = 28469,6 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = \frac{7,9 \text{ kg}}{\text{s}} \text{ de agua}$$

### 10.1.3. Cálculo del área de transferencia de calor y número de tubos

Para determinar el área de transferencia de calor necesaria se necesita una  $U$  típica ( $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ ), se escoge 68 [4]. Se elige un sistema de refrigeración en contracorriente.

*Ecuación 2. Cálculo del área de transferencia.*

$$A = \frac{Qq}{U \cdot \Delta T_{ml}}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T1 \cdot \Delta T2}{\ln \left( \frac{\Delta T1}{\Delta T2} \right)}$$

$$\Delta T1 = T \text{ entrada mezcla} - T \text{ salida refrigeración}$$

$$\Delta T2 = T \text{ entrada refrigeración} - T \text{ salida mezcla}$$

$$A = \frac{5,60e7}{68 \cdot 59,5} = 3847 \text{m}^2$$

El área de transferencia del reactor es de 3873,6  $\text{m}^2$ , son 7500 tubos de un diámetro interno de una pulgada con un grosor de 0,001m.

### 10.1.4. Detalles del reactor [5]

Para la distribución de los tubos se ha escogido el esquema triangular típico ya que facilita la transferencia de calor.

El pitch se define como la distancia que hay entre el centro de dos tubos consecutivos. El pitch es 1,25 veces por el diámetro exterior del tubo.

$$pitch = 1,25 \cdot D_{ext} = 1,25 \cdot 2,74e - 2 = 0,034m$$

Ahora se calcula el diámetro de la carcasa, primero se calcula el haz de tubos y se calcula mediante la siguiente expresión:

*Ecuación 3. Cálculo del diámetro del haz de tubos.*

$$D_b = D_{ext} \cdot \left(\frac{N_t}{K_1}\right)^{\frac{1}{n_1}} = 2,74e - 2 \cdot \left(\frac{7500}{0,319}\right)^{\frac{1}{2,142}} = 2,93m$$

$D_b$ = Diámetro de haz de tubos [m]

$D_{ext}$ = Diámetro externo del tubo [m]

$N_t$ = Número de tubos que forman del haz

$K_1$  y  $n_1$ , son coeficientes en función del pitch escogido y del número de pasos por tubos en este caso, 0,319 y 2,142.

Ahora se calcula el espacio del haz de tubos y la pared externa de la carcasa, depende del tipo que se ha escogido. Se ha escogido el Tipo T. Se utilizan gráficas del método de Kern. Se obtiene una diferencia de 108 mm, y finalmente se obtiene un diámetro interno de carcasa de 3,04 metros.

A continuación, se calcula el número de pantallas y separación entre ellas. Primero se calcula el baffle cut que se define como el espacio entre la pantalla y la carcasa por donde pasa el refrigerante. Se escoge un valor típico de 25%, que se multiplica con el diámetro interior del intercambiador.

$$\text{Baffle Cut} = 0,25 \cdot 3,04 = 0,76m$$

Seguidamente se calcula el espaciado entre pantallas ( $l_b$ ) y se multiplica como un valor típico, en este caso es de 30% que se multiplica por el diámetro interior de carcasa.

$$l_b = 0,3 \cdot 3,04 = 0,91 \text{ metros}$$

Finalmente se calcula el número de deflectores:

$$N_{pantallas} = \frac{L}{lb} - 1 = \frac{6}{0.91} - 1 = 5,6 = 6 \text{ pantallas}$$

L=longitud de tubo m

Cálculo de la h para el interior de tubos:

Primero se necesita  $G_{tubos}$  (caudal másico por unidad de área), para ello se necesita el área total de paso:

*Ecuación 4. Cálculo del área total de paso.*

$$A_{paso\ total} = N_t \cdot \frac{A_{paso\ 1\ tubo}}{n_{pt}} = 7500 \cdot \frac{2,53e-4}{1} = 1,9 \text{ m}^2$$

$N_t$ = Número de tubos

A paso 1 tubo ( $\text{m}^2$ ) =  $(\pi \cdot (\text{diámetro interior})^2 / 4) \cdot 0,5$  (por el espacio que ocupa el catalizador)

$n_{pt}$ = Número de pasos por tubos

*Ecuación 5. Cálculo del caudal que pasa por tubos.*

$$G_{tubos} = \frac{\text{caudal de los tubos} \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right)}{A_{paso\ total} \text{ m}^2} = \frac{1,82e5}{1,9} = 9,57e4 \frac{\text{kg}}{\text{h} \cdot \text{m}^2} = 26,6 \frac{\text{kg}}{\text{s} \cdot \text{m}^2}$$

Ahora se calcula la velocidad en los tubos:

*Ecuación 6. Cálculo de la velocidad del fluido por tubos.*

$$v_{\text{del fluido}} = \frac{G_{tubos}}{\rho_{\text{mezclas}}} = \frac{26,6}{13,47} = \frac{1,97 \text{ m}}{\text{s}}$$

Tiempo de residencia de 3 segundos en el reactor.

Se escogen todos los parámetros de Hysys y se hace una media de entrada y salida.

Conductividad mezcla  $k$  (W/mk) =  $4,3e-2$

Viscosidad de la mezcla  $\mu$  (kg/ms) =  $2,43e-5$

Calor específico de la mezcla  $c_p$  (J/kg·C) = 4500

$$Re_{tubos} = \frac{D_{int} \cdot G_{tubos}}{\mu} = \frac{2,54e-2 \cdot 26,6}{2,43e-5} = 13862$$

$$Pr_{tubos} = \frac{c_p \cdot \mu}{k} = \frac{4500 \cdot 2,43e-5}{4,3e-3} = 0,82$$

A continuación, se calcula el número de Nusselt, para simplificar la viscosidad de la pared se dice que es el mismo valor que la viscosidad.

$$Nu = 0,027 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_m}\right)^{0,14} = 0,027 \cdot 13862^{0,8} \cdot 0,82^{1/3} \cdot (1)^{0,14} = 51,9$$

Con el valor del número de Nusselt se puede obtener el coeficiente individual de convección en los tubos de reactor.

*Ecuación 7. Cálculo del coeficiente individual de convección en tubos.*

$$h_t = \frac{Nu \cdot k}{Deq_{int}} = \frac{51,9 \cdot 4,3e-2}{1,27e-2} = \frac{175,85 W}{m^2K}$$

Cálculo de la  $h$  para el exterior de tubos:

Para encontrar el coeficiente de convección de la carcasa, se calcula primeramente el área transversal:

*Ecuación 8. Cálculo del área transversal.*

$$\Delta_{ST} = \frac{l_b \cdot D_s \cdot (pitch - D_{ext})}{pitch \cdot nps} = \frac{0,9 \cdot 3,04 \cdot (0,03425 - 2,74e - 2)}{0,03425 \cdot 2} = 0,277m^2$$

l<sub>b</sub>: (Espaciado entre pantallas) [m]

D<sub>s</sub>: Diámetro de la carcasa [m]

N<sub>ps</sub>: Número de pasos por carcasa

Con el área transversal, se puede calcular el caudal másico por unidad de área:

*Ecuación 9. Cálculo del caudal másico por unidad de área transversal.*

$$G_s = \frac{m_s}{\Delta_{ST}} = \frac{7.9}{0.277} = 28.52 \frac{kg}{s \cdot m^2}$$

Caudal másico de fluido refrigerante G<sub>s</sub> [ $\frac{kg}{s \cdot m^2}$ ]

Masa refrigerante [kg/s]

Velocidad del fluido:

*Ecuación 10. Cálculo de la velocidad del fluido por carcasa.*

$$v_s = \frac{m_s}{\Delta_{ST} \cdot \rho_s} = \frac{7.9}{0,277 \cdot 10} = 2,85 \frac{m}{s}$$

ρ<sub>s</sub>: Densidad del fluido de carcasa en movimiento [kg/m<sup>3</sup>]

Diámetro Equivalente:

$$D_{eq} = \frac{1,10}{D_{ext}} (pitch^2 - 0,917 \cdot D_{ext}^2) = \frac{1,10}{0,0274} (0,03425^2 - 0,917 \cdot 0,0274^2) = 0,0194 m$$

Se escogen los valores medios del Hysys:

Conductividad mezcla k [W/mk] = 0,6711

Viscosidad de la mezcla μ [kg/m·s] = 0,000141

Calor específico de la mezcla  $c_p$  (J/kg·C) = 4478

$$Re_{carcasa} = \frac{Deq \cdot Gs}{\mu} = \frac{0,0194 \cdot 28,52}{0,000141} = 3933$$

$$Pr_{carcasa} = \frac{Cp \cdot \mu}{k} = \frac{4478 \cdot 0,000141}{0,6711} = 0,94$$

Para calcular el Nusselt se utiliza la ecuación de Rohsenow, para líquidos hirviendo, la  $Cr$  es de 0,015:

$$Nu = Cr \cdot Re^{\frac{2}{3}} \cdot Pr^{-0,7} = 0,015 \cdot 3933^{0,66} \cdot 0,94^{-0,7} = 3,89$$

*Ecuación 11. Cálculo del coeficiente individual para agua hirviendo.*

$$hs = \frac{Nu \cdot k}{Deq} = \frac{3,89 \cdot 0,6711}{0,0194} = 134 \frac{W}{m^2k}$$

Este valor es típico para el coeficiente individual del agua hirviendo.

Coeficientes globales de transferencia de calor del reactor:

*Ecuación 12. Cálculo de los coeficientes globales de transferencia de calor en el reactor.*

$$\frac{1}{Ur} = \frac{1}{hs} + \frac{1}{ht} + \frac{Dext \cdot \ln \frac{Dext}{Dint}}{2 \cdot Kacero} + \frac{dext}{dint} \cdot \frac{1}{Rt} + \frac{Dext}{Dint} \cdot \frac{1}{hc}$$

Coeficiente individual de transferencia de calor de carcasa  $hs$  [ $\frac{W}{m^2k}$ ]

Coeficiente individual de transferencia de calor de tubo  $ht$  [ $\frac{W}{m^2k}$ ]

Factor de ensuciamiento del fluido que pasa por la carcasa  $Rt$  [ $\frac{W}{m^2k}$ ]

Factor de ensuciamiento que pasa por los tubos  $hc$  [ $\frac{W}{m^2k}$ ]

Conductividad térmica del acero [ $\frac{W}{m^2k}$ ]

$$\frac{1}{Ur} = \frac{1}{134} + \frac{1}{175,85} + \frac{0,0274 \cdot \ln \frac{0,0274}{0,0254}}{2 \cdot 16,2} + \frac{0,0274}{0,0254} \cdot 0,00009 + \frac{0,0274}{0,0254} \cdot 0,00035$$

$$= 0,01366$$

$$Ur = 73,2 \frac{W}{m^2 k}$$

Esta dentro del rango del 15% de la U típica supuesta.

### 10.1.5. Pérdidas de presión

A continuación, se calcula la pérdida de presión en los tubos:

Primero se calcula el factor de fricción con la **Figura 7**.

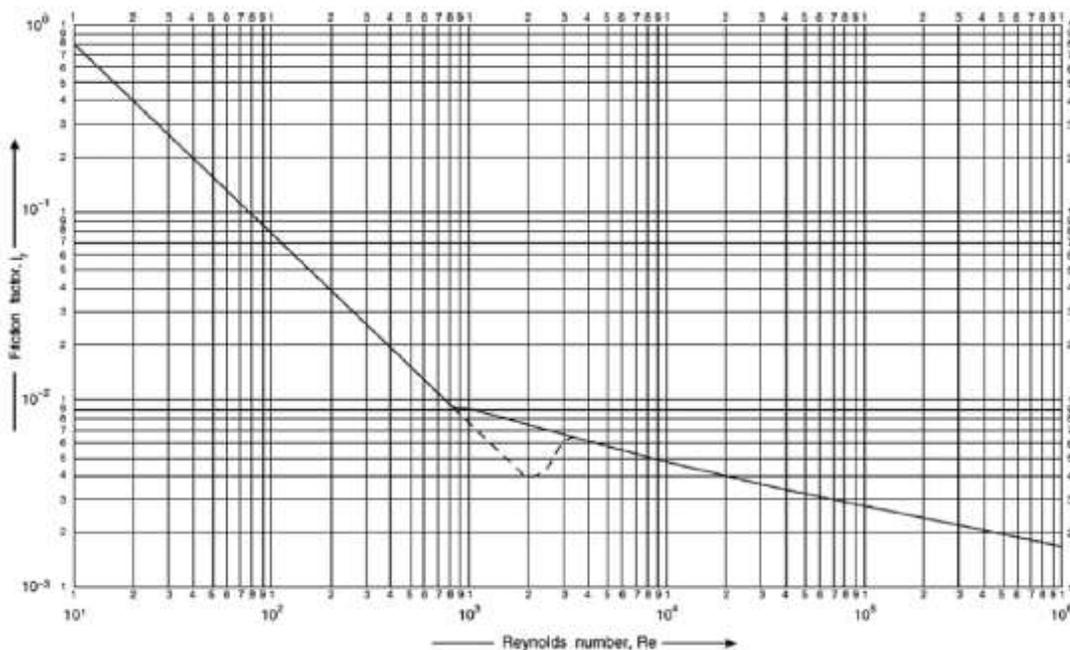


Figura 7. Gráfica para la obtención del factor de fricción en función del número de Reynolds.

Reynolds = 13862 → jf = 0,004

Seguidamente se calcula la fricción dentro del tubo:

*Ecuación 13. Cálculo de la pérdida de presión dentro del tubo.*

$$\Delta P_t = 8 jf \cdot \frac{\rho \cdot v_t^2}{2} \cdot \left( \frac{L}{D_{int}} \right) = 8 \cdot 0,004 \cdot \frac{13 \cdot 1,93^2}{2} \cdot \left( \frac{6}{0,0254} \right) = \frac{365N}{m^2}$$

$$= 0,00365 \text{ atm}$$

$$\rho = \text{densidad} \left[ \frac{kg}{m^3} \right]$$

$$v_t = \text{velocidad de fluido} \left[ \frac{m}{s} \right]$$

$$L = \text{longitud de tubo} [m]$$

Hysys se obtiene las pérdidas de fricción es: 1 atm

Pérdidas totales en el tubo: 1,37 atm

Ahora se calcula las pérdidas de fricción por carcasa:

Con la **Figura 7**, se obtiene el coeficiente de fricción:

Reynolds=3933 → jf=0,05

*Ecuación 14. Pérdidas de presión por carcasa.*

$$\Delta P_t = N_{pc} \cdot 8 \cdot jf \cdot \frac{\rho \cdot v_t^2}{2} \cdot \left( \frac{D_{int} \text{ Carcasa}}{Diametro \text{ eq}} \right) \cdot \left( \frac{L}{lb} \right)$$

$$= 2 \cdot 8 \cdot 0,05 \cdot \frac{10 \cdot 2,853^2}{2} \cdot \left( \frac{3,03}{0,0194} \right) \cdot \left( \frac{6}{0,91} \right) = 33459 \text{ Pa} = 0,33 \text{ atm}$$

### 10.1.6. Diseño mecánico [6]

Para el diseño de los equipos a presión se ha utilizado el código ASME, tanto para los espesores de carcasa como para los cabezales y placas de fluidos. El material escogido para el diseño de los reactores es acero inoxidable 316L.

### Cálculo del grosor de carcasa

Para el cálculo del grosor de carcasa se necesita saber a qué presión trabaja el fluido de refrigerante que se mira en Hysys y se obtiene 1256 kPa, pero para los cálculos se utiliza 1500 kPa

*Ecuación 15. Cálculo del grosor de carcasa.*

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \cdot C = \frac{217 \cdot 59,9}{15500 \cdot 1 - 0,6 \cdot 217} \cdot 1,15 = 0,975 \text{ in} = 24,76 \text{ mm}$$

P: Presión de trabajo del fluido [psi]

R: radio de carcasa [in]

S: Es la carga admisible del material a la temperatura de diseño. Se escoge a una temperatura de 255 [psi] [7]

C: Coeficiente de sobre espesor para la corrosión = 1,15

E: Test del factor de soldadura es de 1. Se realiza que se trata de un radiografiado.

### Cálculo del grosor de los cabezales

Se escoge el tipo toriesféricos

*Ecuación 16. Cálculo del grosor de cabezal.*

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot L}{S \cdot E - 0,1 \cdot P} = \frac{0,885 \cdot 217 \cdot 3,089}{15500 \cdot 1 - 0,1 \cdot 217} = 0,0384 \text{ m} = 38 \text{ mm}$$

L es K·Dint de la carcasa, en nuestro caso según el código ASME UG-37 la K es 1.

### Cálculo de las placas tubulares

*Ecuación 17. Cálculo del grosor de las placas tubulares.*

$$t = \frac{Ds}{2} \cdot \sqrt{\frac{P}{S}} \cdot C = \frac{3,03}{2} \cdot \sqrt{\frac{217}{15500}} \cdot 1,15 = 0,210m = 21cm$$

### Volúmenes del reactor

Primero se calcula el volumen de la carcasa:

*Ecuación 18. Cálculo del volumen de carcasa.*

$$V_{carcasa} = \pi \cdot D_{int\ carcasa}^2 \cdot \frac{L}{4} = \pi \cdot 3,04^2 \cdot \frac{6}{4} = 45m^3$$

Segundo se calcula el volumen de cabezal [8]:

*Ecuación 19. Cálculo del volumen del cabezal.*

$$\begin{aligned} V_{cabezal} &= 0,1 \cdot D_{intCarcasa}^3 + 0,7854 \cdot 0,05 \cdot D_{intCarcasa}^2 \\ &= 0,1 \cdot 3,03^3 + 0,7854 \cdot 0,05 \cdot 3,03^2 = 3,17 m^3 \end{aligned}$$

$$Volumen\ total = 3,17 \cdot 2 + 45 = 51,32 m^3$$

### Cálculos para los pesos de los materiales

Primero se ha calculado los volúmenes del metal y luego con la densidad se pasa a kg.

Primero se calcula el volumen del metal de la carcasa:

*Ecuación 20. Cálculo del volumen del metal de carcasa.*

$$V_{metal\ carcasa} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2 \cdot L - \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2 \cdot L = 2,862 m^3$$

DextC: Diámetro externo carcasa [m]

DintC: Diámetro interior de la carcasa [m]

L: longitud de tubo [m]

Seguidamente se calcula volumen de los tubos de metal:

*Ecuación 21. Cálculo del volumen de los tubos de metal.*

$$V_{metal\ tubos} = \left( \frac{\pi}{4} \cdot D_{ext}^2 \cdot L - \frac{\pi}{4} \cdot D_{int}^2 \cdot L \right) \cdot N_t = 3,73\ m^3$$

Dext: Diámetro externo tubos [m]

Dint: Diámetro interior de los tubos [m]

L: longitud de tubo [m]

Nt: Número de tubos

A continuación, se calcula el volumen de las placas:

*Ecuación 22. Cálculo del volumen de las placas.*

$$V_{metal\ placas} = \left( \frac{\pi}{2} \cdot \left( \left( \frac{D_{int}}{2} \right)^2 - N_t \cdot \left( \frac{D_{ext}}{2} \right)^2 \right) \cdot t_{placa} \right) \cdot 2 = 0,569\ m^3$$

Dint: Diámetro interior carcasa [m]

Dext: Diámetro externo tubos [m]

Nt: Número de tubos

Tplacas: Grosor de la placa [m]

Seguidamente se calcula el volumen que ocupa el cabezal:

*Ecuación 23. Volumen ocupado por el cabezal.*

$$\begin{aligned} V_{\text{cabezal}} &= 0,1 \cdot D_{\text{ext}} \text{Carcasa}^3 + 0,7854 \cdot 0,05 \cdot D_{\text{ext}} \text{Carcasa}^2 - V_{\text{cabezal}} \\ &= 0,1 \cdot D_{\text{int}} \text{Carcasa}^3 + 0,7854 \cdot 0,05 \cdot D_{\text{int}} \text{Carcasa}^2 = 0,15 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

La densidad del acero 316L es de 8000 kg/m<sup>3</sup> [7]

*Ecuación 24. Masa de acero total.*

$$\text{Masa metal} = (0,15 \cdot 2 + 0,569 + 3,73 + 2,862) \cdot 8000 = 58736 \text{ kg de acero}$$

### Peso del refrigerante

Se coge el volumen de carcasa y se le resta el volumen de los tubos. El volumen restante se pasa con la densidad y se obtiene el peso de refrigerante.

$$\text{Volumen de los tubos que ocupa} = \pi \cdot L \cdot \frac{D_{\text{ext}}^2}{4} \cdot N_t = 26,53 \text{ m}^3$$

Densidad del agua a 190°C es de 864 kg/m<sup>3</sup>

$$\text{Volumen que ocupa el refrigerante} = (44,97 - 26,53) \cdot 864 \text{ kg/m}^3 = 15935 \text{ kg}$$

### Peso del catalizador

Se coge el volumen interior de todos los tubos y se multiplica por la porosidad y por la densidad.

*Ecuación 25. Cálculo del peso del catalizador.*

$$\begin{aligned} \text{Peso cat.} &= \pi \cdot L \cdot \frac{D_{\text{int}}^2}{4} \cdot N_t \cdot \text{Porosidad} \cdot \text{densidad catalizador} \\ &\cdot \text{volumen ocupado} = 1026 \text{ kg catalizador} \end{aligned}$$

Dext: Diámetro interno de los tubos

L: longitud de los tubos = 6 m

Porosidad = 0,5

Densidad =1800 kg/m<sup>3</sup> [2]

Peso de los reactivos

El volumen restante anterior por la densidad de la mezcla del reactivo:

*Ecuación 26. Cálculo del peso de la mezcla de los reactivos.*

$$\begin{aligned} \text{Peso mezcla} &= \pi \cdot L \cdot \frac{D_{int}^2}{4} \cdot N_t \cdot \text{Porosidad} \cdot \text{densidad mezcla} \\ &= 148 \text{ kg de mezcla} \end{aligned}$$

El peso total del reactor en operación es de 109588 kg.

## 10.2. Diseño de los tanques de almacenamiento

### 11.2.1. Diseño del tanque de almacenamiento del óxido de etileno

Para el diseño de este apartado se ha utilizado el manual de cálculo basado en el código ASME sección VIII División 1 [9] para aparatos a presión juntamente con la ITC MIE APQ-2: Óxido de etileno en recipientes fijos [10] y la ITC MIE APQ-1: Almacenaje de líquidos inflamables y combustibles [11].

El objetivo de la planta es producir 120.000 Tn/año de óxido de etileno como producto final. Para producir el caudal necesario en el proceso de fabricación habría que producir la siguiente cantidad con la planta operando en continuo:

$$\frac{120000 \text{ Tn EO}}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ año}}{320 \text{ días}} \cdot \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \cdot \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ Tn}} = 15625 \frac{\text{kg EO}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ kmol}}{44,05 \text{ kg}} = 354,71 \frac{\text{kmol EO}}{\text{h}}$$

Para comprobar que se cumplen con los caudales de producción del proceso se adjunta la siguiente tabla con los parámetros del corriente de salida del proceso. Estos valores también servirán posteriormente para el diseño del tanque de almacenamiento.

Tabla 1. Características del caudal de salida del proceso.

Parámetro	Valor
Temperatura [°C]	10,19
Presión [kPa]	101,3
Caudal molar [kmol/h]	375
Caudal másico [kg/h]	16521
Densidad del fluido [kg/m³]	879,8
Peso molecular [kg/kmol]	44,05
Caudal volumétrico [m³/h]	18,78
Calor de vaporización ( $\lambda$ ) a 1 atm	578
Punto de inflamación a 1 atm [°C]	-18

Tal y como se observa se produce un caudal que supera el mínimo para llegar a la producción establecida.

### 10.2.1. Volumen del tanque

Utilizando la siguiente ecuación y los valores establecidos en la tabla anterior, se estima el volumen total necesario para almacenar el producto durante 30h.

*Ecuación 27. Cálculo del volumen necesario en el tanque de óxido de etileno.*

$$V = \frac{m \cdot \tau}{\rho} = \frac{16521 \frac{kg}{h} \cdot 30h}{879,8 kg/m^3} = 563,34 m^3$$

Donde:

m = caudal másico del corriente de salida del proceso

$\tau$  = tiempo de residencia en el tanque

$\rho$  = densidad del corriente de salida del proceso

Se ha sobredimensionado el volumen del tanque de almacenamiento para tener en cuenta los posibles aumentos en la producción, el volumen que ocupara el fluido en los cabezales u otras cuestiones.

$$V_{diseño} = V \cdot 1,1 = 620 m^3$$

El volumen que se ha calculado de diseño es muy elevado, por eso se ha decidido dividir el volumen en 18 tanques idénticos:

$$V_{diseño\ 1\ tanque} = \frac{620 m^3}{18\ tanques} = 34,45 m^3 \approx 35 m^3$$

Una vez calculado el volumen de los tanques de almacenamiento se puede proceder a realizar el cálculo de sus dimensiones. Se ha elegido un tanque de forma cilíndrica para almacenar el producto según la normativa ITC. Con un

diámetro elegido de 3 metros y el volumen calculado anteriormente se puede realizar el cálculo de la altura del cilindro

$$V = \pi \cdot r^2 \cdot h = 35 \text{ m}^3 = \pi \cdot 1,5^2 \cdot h = 35 \text{ m}^3$$

$$h = 4,95 \text{ m}$$

El dimensionamiento se ha realizado para que el fluido no supere el 80% de la capacidad del tanque, por razones de seguridad. Es por eso que la altura calculada previamente no será el nivel máximo al que podrá llegar el fluido en el interior del tanque.

$$V_{\text{diseño}} \cdot 0,8 = \frac{\pi}{4} \cdot Di^2 \cdot h_{\text{nivel}}$$

$$h_{\text{nivel}} = 3,96 \text{ m}$$

### 10.2.2. Presión en el tanque

Para poder calcular la presión ejercida por el fluido dentro del tanque se tiene que utilizar el nivel calculado en el apartado anterior. Esta no será la presión total en el reactor, sino que se le tendrá que sumar con la que ya llega el corriente.

*Ecuación 28. Cálculo de la presión ejercida por el líquido en el tanque.*

$$P_{\text{líquido}} = h_{\text{nivel}} \cdot g \cdot \rho = 3,96 \text{ m} \cdot 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 879,8 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 34187,7294 \text{ Pa} = 34,1877 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{líquido}} + P_{\text{entrada}} = 34,1877 \text{ kPa} + 101,3 \text{ kPa} = 135,488 \text{ kPa}$$

Según la ITC MIE APQ-2 [10] citada en la bibliografía los tanques de almacenamiento de óxido de etileno no deben tener una presión inferior a 4 bar. Es por eso que se añade presión al tanque mediante la inyección de un volumen de gas inerte. En nuestro caso se ha utilizado nitrógeno ya que es un gas inerte que ya se utiliza en el sistema de producción. Para llegar a los 400 kPa (4 bar) que requiere la normativa se ha realizado un cálculo de la presión parcial que ejercería el nitrógeno y posteriormente se ha calculado los moles aproximados necesarios para generar dicho aumento de presión a temperatura normal (25°C):

$$P_{requerida} = P_{diseño} - P_{total} = 400 \text{ kPa} - 135,49 \text{ kPa} = 264,51 \text{ kPa} = 2,6 \text{ atm}$$

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T \rightarrow 2,6 \text{ atm} \cdot 35000 \text{ L} = n \cdot 0,082 \frac{\text{L} \cdot \text{atm}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \cdot 298 \text{ K}$$

$$n = \frac{2,6 \text{ atm} \cdot 35000 \text{ L}}{0,082 \frac{\text{L} \cdot \text{atm}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \cdot 298 \text{ K}} = 3724,01 \text{ mol} = 3,724 \text{ kmol } N_2 \text{ gas}$$

Añadiendo esta cantidad de nitrógeno en el tanque de almacenamiento se conseguirían 4 bar de presión. Esta presión se multiplica por un coeficiente de sobredimensionamiento únicamente utilizado para tanques a presión:

$$P_{diseño} = 400 \text{ kPa} \cdot 1,15 = 460 \text{ kPa}$$

### 10.2.3. Espesor del tanque

Una vez se dispone de las dimensiones y geometría del tanque de almacenamiento y de la presión que se ejercerá en su interior se procede a calcular el espesor de las diferentes partes del recipiente. Se ha elegido un casco cilíndrico con dos cabezales elipsoidales para realizar el diseño. También se ha elegido el acero inoxidable 316L como material para construir el tanque tal y como exige la normativa ITC [10]

El espesor del casco cilíndrico se calcula utilizando esta fórmula extraída de la bibliografía [9]

*Ecuación 29. Cálculo del espesor del casco cilíndrico.*

$$t_{cuerpo} = \frac{P_{diseño} \cdot R}{S \cdot E - (0,6 \cdot P_{diseño})} + C.A. =$$

$$\frac{66,717 \text{ psi} \cdot 59,055 \text{ pulg}}{15700 \text{ psi} \cdot 0,85 - (0,6 \cdot 66,717 \text{ psi})} + 0,125 = 0,421 \text{ pulg} = 1,07 \text{ cm}$$

Donde:

R: radio del tanque [pulg]

S: valor del esfuerzo del material (*Stainless Steel 316L*) [9]

E: eficiencia de la junta

C.A.: margen por corrosión

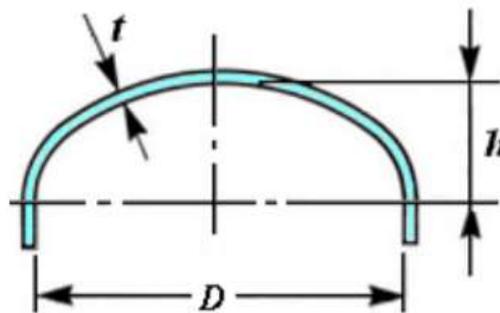
Para calcular el espesor de los cabezales se utiliza la siguiente expresión:

*Ecuación 30. Cálculo del espesor de los cabezales.*

$$t_{\text{cabezal}} = \frac{P_{\text{diseño}} \cdot D_i}{2 \cdot S \cdot E - (0,2 \cdot P_{\text{diseño}})} + C.A.$$

$$= \frac{66,717 \text{ psi} \cdot 59,06 \text{ pulg}}{2 \cdot 15700 \text{ psi} \cdot 0,85 - (0,2 \cdot 66,717 \text{ psi})} = 0,4204 \text{ pulg} = 1,068 \text{ cm}$$

A continuación, se muestra un esquema básico del cabezal elegido.



*Figura 8. Esquema de cabezal elipsoidal.*

#### 10.2.4. Peso del tanque

Para poder finalizar las características del diseño del tanque es necesario conocer el peso de cada parte del tanque y del total. El peso del cuerpo cilíndrico se calcula con la siguiente expresión:

*Ecuación 31. Cálculo del peso del cuerpo cilíndrico.*

$$\text{Peso}_{\text{cuerpo}} = S_{\text{cuerpo}} \cdot t_{\text{cuerpo}} \cdot \rho_{\text{material}}$$

Donde:

$S_{\text{cuerpo}}$ : superficie del cuerpo [m<sup>2</sup>]

$\rho_{\text{material}}$ : densidad del material (AISI 316L) [12]= 8000 kg/m<sup>3</sup>

$$Peso_{cuerpo} = 2 \cdot \pi \cdot R \cdot h \cdot 0,01068 \text{ m} \cdot 8000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 3992,24 \text{ kg}$$

Por otro lado, el peso del cabezal viene dado por el cálculo previo de ciertos parámetros. Su expresión para el cálculo directo es:

*Ecuación 32. Cálculo del peso de un cabezal.*

$$Peso_{cabezal} = \frac{D_{general}^2 \cdot t_{cuerpo} \cdot \rho_{material} \cdot \pi}{4}$$

Donde:

*Ecuación 33. Cálculo del diámetro general de un cabezal.*

$$D_{general} = D_o + \left(\frac{D_o}{42}\right) + (2 \cdot SF) + \left(\frac{2}{3} \cdot KR\right)$$

- $D_{general}$ : Diámetro general (“blank diameter”)
- $D_o$ : Diámetro exterior del cabezal.

Se obtiene mediante la siguiente expresión:

$$D_o = D_i + 2 \cdot t_{cabezal}$$

$$D_o = 3 + 2 \cdot 0,1068 = 3,02 \text{ m}$$

- SF (*Straight Face*): Distancia a la que permanece recto el cabezal hasta que se empieza a curvar = 7 cm
- KR (*Knuckle Radius*): Radio de la primera curvatura del cabezal

Se obtiene mediante la siguiente expresión:

$$KR = 0,17 \cdot D_i$$

$$KR = 0,17 \cdot 3 = 0,51 \text{ m}$$

A continuación, se muestra el esquema con las partes del cabezal expuestas anteriormente:

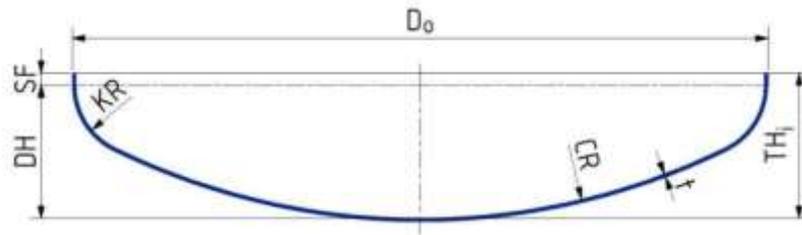


Figura 9. Esquema cabezal elipsoidal.

Finalmente, se han calculado todos los parámetros necesarios para calcular el diámetro general y así poder calcular el peso del cabezal.

$$D_{general} = 3,02 \text{ m} + \left(\frac{3,02 \text{ m}}{42}\right) + (2 \cdot 0,07 \text{ m}) + \left(\frac{2}{3} \cdot 0,51 \text{ m}\right) = 3,57 \text{ m}$$

$$Peso_{cabezal} = \frac{3,573^2 \text{ m} \cdot 0,0107 \text{ m} \cdot 800 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot \pi}{4} = 858,16 \text{ kg}$$

Una vez se conocen los pesos de las diferentes partes del tanque de almacenaje se puede realizar la estimación del peso total de un tanque. Primeramente, se realiza el cálculo del peso para cuando el tanque está vacío:

*Ecuación 34. Cálculo del peso vacío del tanque.*

$$Peso_{vacío} = Peso_{cuerpo} + 2 \cdot Peso_{cabezal}$$

$$Peso_{vacío} = 3992,24 \text{ kg} + 2 \cdot 858,16 \text{ kg} = 5708,56 \text{ kg} = 5,71 \text{ Tn}$$

Para realizar pruebas, se llena el tanque con agua para saber el peso máximo. Se ha utilizado una densidad del agua de  $1000 \text{ kg/m}^3$ .

*Ecuación 35. Cálculo para el peso lleno del tanque con agua.*

$$Peso_{lleno} = Peso_{vacío} + V_{diseño} \cdot \rho_{H_2O}$$

$$Peso_{lleno} = 5708,56 \text{ kg} + 35 \cdot 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 40708,56 \text{ kg} = 40,71 \text{ Tn}$$

Para calcular el peso real del tanque se sustituye la densidad del agua con la densidad del fluido que se va a almacenar, en este caso el óxido de etileno:

*Ecuación 36. Cálculo del peso máximo de operación del tanque.*

$$Peso_{op.} = Peso_{vacío} + V_{diseño} \cdot \rho_{EO}$$

$$Peso_{lleno} = 5708,56 \text{ kg} + 35 \text{ m}^3 \cdot 879,78 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 36500,96 \text{ kg} = 36,5 \text{ Tn}$$

### 10.2.5. Temperatura

La temperatura de diseño del tanque se calcula con la suma de 15°C a la temperatura con la cual sale el corriente de producto de la planta de producción según el código utilizado [9]. Según la ITC de este producto es importante que, para una presión de operación en el tanque de 4 bar, se utilice una temperatura que se enmarca dentro de la zona de seguridad del gráfico de la ITC de óxido de etileno [10]. De esta manera nos aseguramos de que el producto se almacena de forma segura y en estado líquido.

*Ecuación 37. Cálculo de la temperatura de diseño.*

$$T_{diseño} = T_{corriente} + 15 \text{ }^{\circ}\text{C} = 10,19 \text{ }^{\circ}\text{C} + 15 \text{ }^{\circ}\text{C} = 25,19 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Esta temperatura se enmarca dentro de la zona de seguridad para el almacenamiento del óxido de etileno. Para una presión de 4 bar las temperaturas del rango de seguridad podrían llegar hasta los 45°C aproximadamente antes de sobrepasar el límite de seguridad. Este hecho nos proporciona un cierto margen en la variable de la temperatura ante posibles condiciones externas extremas o focos de calor cercanos que se puedan originar cerca de la zona de almacenaje. Debido a eso, no será necesario la instalación de un serpentín como sistema de

refrigeración. Aun así, se recubrirá el recipiente con un aislante, vidrio celular. En apartados posteriores se darán más detalles.

### 10.2.6. Sistema de venteo

El líquido que se está almacenando en este caso es inflamable y muy volátil. Por estos motivos, es necesario aplicar un venteo que se realizará con una válvula de seguridad [11]. Esta válvula de seguridad se abrirá para aliviar una posible sobrepresión dentro del tanque y para prevenir el recipiente de una posible explosión. Primeramente, se realiza el cálculo del valor del área húmeda del tanque.

*Ecuación 38. Cálculo del área húmeda en el cilindro.*

$$A_{húmeda} = 2 \cdot \pi \cdot R \cdot h = 2 \cdot \pi \cdot 1,5 \text{ m} \cdot 3,96 \text{ m} = 46,65 \text{ m}^2$$

Una vez calculada el área húmeda del recipiente se puede calcular el caudal de calor que se produciría en caso de incendio [11].

*Ecuación 39. Cálculo del calor generado en caso de incendio.*

$$Q_{inc} = 139,7 \cdot F \cdot A_{húmeda}^{0,82} \cdot 10^3$$

Donde.

$Q_{inc}$ : calor que se generaría en caso de incendio [kJ/h]

F: factor de reducción sin dimensiones.

El factor F utilizado es 0,3 ya que se le aplicará un recubrimiento al recipiente con un material aislante, vidrio celular, que encaja con las características descritas en la tabla de la ITC [11] para excepciones del factor F en función de la protección del tanque.

$$Q_{inc} = 139,7 \cdot 0,3 \cdot 46,65^{0,82} \cdot 10^3 = 979030,56 \text{ kJ/h}$$

Utilizando el calor latente de vaporización del producto almacenado se puede calcular el caudal máximo de óxido de etileno al cual se le va a dar salida en caso de sobrepresión. Se ha utilizado un calor latente ( $\lambda$ ) para el óxido de etileno de 578 kJ/kg [13] a presión atmosférica.

*Ecuación 40. Caudal de venteo máximo de un aparato a presión [11].*

$$Q_{\text{venteo}} = \frac{Q_{\text{inc}}}{\lambda} = \frac{979030,56 \text{ kJ/h}}{578 \text{ kJ/kg}} = 1693,8245 \text{ kg/h}$$

### 10.2.7. Cubeto de retención

A continuación, se ha dimensionado el cubeto de protección para uno de los tanques de almacenamiento. Este cubeto es necesario para todos los recipientes que contengan líquidos inflamables, corrosivos y tóxicos como es el caso. Para empezar, se ha calculado el diámetro externo del tanque, teniendo en cuenta que se ha recubierto el cilindro con un grosor típico de 0,015 m de aislante (vidrio celular) [9].

*Ecuación 41. Cálculo del diámetro exterior del cilindro.*

$$D_{\text{exterior}} = 2 \cdot t_{\text{cilindro}} + 2 \cdot t_{\text{aislante}} + D_i$$
$$D_{\text{exterior}} = 2 \cdot 0,0107 \text{ m} + 2 \cdot 0,015 \text{ m} + 3 \text{ m} = 3,0514 \text{ m}$$

Para dimensionar el cubeto, se supone su capacidad como igual al volumen del tanque más grande. En este caso todos los tanques son idénticos por lo tanto la capacidad mínima de la cubeta será:

$$C_{\text{cubeta}} = 35 \text{ m}^3$$

La distancia mínima entre los tanques varía en función del tipo de componente que se está almacenando. El óxido de etileno se enmarca en la clase B, productos cuyo punto de inflamación es inferior a 55°C y no están comprendidos en la clase A. El óxido de etileno no se enmarca en la clase A ya que a 15°C su presión de vapor es inferior a 1 bar, ya que a esa temperatura se encuentra en fase gas. Dentro de la clase B, se enmarca dentro de la subclase B1, productos cuyo punto de inflamación es inferior a 38°C. Para ese tipo de productos, la

distancia mínima es de 5 metros [10]. Aun así, se realiza el cálculo de la distancia mínima indicada en la ITC [11].

*Ecuación 42. Distancia mínima entre recipientes a presión para productos de clase B.*

$$D_{min} = 0,5 \cdot D_{exterior} = 0,5 \cdot 3,05 \text{ m} = 1,52 \text{ m (mínimo de 5 m)}$$

La distancia entre la pared del cubeto y el tanque según la ITC es de mínimo 5 metros. Se ha decidido agrupar a los tanques en 4 filas (2 filas de 5 y dos filas de 4) y se ha decidido construir un solo cubeto para todos los tanques de producto. Cada uno de los tanques estará rodeado por un muro, por medidas de seguridad indicadas en la ITC. Por lo tanto, la longitud del cubeto se calcula mediante la siguiente ecuación.

*Ecuación 43. Cálculo de la longitud de la cubeta.*

$$\begin{aligned} L &= 4 \cdot D_{exterior} + 3 \cdot D_{min} + 2 \cdot D_{t-p} \\ &= 4 \cdot 3,05 \text{ m} + 3 \cdot 5 \text{ m} + 2 \cdot 1 \text{ m} = 29,2 \text{ m} \end{aligned}$$

Para la anchura del cubeto se ha calculado con la siguiente ecuación:

*Ecuación 44. Cálculo de la anchura de la cubeta.*

$$\begin{aligned} A &= 5 \cdot D_{exterior} + 4 \cdot D_{min} + 2 \cdot D_{t-p} \\ &= 3 \cdot 3,05 \text{ m} + 4 \cdot 5 \text{ m} + 2 \cdot 1 \text{ m} = 27,2 \text{ m} \end{aligned}$$

Con estos valores de longitud y anchura se puede calcular el área total del cubeto con los tanques incluidos:

$$Area = L \cdot A = 29,2 \text{ m} \cdot 27,2 \text{ m} = 794,55 \text{ m}^2$$

A esta área total del cubeto hay que restarle el área que ocupa cada uno de los tanques que se encuentren almacenados:

$$Area_{tanques} = N_{tanques} \cdot \pi \cdot R_{tanque}^2 = 18 \cdot \pi \cdot 1,52^2 = 131,63 \text{ m}^2$$

Por lo tanto, realizando la resta entre el área total y el área ocupada por los tanques obtendremos el área real del cubeto:

$$Area_{real} = Area - Area_{tanques} = 794,55 m^2 - 131,63m^2 = 662,92 m^2$$

Por último, para conocer el volumen del cubeto únicamente falta conocer la altura de este. Para conocer la altura se utiliza la siguiente expresión:

*Ecuación 45. Cálculo de la altura del cubeto.*

$$h = \frac{C_{cubeto}}{Area_{real}} + 0,4 m = \frac{35 m^2}{662,92 m^2} + 0,4m = 0,45 m (màx 1 m)$$

Tal y como se indica en la normativa, los tanques no pueden estar rodeados por muros que excedan la altura máxima de 1 m [10]. Se ha aplicado un coeficiente de seguridad de 0,2 m. Ahora que se ha determinado la altura del cubeto, se puede calcular el volumen final del cubeto:

$$V_{cubeto} = L \cdot A \cdot h = 29,2 m \cdot 27,2 m \cdot 0,45 m = 359,8 m^3$$

### 10.2.8. Equipos diseñados

Utilizando esta metodología de cálculo se han diseñado los 18 tanques de almacenamiento de óxido de etileno situados en la zona 500. También se ha utilizado esta metodología para calcular el tanque de destilación flash, situado en la zona de purificación de aminas. A continuación, se adjunta una tabla con los ítems de los equipos diseñados con las expresiones comprendidas en este apartado.

*Tabla 2. Equipos diseñados.*

<b>Ítem</b>
<b>T-501</b>
<b>T-502</b>
<b>T-503</b>
<b>T-504</b>
<b>T-505</b>
<b>T-506</b>
<b>T-507</b>
<b>T-508</b>
<b>T-509</b>
<b>T-510</b>
<b>T-511</b>
<b>T-512</b>
<b>T-513</b>
<b>T-514</b>
<b>T-515</b>
<b>T-516</b>
<b>T-517</b>
<b>T-518</b>
<b>F-301</b>

## 10.3. Servicios de planta

### 10.3.1. Torres de refrigeración

Durante el proceso de la producción de óxido de etileno se utilizan diferentes intercambiadores de calor para enfriar los diferentes corrientes de operación. Para poder enfriar dichos corrientes se utiliza agua, que se enfría en la torre de refrigeración. Una torre de refrigeración se trata de un equipo altamente eficiente y con cierta variabilidad de operación.

El caudal total de refrigeración que requiere la planta es de **8527925,26 kg/h**. Este caudal es la suma de toda el agua de refrigeración que se utiliza en los intercambiadores, reactor, columnas de destilación y desorción, ... Todos estos caudales están integrados en un circuito cerrado, por lo tanto, no habrá consumo de agua nueva cuando el proceso opere en continuo.

Una vez calculado el caudal total de agua que requieren los diferentes equipos de planta se procede a calcular la potencia de refrigeración necesaria para un salto térmico de 5°C.

*Ecuación 46. Cálculo de la potencia de refrigeración.*

$$\begin{aligned} Q_r &= m \cdot C_p \cdot \Delta T = 8527925,26 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot (25^\circ\text{C} - 20^\circ\text{C}) \cdot \frac{1}{3600} \\ &= 49509,34 \text{ kW} \end{aligned}$$

Donde:

$Q_r$  = potencia de refrigeración [kW]

$m$  = caudal másico de agua  $\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$

$C_p$  = capacidad calorífica del agua  $\left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right]$

$\Delta T$  = salto térmico [°C]

La empresa EWK especializada en sistemas de refrigeración industriales ofrece una amplia gama de opciones para elegir la torre de refrigeración de la planta.

Para esta planta se ha elegido la torre de refrigeración de circuito abierto y modelo EWB. Tiene flexibilidad para todo tipo de industrias y nos da un margen en el caudal de operación. El modelo EWB 7200 tiene un rango de operación va desde los 500 hasta los 10000 m<sup>3</sup>/h, lo cual cubre nuestras necesidades (8527,9 m<sup>3</sup>/h). A continuación, se adjunta una representación de la torre de refrigeración y los datos proporcionados por el catálogo de la empresa [14].

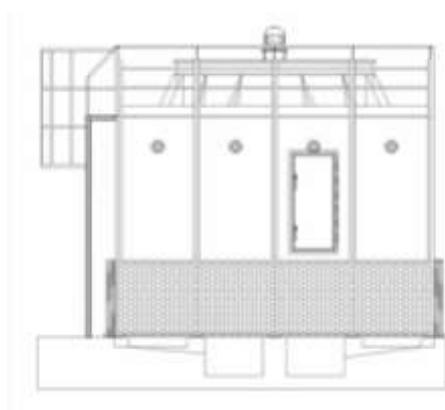


Figura 10. Representación de la torre de refrigeración modelo EWB 7200.

Modelo	*Disipación kw	Peso vacío kg	Peso servicio kg	Potencia ventilador kw	Largo mm	Ancho mm	Alto mm
EWB 1730	2766	3500	4900	22,0	3972	5172	4711
EWB 2300	3677	4700	6600	22,0	5172	5172	4760
EWB 2875	4597	6800	9200	30,0	5172	6372	5335
EWB 3460	5332	6800	8600	2x22,0	7622	5172	4711
EWB 3600	5756	8515	11520	37,0	6372	6372	4516
EWB 4600	7355	8800	12300	2x22,0	10022	5172	4760
EWB 5750	9193	11600	16400	2x30,0	10022	6372	3416
EWB 7200	11512	14525	20535	2x37,0	12422	6372	5564

Figura 11. Datos de las torres de refrigeración seleccionadas.

Como se puede observar en la figura anterior, el consumo eléctrico del ventilador es de 37 kW por cada ventilador. Hay 2 ventiladores en cada torre de refrigeración. Esto resulta con un consumo eléctrico de 74 kW para el motor de los ventiladores.

### 10.3.2. Turbina

La reacción química que se produce en la planta para la generación de óxido de etileno produce una gran energía en forma de calor. Es por eso que se ha instalado un sistema de cogeneración con una turbina para aprovechar el vapor de agua resultante del enfriamiento del reactor, para que se mantenga a la temperatura deseada.

Primeramente, se ha calculado anteriormente el caudal másico de refrigerante que se utilizaría. El refrigerante es agua a 15 bar de presión y entra al punto de ebullición en la carcasa del reactor (190°C). En la carcasa cambia de fase de estado líquido a gas, absorbiendo energía. El caudal másico utilizado para controlar la temperatura de cada uno de los reactores es el siguiente:

$$m_{\text{refrigerante}} = 28469,6 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = \frac{7,9 \text{ kg}}{\text{s}} \text{ de agua}$$

Una vez calculado el caudal de agua de refrigeración se procede a calcular la diferencia de entalpías entre el vapor de salida del reactor y el vapor de salida de la turbina. Se adjunta el psicrométrico que se ha utilizado para determinar las entalpías de vapor.

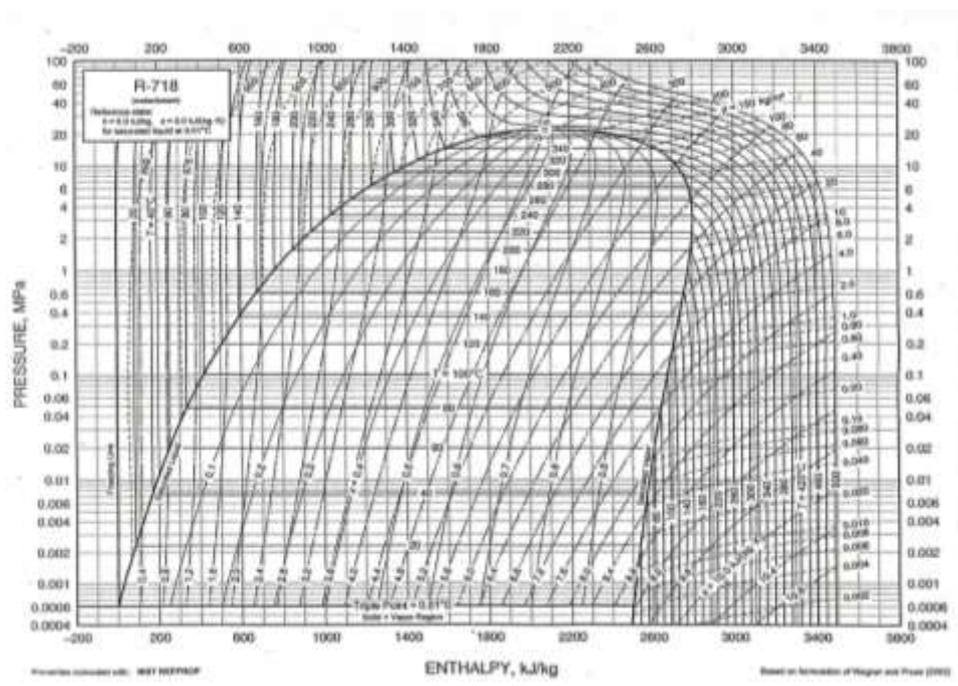


Figura 12. Diagrama psicrométrico de agua y vapor de agua.

Para realizar el cálculo de la potencia generada se ha elegido unas entalpías de vapor de entrada y salida de la turbina de 2950 kJ/kg y 2200 kJ/kg. La entrada a la turbina se realiza a 15 bar y 190°C y la salida a 1 bar y 100°C. Para calcular la diferencia de entalpía real se ha utilizado el valor del rendimiento del eje de la turbina (0,85).

$$\Delta H = 0,85 \cdot \left( 2950 \frac{kJ}{kg} - 2200 \frac{kJ}{kg} \right) = 637,5 \text{ kJ/kg}$$

Una vez conocida la diferencia de entalpía se podrá realizar el cálculo de la potencia generada por el eje de la turbina:

*Ecuación 47. Cálculo de la potencia del eje de la turbina.*

$$P = m \cdot \Delta H = 15,8 \frac{m}{s} \cdot 637,5 \frac{kJ}{kg} = 10072,5 \text{ kW}$$

La turbina elegida proviene de la empresa De Pretto Industries que tienen una capacidad máxima de potencia de 50 MW y un rango de presiones de 2,5 a 130 bar. A continuación, se adjuntan diferentes especificaciones incluidas en el catálogo de la empresa [15]:

General design data		
Power	P	up to 50 MW
Live steam data	$P_1 - T_1$	Pressure / Temperature categories: 60 bar – 450 °C 63 bar – 485 °C 130 bar – 530 °C
Exhaust pressure	$P_0$	Condensing turbines: up to 1 bar Body-pressure turbines: up to 50 bar
Extraction pressure	$P_e$	2 up to 50 bar
Rotating speed	N	Driving generators: 3000 or 3600 rpm if direct, up to 17000 rpm through reduction gear Driving units like compressor: 3000 up to 17000 rpm (depending on size)

Figura 13. Especificaciones de la turbina elegida de De Pretto Industries.

Con las características de esta turbina es viable juntar los dos corrientes de refrigeración de los dos reactores ya que su rango de capacidad nos lo permite.

### 10.3.3. Nitrógeno (inertización)

En la actualidad uno de los usos más comunes del nitrógeno a escala industrial es la inertización de los diferentes equipos de la planta. Antes de la incorporación o puesta en marcha de algún equipo se llenará este con nitrógeno en estado gas para desplazar el resto de los componentes presentes y así evitar la formación de atmósferas explosivas.

Por otro lado, también se utilizará el nitrógeno para presurizar los diferentes tanques de almacenaje de producto para que no se produzca vacío en el momento de extraer parte del contenido del tanque. El cálculo del nitrógeno necesario ya se ha realizado en el diseño del parque de tanques de almacenamiento.

La empresa contratada para el alquiler de los tanques de nitrógeno líquido es Air Liquide. Su servicio incluye el alquiler de los tanques, accesorios de vaporización y suministro de nitrógeno líquido con un camión de su empresa. Se han contratado dos tanques de 63 m<sup>3</sup> [20]. Parte del nitrógeno contenido en esos tanques se utilizará en la inertización. A continuación, se muestra un diagrama de los tanques de nitrógeno de Air Liquide.

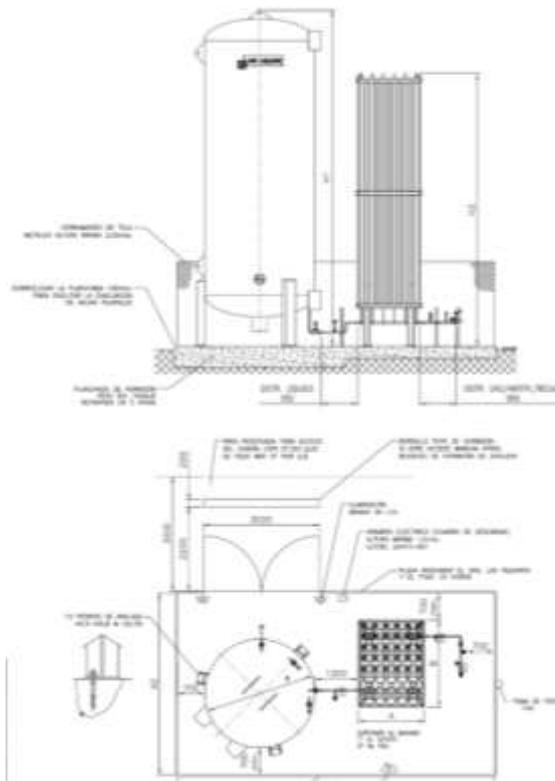


Figura 14. Diagrama del tanque de nitrógeno líquido contratado.

### 10.3.4. Caldera de vapor y aceite

#### Caldera de vapor

En esta planta no se requiere vapor de agua para calentar ningún corriente del proceso mediante un intercambiador. Aun así, se ha diseñado una caldera para producir vapor para uso en oficinas, instalaciones auxiliares y otros usos de la instalación. Hemos elegido un pequeño porcentaje del total de agua que circula por los intercambiadores para producir vapor. El caudal de vapor que produciremos será de **3445,9 kg/h.**

Para poder calcular la potencia de la caldera, se ha utilizado la siguiente ecuación:

*Ecuación 48. Cálculo de la potencia de la caldera.*

$$Q = m \cdot (H_v - H_l)$$

Donde:

- m: caudal másico de vapor de agua [kg/h]
- Hv: entalpia del vapor de salida [kJ/kg]
- Hl: entalpia del agua líquida de entrada [kJ/kg]

(Se ha utilizado el gráfico psicrométrico que corresponde a la **Figura 12** para obtener los valores de entalpía másica)

$$Q = 3445,86 \frac{kg}{h} \cdot \left( 2700 \frac{kJ}{kg} - 400 \frac{kJ}{kg} \right) = 2201 kW$$

Este valor será la potencia necesaria para poder producir el caudal de vapor deseado. Aun así, se ha supuesto un rendimiento del 70% de esta potencia, por lo tanto, la potencia real será:

$$Q_{real} = \frac{Q}{\eta} = \frac{2201 kW}{0,7} = 3145 kW$$

Una vez se han obtenido estos datos, se puede calcular la cantidad necesaria de gas natural para producir el vapor de agua.

*Ecuación 49. Cálculo de la masa de gas natural requerida por la caldera.*

$$M_c = \frac{Q_{real}}{PCI} = \frac{3145 kW}{10,7 \frac{kWh}{Nm^3}} = 293,9 \frac{Nm^3}{h}$$

Donde:

- PCI: poder calorífico inferior del combustible

Teniendo en cuenta que la densidad del gas natural es de 0,743 kg/Nm<sup>3</sup>, obtenemos una cantidad total de **218,4 kg/h** de gas natural.

La caldera seleccionada es el modelo CSB de la marca BOSCH [21]. Tiene un rango de presiones de hasta 16 bar y una temperatura máxima de 204°C. Su

capacidad máxima de producción es de 5200 kg/h de vapor, valor inferior al que tenemos que producir. A continuación, se muestra la caldera elegida.



Figura 15. Caldera de vapor seleccionada para la planta.

### Caldera de aceite

Se ha realizado el mismo procedimiento que en el caso anterior para determinar la potencia y la cantidad de gas natural que requerirá el fluido en cuestión. En este caso no se trata de una caldera para realizar un cambio de fase si no que se utiliza el gas natural para calentar el aceite frío después de salir de su equipo de proceso. En este caso se han extraído las entalpías de la simulación realizada con HYSYS. Los valores obtenidos son los siguientes:

$$Q_{real} = 184511 \text{ kW}$$

$$M_c = 17244,04 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}} \cdot 0,743 \frac{\text{kg}}{\text{Nm}^3} = 12812,3 \text{ kg/h}$$

La caldera seleccionada en este caso es de la empresa Noxman, concretamente el modelo CL 6000. Su temperatura y presión de diseño es de 400°C y 10 bar respectivamente. Se trata de una caldera vertical de una altura de 6,04 m y 2,635 m de diámetro [22].



Figura 16. Caldera de aceite térmico de la empresa Noxman.

### 10.3.5. Condensador

Para el condensador se ha calculado previamente el caudal de vapor que se tiene que condensar, en este caso se ha elegido el vapor que proviene de la turbina y que previamente ha cambiado de fase en el reactor. Este caudal es de 7,9 m/s. Utilizando nuevamente el diagrama psicrométrico de la **Figura 12** en el cálculo de la turbina, se ha podido determinar las diferentes entalpías:

*Ecuación 50. Cálculo del calor a disipar por el condensador.*

$$Qd = m \cdot (Hv - Hl) = 7,9 \frac{kg}{s} \cdot \left( 2200 \frac{kJ}{kg} - 200 \frac{kJ}{kg} \right) = 15800 \text{ kW}$$

Donde:

- Qd: calor a disipar por el condensador [kW]
- m: caudal de vapor de agua de alimento al condensador [kg/s]
- Hv: entalpía del vapor de agua [kJ/kg]
- Hl: entalpía del agua líquida [kJ/kg]

De esta manera este caudal de agua líquida que sale del condensador se dirigirá a las torres de refrigeración y de ahí nuevamente al reactor, creando un circuito de agua. Se ha diseñado el condensador utilizando la misma metodología de diseño que los intercambiadores. Posteriormente en este capítulo se dan detalles de la metodología usada.

### 10.3.6. Estación transformadora y grupo electrógeno

La electricidad es un elemento vital para el funcionamiento de la planta y de muchos de sus equipos. Este servicio se encarga de alimentar a los equipos que lo requieran para llevar a cabo su funcionamiento. En el caso de esta planta, se ha estimado un consumo total de 23364,92 kW. A continuación, se calcula la potencia de la estación transformadora:

$$P = 23364,92 \text{ kW} \cdot \frac{1 \text{ kVA}}{0,8 \text{ kW}} = 29206,16 \text{ kVA} = 29,21 \text{ MVA}$$

Por lo tanto, la estación transformadora requerirá una potencia de 29,21 MVA.

El equipo comercial elegido es una estación transformadora de la empresa SIEMENS. Concretamente, el modelo “Phase-shifting transformer” [19] que tiene una potencia máxima de 1200 MVA. A continuación, se añade un diagrama de la estación transformadora en cuestión:

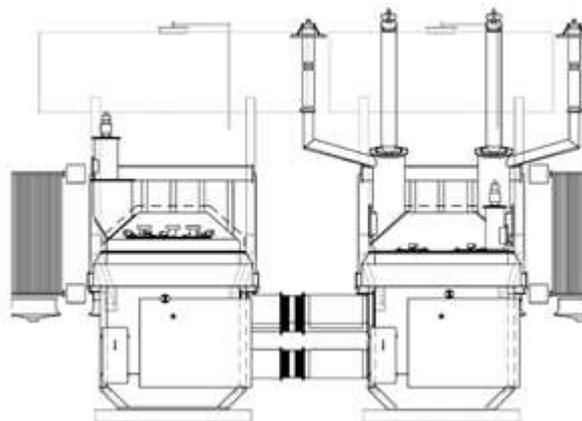


Figura 17. Transformador pase-shifting de la empresa SIEMENS.

También se ha instalado un generador de electricidad que funciona con diésel como combustible. En caso de fallo, podría abastecer a la planta. Se ha elegido el modelo GSW3360M de la empresa PRAMAC. Tiene una potencia de emergencia de 2640 kW, un factor de potencia de 0,8 y una cilindrada de 95400 cc. Tiene un motor trifásico de la marca MTU [23].



Figura 18. Grupo electrógeno GSW3360M de la empresa PRAMAC.

### 10.3.7. Aire comprimido

En esta planta de producción de óxido de etileno se utiliza aire comprimido para el consumo de las válvulas neumáticas instaladas a lo largo de la planta. No hay ningún equipo de proceso que requiera de aire comprimido de manera continua. Por otro lado, las válvulas neumáticas se accionan únicamente por la acción del controlador diseñado, por lo tanto, su consumo de aire es intermitente. Se han diseñado las válvulas neumáticas para operar a 6 bar.

Las válvulas de acción requieren un mínimo de 1,5 m<sup>3</sup>/h y un máximo de 3 m<sup>3</sup>/h de aire comprimido. Conociendo un número aproximado de las válvulas que requerirá la planta, se podrá obtener el caudal de aire comprimido necesario. Se ha seleccionado un caudal de 2 m<sup>3</sup>/h para poder realizar los cálculos.

*Ecuación 51. Caudal de aire comprimido necesario*

$$Q_{a.c.} = 2 \frac{m^3}{h} \cdot N_{válvulas} = 2 \frac{m^3}{h} \cdot 100 \text{ válvulas} = 200 \text{ m}^3/h$$

Dónde:

$Q_{a.c.}$ : caudal de aire comprimido total ( $m^3/h$ )

$N_{válvulas}$ : número de válvulas

Por lo tanto, el total de caudal de aire comprimido si todas las válvulas estuvieran en funcionamiento a la vez sería de  $200 m^3/h$ . El servicio de aire comprimido viene proporcionado por un compresor de la marca PUSKA. En concreto se ha elegido el modelo DRD75 A 8,5 CE que proporciona un caudal de hasta  $577 m^3/h$  con un consumo eléctrico de  $55 kW$ . A continuación, se adjunta una imagen del equipo [24].



Figura 19. Equipo de aire comprimido.

## 10.4. Diseño de tuberías

En este apartado se calcula el dimensionamiento de los conductos de la planta por cada uno de los corrientes del proceso y servicios.

Para el cálculo se utilizan las velocidades típicas de los fluidos utilizados y se menosprecia las pérdidas de carga producida en la tubería.

En la siguiente tabla se muestran las velocidades típicas de los fluidos que pueden intervenir en un proceso: [16]

Tabla 3. Velocidades típicas de fluidos.

Fluido	Tipo de Flujo	Velocidad	
		ft/s	m/s
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0.5 – 1	0.15 – 0.30
	Entrada de bomba	1 – 3	0.3 – 0.9
	Salida de bomba	4 – 10	1.2 – 3
	Línea de Conducción	4 – 8	1.2 – 2.4
Líquidos viscosos	Entrada de bomba	0.2 – 0.5	0.06 – 0.15
	Salida de bomba	0.5 – 2	0.15 – 0.6
Vapor de Agua		30 – 50	9 – 15
Aire o gas		30 – 100	9 – 30

Las velocidades típicas establecidas están dentro del rango, entre 15-20 m/s para gases y 1,5-3 m/s para líquidos. [17]

En el primer paso se calcula un diámetro teórico para una velocidad típica con la siguiente ecuación:

$$Di = \sqrt{\frac{Q \cdot 4}{\pi \cdot v}}$$

Q: caudal fluido [m<sup>3</sup>/s]

V= velocidad del fluido [m/s]

El siguiente paso es escoger un diámetro típico de tubería, se encuentran dentro del código ASME para dimensionamiento de tuberías. (Ver **Figura 20**)

Se escoge el diámetro exterior y luego dependiendo se la presión y temperatura que circule se escoge un grosor. A presiones elevadas se ha escogido un grosor clasificado como 80s. Para verificar que la tubería es resistente a la presión y temperatura del fluido se ha consultado código ASME. (Ver **Figura 21**)

Cuando se ha elegido el tipo de tubería se vuelve a calcular la velocidad real, para a ver si cumple la velocidad típica.

Nominal size		OD mm	Welded & Seamless Carbon Steel Pipe to ASME B31.10M All dimensions are in mm												
DN	NPS		Schedule												
			10	20	30	40	50d	60	80	X5	100	120	140	160	XXS
6	1/8	10.3	1.24		1.45	1.73	1.73		2.41	2.41					
8	1/4	13.7	1.65		1.85	2.24	2.24		3.02	3.02					
10	3/8	17.1	1.65		1.65	2.31	2.31		3.20	3.20					
15	1/2	21.3	2.11		2.41	2.77	2.77		3.73	3.73					
20	3/4	26.7	2.11		2.41	2.87	2.87			3.91				4.78	7.47
25	1	33.4	2.77		2.90	3.38	3.38		4.55	4.55				5.56	7.62
32	1 1/4	42.2	2.77		2.97	3.56	3.56		4.85	4.85				6.35	9.09
40	1 1/2	48.3	2.77		3.18	3.68	3.68		5.08	5.08				7.14	10.15
50	2	60.3	2.77		3.18	3.91	3.91		5.54	5.54				8.74	11.07
65	2 1/2	73.0	3.05		4.78	5.16	5.16		7.01	7.01				9.53	14.02
80	3	88.9	3.05		4.78	5.49	5.49		7.62	7.62				11.13	15.24
90	3 1/2	101.6	3.05		4.78	5.74	5.74		8.08	8.08					
100	4	114.3	3.05		4.78	6.02	6.02		8.56	8.56		11.13		13.49	17.12
125	5	141.3	3.40			6.55	6.55		9.53	9.53		12.70		15.88	19.05
150	6	168.3	3.40			7.11	7.11		10.97	10.97		14.27		18.26	21.95
200	8	219.1	3.76	6.35	7.04	8.18	8.18	10.31	12.70	12.70	15.09	18.26	20.62	23.01	22.23
250	10	273.0	4.19	6.35	7.60	9.27	9.27	12.70	15.09	12.70	18.26	21.44	25.40	28.58	25.40
300	12	323.8	4.57	6.35	8.58	10.31	9.53	14.27	17.48	12.70	21.44	25.40	28.58	33.32	25.40
350	14	355.6	6.35	7.92	9.53	11.13	9.53	15.09	19.05	12.70	23.83	27.79	31.75	35.71	
400	16	406.4	6.35	7.92	9.53	12.70	9.53	16.66	21.44	12.70	25.19	30.96	36.53	40.49	
450	18	457	6.35	7.92	11.13	14.27	9.53	19.05	23.83	12.70	29.36	34.93	39.67	45.24	
500	20	508	6.35	8.53	12.70	15.09	9.53	20.62	26.19	12.70	32.54	38.10	44.45	50.01	
550	22	559	6.35	8.53	12.70		9.53	22.23	28.58	12.70	34.93	41.28	47.63	53.98	
600	24	610	6.35	8.53	14.27	17.48	9.53	24.61	30.96	12.70	38.89	46.02	52.37	59.54	
650	26	660	7.92	12.70			9.53			12.70					
700	28	711	7.92	12.70	15.88		9.53			12.70					
750	30	762	7.92	12.70	15.88		9.53			12.70					
800	32	813	7.92	12.70	15.88	17.48	9.53			12.70					
850	34	864	7.92	12.70	15.88	17.48	9.53			12.70					
900	36	914	7.92	12.70	15.88	19.05	9.53			12.70					
950	38	965					9.53			12.70					
1000	40	1016					9.53			12.70					
1050	42	1067					9.53			12.70					
1100	44	1118					9.53			12.70					
1150	46	1168					9.53			12.70					
1200	48	1219					9.53			12.70					

Figura 20. Diámetro nominal de tuberías con sus grosores.

**STAINLESS STEEL WELDED PIPE**  
**TYPE 316L SCHEDULES 5S, 10S ALLOWABLE WORKING PRESSURE**

ALLOWABLE WORKING PRESSURES FOR A-312 WELDED PIPE		TYPE 316L Schedules 5S, 10S																						
TEMPERATURE °F.		-425 to 300	400	500	600	650	700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100	1150	1200	1250	1300	1350	1400	1450	1500	
MAX. STRESS		16700	15500	14400	13300	13200	12900	12600	12450	12100	11800	11500	11200	10800	10200	8800	6400	4700	3500	2500	1800	1300	1000	
NOM. PIPE SIZE	SCH. NO.	NOM. WALL.	ALLOWABLE WORKING PRESSURES PSIG																					
1/2	5S	065	1809	1679	1560	1463	1430	1398	1365	1343	1311	1278	1246	1213	1170	1105	953	693	509	379	271	195	141	108
	10S	083	2310	2144	1992	1866	1826	1785	1743	1715	1674	1632	1591	1549	1494	1411	1217	885	650	484	346	249	180	136
3/4	5S	065	1447	1343	1248	1170	1144	1118	1092	1075	1049	1023	997	971	936	864	763	555	407	303	217	158	113	87
	10S	083	1840	1715	1594	1494	1461	1428	1394	1372	1339	1306	1273	1239	1195	1129	974	708	520	387	277	199	144	111
1	5S	065	1156	1073	997	934	913	893	872	858	837	817	796	775	747	706	609	443	325	242	173	125	90	69
	10S	109	1938	1799	1671	1567	1532	1497	1462	1439	1404	1389	1365	1300	1253	1164	1021	743	545	406	290	209	151	116
1 1/4	5S	065	915	850	789	740	724	707	691	680	663	647	630	614	592	559	482	351	259	192	137	95	71	55
	10S	100	1535	1425	1324	1241	1213	1186	1158	1140	1112	1085	1057	1030	963	838	689	588	432	322	230	165	120	92

Figura 21. Ejemplo de tabla consultada para resistencia de tuberías.

### 10.4.1. Aislamiento térmico

Es necesario poner un aislamiento térmico para evitar un aumento o una disminución de temperatura del fluido que circula en ella, para poder asegurar que el fluido llega a su destino a la temperatura establecida. [18]

Se utiliza la siguiente ecuación:

Ecuación 52. Cálculo del espesor del material empleado.

$$d = \frac{D}{2} \left[ \exp \exp \left( \frac{\lambda}{\lambda_{ref}} \cdot \ln \ln \left( \frac{D+2 \cdot d_{ref}}{D} \right) \right) - 1 \right]$$

d: espesor mínimo del material empleado [mm]

D: diámetro interior del material aislante, coincidente con el diámetro exterior de la tubería [mm]

Dref: espesor mínimo de referencia [mm] (Ver **Figura 22**)

λ: conductividad térmica del material empleado [W/(m·K)] (Ver **Figura 23**)

λ ref: conductividad térmica del material de referencia a 10°C [W/(m·K)]

Espesores mínimos de aislamiento de tuberías que transportan fluidos por el interior de edificios						
Diámetro exterior	> -10 a 0 °C	> 0 a 10 °C	> 10 a 40 °C	40 a 60 °C	> 60 a 100 °C	> 100 a 180 °C
D ≤ 35	30	25	20	25	25	30
35 < D ≤ 60	40	30	20	30	30	40
60 < D ≤ 90	40	30	30	30	30	40
90 < D ≤ 140	50	40	30	30	40	50
140 < D	50	40	30	35	40	50

Espesores mínimos de aislamiento de tuberías que transportan fluidos por el exterior de edificios						
Diámetro exterior	> -10 a 0 °C	> 0 a 10 °C	> 10 a 40 °C	40 a 60 °C	> 60 a 100 °C	> 100 a 180 °C
D ≤ 35	50	45	40	35	35	40
35 < D ≤ 60	60	50	40	40	40	50
60 < D ≤ 90	60	50	50	40	40	50
90 < D ≤ 140	70	60	50	40	50	60
140 < D	70	60	50	45	50	60

Figura 22. Espesor mínimo de aislamiento para tuberías en función de temperatura y diámetro.

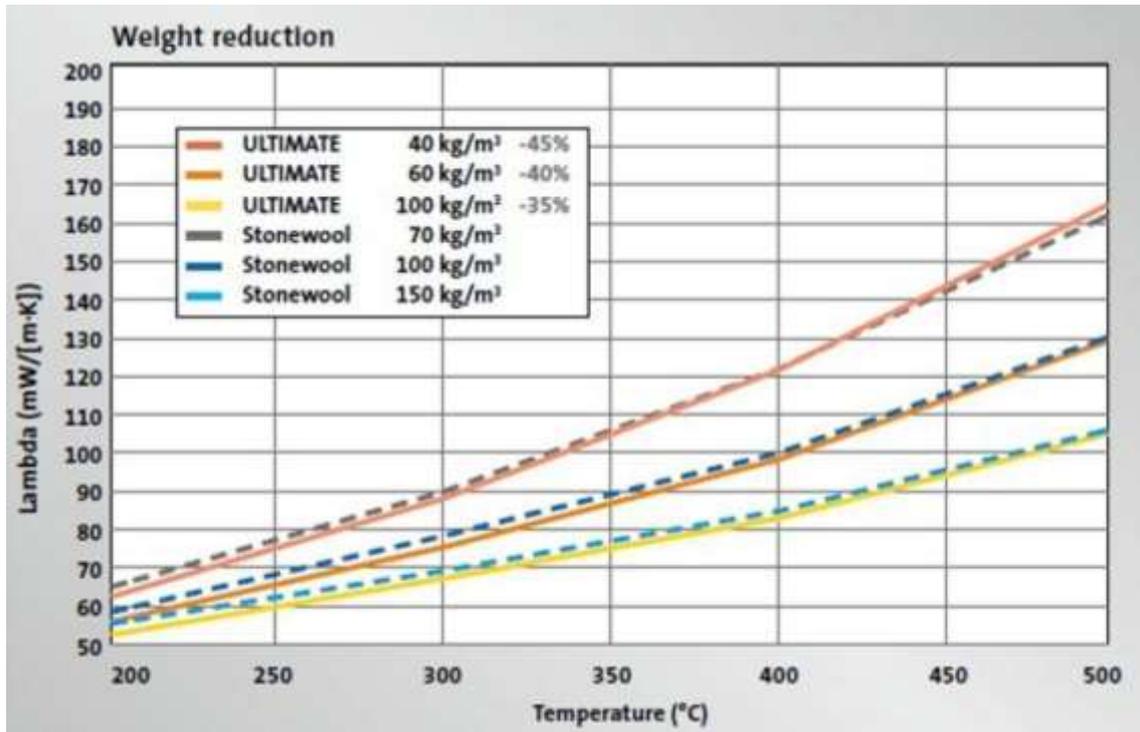


Figura 23. Conductividad térmica de la lana de roca según la temperatura.

## 10.5. Diseño de los absorbedores

### 10.5.1. Características principales

Las principales características de las columnas de absorción se han calculado utilizando el programa de simulación Aspen Hysys.

Primero se han introducido los correspondientes corrientes de entrada de absorbente y absorbido, los corrientes de salida. A continuación, se indica la presión de operación de la columna de absorción en las cabezas y las colas de la columna junto con el número de platos o etapas de equilibrio en función de si es una columna de platos o empacada.

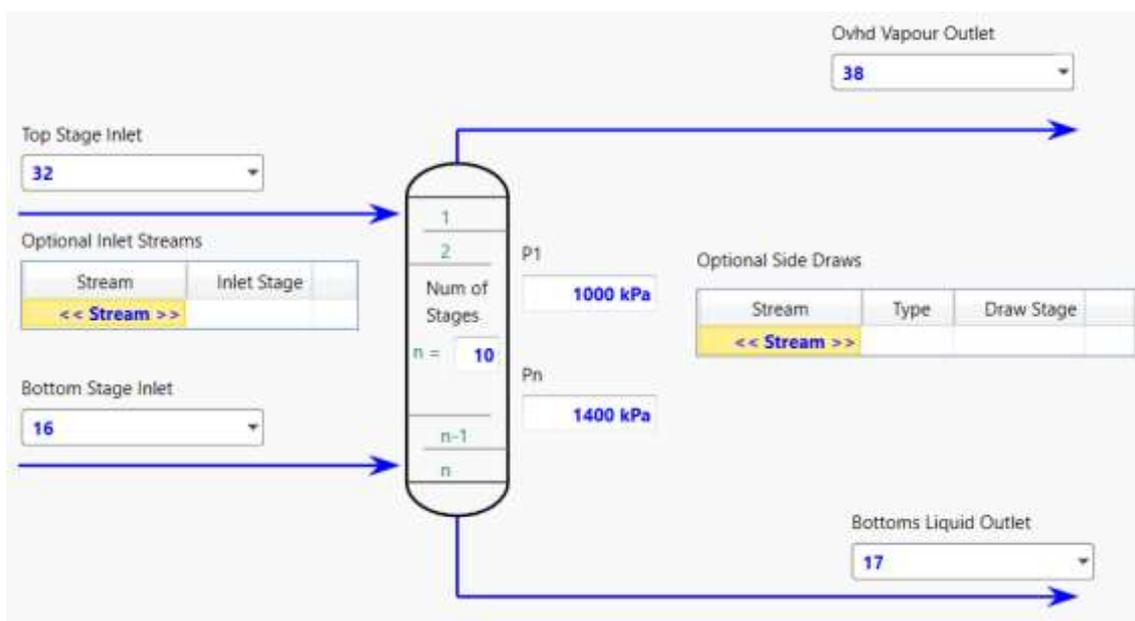


Figura 24. Esquema de una columna de absorción en Aspen Hysys.

Una vez indicadas las condiciones de operación de la columna el Hysys nos muestra las composiciones de entrada y salida en fracción molar.

	21	28	32	14
CO2	0,0000	0,0628	0,0659	0,0005
Oxygen	0,0000	0,0571	0,0612	0,0001
Ethylene	0,0000	0,0810	0,0863	0,0003
C2Oxide	0,0163	0,0734	0,0195	0,0310
Nitrogen	0,0000	0,7102	0,7641	0,0008
H2O	0,9837	0,0155	0,0031	0,9673

Figura 25. Composiciones de entrada y salida de una columna de absorción.

También los caudales junto con las propiedades de presión y temperatura de cada corriente:

Name	21 @COL1	28 @COL1	32 @COL1	14 @COL1
Vapour	0,0000	1,0000	1,0000	0,0000
Temperature [C]	25,00	102,9	25,05	41,24
Pressure [kPa]	1500	1500	1000	1400
Molar Flow [kgmole/h]	3,000e+004	8314	7696	3,062e+004
Mass Flow [kg/h]	5,532e+005	2,517e+005	2,278e+005	5,771e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	557,1	328,4	301,1	584,5
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,815e+005	-2,548e+004	-2,320e+004	-2,769e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	7,141	174,5	176,0	12,13
Heat Flow [kJ/h]	-8,445e+009	-2,119e+008	-1,785e+008	-8,478e+009

Figura 26. Caudales de entrada y salida de un absorbedor y sus condiciones de operación.

Con los cálculos resultantes de presión, temperatura, caudal y composiciones, Hysys permite estimar también propiedades como la densidad de la mezcla, su viscosidad y muchas más utilizando correlaciones:

Name	32	16	17	38
Molecular Weight	18,44	30,27	18,85	29,59
Molar Density [kgmole/m3]	54,44	0,4777	46,94	0,4082
Mass Density [kg/m3]	1004	14,46	884,7	12,08
Act. Volume Flow [m3/h]	551,1	1,740e+004	652,3	1,885e+004
Mass Enthalpy [kJ/kg]	-1,527e+004	-841,9	-1,469e+004	-788,3
Mass Entropy [kJ/kg-C]	0,4755	4,528	0,9338	4,643
Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	75,89	35,19	76,59	32,20
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	4,115	1,162	4,064	1,088

Figura 27. Principales propiedades de los corrientes de entrada y salida de una columna de absorción calculados por Hysys.

Hysys también aporta cierta parte de los componentes internos de la columna, principalmente del tipo de platos, su diámetro, su grosor y su espaciado.

Section Starting Stage	1_Main Tower	Property	Value
Section Ending Stage	10_Main Tower	Maximum % Jet Flood (%)	68,37
Tray Type	Nutter-BDP	Maximum % Downcomer Backup (Aerated) (%)	44,63
Number Of Passes	4	Maximum Downcomer Loading (m3/h-m2)	460,8
Tray Spacing [m]	0,8000	Maximum Weir Loading (m3/h-m)	86,35
Section Diameter [m]	2,878	Maximum Aerated Height Over Weir (mm)	275,5
Section Height [m]	8,000	Maximum % Approach To System Limit (%)	56,31
Section Pressure Drop [mbar]	152,6	Maximum Cs Based On Bubbling Area (m/s)	0,1162
Section Head Loss [mm]	1554	Maximum % Downcomer Choke Flood (%)	80,00
Trays With Weeping	None		

Figura 28. Dimensionamiento interno de una columna de absorción a partir de Hysys.

Con estos datos se puede proceder al diseño mecánico de la columna y de los cabezales.

### 10.5.2. Diseño mecánico

Para realizar el diseño mecánico de las columnas de destilación se ha utilizado el código ASME, el material utilizado ha sido acero A-312L (AISIS 316).

Primero es necesario definir las condiciones de operación y de diseño de la columna.

#### Presión de diseño

La presión de diseño se estimará mediante dos métodos:

La primera es siendo esta un 10% superior a la de operación:

$$P_{dis} = P_{op} \cdot 1,1$$

La segunda es sumando 2 bares a la presión de operación:

$$P_{dis} = P_{op} + 2 \text{ bar}$$

La presión de diseño será aquella con la que se obtenga una presión superior de los dos métodos.

Ejemplo de cálculo:

*Ecuación 53. Cálculo de la presión de diseño.*

$$P_{dis} = 15bars \cdot 1,1 = 16,5 bar$$

$$P_{dis} = 15bars + 2bar = 17 bar$$

En este caso la presión de diseño sería igual a **17 bar**.

### Temperatura de diseño

Hay dos temperaturas de diseño, la superior (correspondiente a la cabeza de la columna) y la inferior (correspondiente a la cola de la columna).

En ambos casos las temperaturas se calculan sumando 20°C a la temperatura de operación.

Ejemplo de cálculo:

*Ecuación 54. Cálculo de la temperatura de diseño.*

$$T_{dis,sup} = 25,05^{\circ}C + 20^{\circ}C = 45,05^{\circ}C$$

$$T_{dis,sup} = 41,24^{\circ}C + 20^{\circ}C = 61,24^{\circ}C$$

### 10.5.3. Cabezales de la columna de absorción

Lo primero es seleccionar el tipo de cabezal, el más utilizado es el cabezal toriesférico, para comprobar su viabilidad se utiliza la siguiente correlación:

$$\frac{t}{L} \geq 0,002$$

*Ecuación 55. Cálculo del grosor de cabezal.*

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

Donde:

t: espesor [in]

L: radio interno de la columna [in]

P: presión de diseño [psi]

S: máximo estrés permitido del material [psi]

E: eficacia de soldadura (se utiliza un 85% de eficacia)

Ejemplo de cálculo:

$$t = \frac{0,885 \cdot 246,57 \cdot 56,65}{16700 \cdot 0,85 - 0,1 \cdot 246,57} = 0,872 \text{ in} = 22,16 \text{ mm}$$

$$\frac{t}{L} = \frac{0,872}{56,65} = 0,015 > 0,002$$

El cabezal por tanto es válido y su **grosor será de 22,16 mm**, por lo que tendrá un **diámetro externo del cabezal (De,cab) de 115,05 in = 2,92 m**.

Altura del cabezal

*Ecuación 56. Cálculo de la altura del cabezal.*

$$h_1 = 3,5 \cdot t \text{ [in]}$$

$$h_2 = 0,1935 \cdot D_e - 0,4555 \cdot t \text{ [in]}$$

$$h_{\text{cabezal}} = t + h_1 + h_2 \text{ [in]}$$

Ejemplo de cálculo:

$$h_1 = 3,5 \cdot 0,872 = 3,05 \text{ in}$$

$$h_2 = 0,1935 \cdot 115,05 - 0,4555 \cdot 0,872 = 21,87 \text{ in}$$

$$h_{\text{cabezal}} = 0,872 + 3,0534 + 21,865 = 25,79 \text{ in} = 0,66 \text{ m}$$

### Volumen del cabezal

*Ecuación 57. Cálculo del volumen de cabezal.*

$$V_{\text{cabezal}} = 0,008089 \cdot L^3$$

Ejemplo de cálculo:

$$V_{\text{cabezal}} = 0,008089 \cdot 2,878^3 = 0,19 \text{ m}^3$$

### Massa del cabezal vacío

*Ecuación 58. Cálculo de la masa de cabezal.*

$$M_{\text{cab,vacío}} = \rho_{\text{acero}} \cdot (0,08089 \cdot D_{e,\text{cab}}^3 - 0,08089 \cdot D_i^3) [\text{kg}]$$

Ejemplo de cálculo:

$$M_{\text{cab,vacío}} = 7960 \cdot (0,08089 \cdot 2,922^3 - 0,08089 \cdot 2,878^3) = 720,05 \text{ kg}$$

#### 10.5.4. Cilindro de la columna de absorción

##### Espesor del cilindro

*Ecuación 59. Cálculo del espesor del cilindro.*

$$t = \frac{P \cdot L}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \text{ [in]}$$

Ejemplo de cálculo:

$$t = \frac{246,57 \cdot 56,65}{16700 \cdot 0,86 - 0,6 \cdot 246,57} = 0,994 \text{ in} = 22,16 \text{ mm}$$

El **diámetro externo de la columna (De,col)** será entonces de **2,93 m**.

##### Altura del cilindro

La columna debe de estar sobredimensionada con un volumen de diseño un 10% superior al de operación por seguridad, eso se consigue haciendo el cilindro de la columna un 10% más alto.

*Ecuación 60. Cálculo de la altura de diseño del cilindro.*

$$h_{cilindro,dis} = h_{cilindro,op} \cdot 1,1$$

Ejemplo de cálculo:

$$h_{cilindro,dis} = 8 \text{ [m]} \cdot 1,1 = 8,8 \text{ m}$$

Volumen del cilindro:

*Ecuación 61. Cálculo del volumen del cilindro.*

$$V_{cilindro} = \pi \cdot \frac{D_i^2}{4} \cdot h_{cilindro,dis} [m^3]$$

Ejemplo de cálculo:

$$V_{cilindro} = \pi \cdot \frac{2,88^2}{4} \cdot 8,8 = 57,25 m^3$$

Masa del cilindro vacío

*Ecuación 62. Cálculo de la masa del cilindro vacío.*

$$M_{cilin,vacío} = h_{cilindro,dis} \cdot \pi \cdot \left( \frac{D_{e,col}^2}{4} - \frac{D_i^2}{4} \right) \cdot \rho_{acero} [kg]$$

Ejemplo de cálculo:

$$M_{cilin,vacío} = 8,8 \cdot \pi \cdot \left( \frac{2,93^2}{4} - \frac{2,878^2}{4} \right) \cdot 7960 = 16137,54 kg$$

### 10.5.5. Columna de absorción

Altura total de la columna

*Ecuación 63. Cálculo de la altura total de la columna.*

$$h_{columna} = 2 \cdot h_{cabezal} + h_{cilindro} [m]$$

Ejemplo de cálculo:

$$h_{columna} = 2 \cdot 0.655 + 8.8 = 10.11 m$$

### Volumen de la columna

*Ecuación 64. Cálculo del volumen total de la columna.*

$$V_{col} = V_{cilindro} + 2 \cdot V_{cabezal} [m^3]$$

Ejemplo de cálculo:

$$V_{col} = 57.25 + 2 \cdot 0.193 = 57.633 m^3$$

### Massa de la columna vacía:

*Ecuación 65. Cálculo de la masa de la columna total.*

$$M_{col,vacia} = M_{cilin,vacio} + 2 \cdot M_{cab,vacio} [kg]$$

Ejemplo de cálculo:

$$M_{col,vacia} = 16137,54 + 2 \cdot 720.05 = 17577,65 kg$$

### Massa de la columna llena de agua

*Ecuación 66. Masa de la columna llena de agua.*

$$M_{col,agua} = M_{col,vacia} + V_{col} \cdot \rho_{agua} [kg]$$

Ejemplo de cálculo:

$$M_{col,agua} = 17577,65 + 57,633 \cdot 1000 = 75210,49 kg$$

Massa de la columna en operació

*Ecuación 67. Masa de operación de la columna*

$$M_{col,op} = M_{col,vacia} + V_{col} \cdot \rho_{operación} [kg]$$

Ejemplo de cálculo:

$$M_{col,op} = 17577.65 + 57.633 \cdot 1004 = 75441.02 \text{ kg}$$

## 10.6. Diseño de columnas de destilación

Las principales características de las columnas de destilación se han calculado utilizando el programa de simulación Aspen Hysys.

Para el diseño de las columnas de destilación primero es necesario utilizar el método Shortcut para identificar los componentes Heavy Key y Light Key, determinar la relación de reflujo mínima, el número de platos, el plato del alimento y las condiciones de operación del condensador y el reboiler.

### 10.6.1. Shortcut

Introducimos los corrientes de entrada y salida de materia y energía.

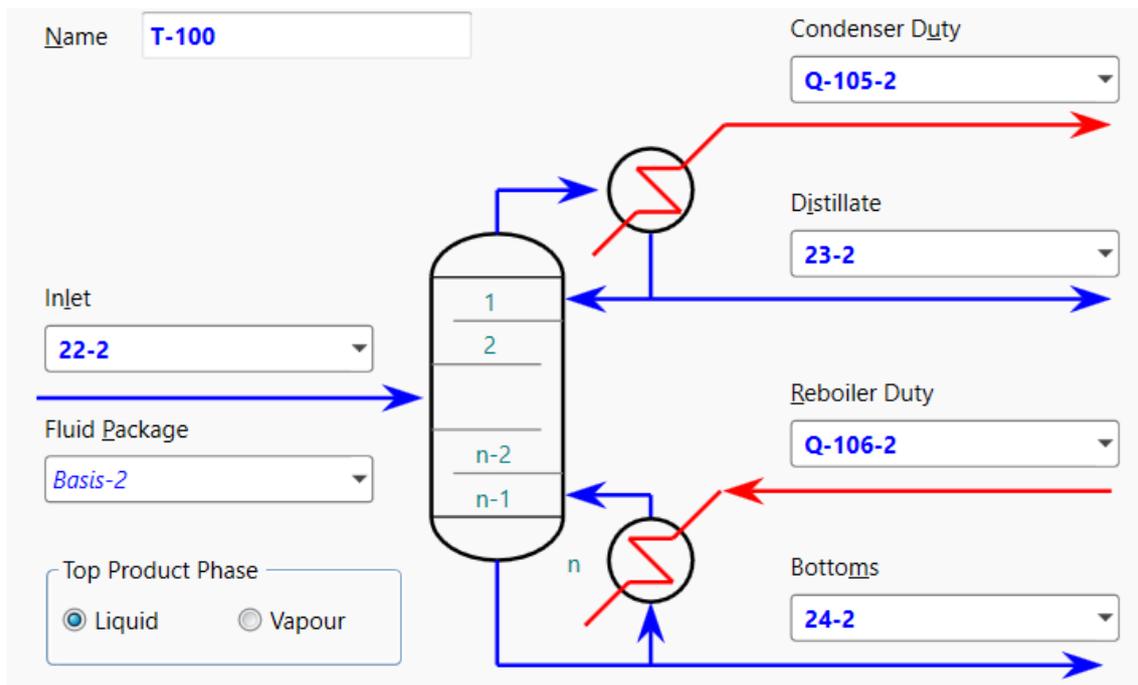


Figura 29. Esquema de una columna de Shortcut.

Una vez hecho esto ordenamos los componentes según su punto de ebullición para identificar el Heavy Key y el Light Key.

Tabla 4. Clasificación de los componentes según su punto de ebullición

Componentes	Punto de ebullición [°C]	Tipo de componente
Oxígeno	-218,8	Heavy No-Key
Nitrógeno	-195,8	Heavy No-Key
Etileno	-103,7	Heavy No-Key
CO2	-78,46	Heavy No-Key
Óxido de Etileno	10,7	Heavy Key
Agua	100	Light Key

Podemos identificar al Óxido de Etileno como el Heavy Key i al Agua como Light Key. Introducimos las fracciones molares de Heavy Key en el destilado y Light Key en condensado.

Components	
Component	Mole Fraction
Light Key in Bottoms	<b>C2Oxide</b> 0,0100
Heavy Key in Distillate	<b>H2O</b> 0,0100

Figura 30. Composición del Heavy-Key y el Light-Key en el destilado y en el condensado en la columna shortcut.

Se indica la presión de operación del condensador y del reboiler de la columna:

Pressures	
Condenser Pressure	<b>80,000 kPa</b>
Reboiler Pressure	<b>150,000 kPa</b>

Figura 31. Presión de operación del condensador y el reboiler en la columna de shortcut.

A continuación, Hysys calcula una relación de reflujo mínima, entonces se introduce una superior a esa cantidad y se itera hasta obtener un número de platos que proporcione las purezas deseadas en la salida de la columna.

Reflux Ratios	
External Reflux Ratio	0,031
Minimum Reflux Ratio	0,026

Figura 32. Ratio de reflujo mínimo y externo.

Hysys indicará entonces el número óptimo de platos y el plato del alimento, junto con las temperaturas del condensador y el reboiler.

Trays	
Minimum Number of Trays	1,455
Actual Number of Trays	10,383
Optimal Feed Stage	8,065

Temperatures	
Condenser [C]	-152,2
Reboiler [C]	92,59

Figura 33. Resumen de los cálculos de los platos y temperaturas de la columna de shortcut

Una vez obtenidos estos datos se pasa a una columna de destilación convencional.

### 10.6.2. Columna de destilación

Con los parámetros del shortcut se puede tener una estimación de los valores de operación de la columna. Estos parámetros sin embargo pueden verse afectados al incorporar las diferentes recirculaciones, por lo que deben tomarse solamente como referencia inicial, a partir de aquí se irán modificando hasta obtener los valores de pureza deseados.

Igual que en el shortcut el primer paso es introducir los corrientes de entrada y salida de materia y energía, en este caso se indicará también el número de etapas de equilibrio, las condiciones de presión del reboiler y el condensador, y el tipo de condensador (total, parcial o de reflujo total).

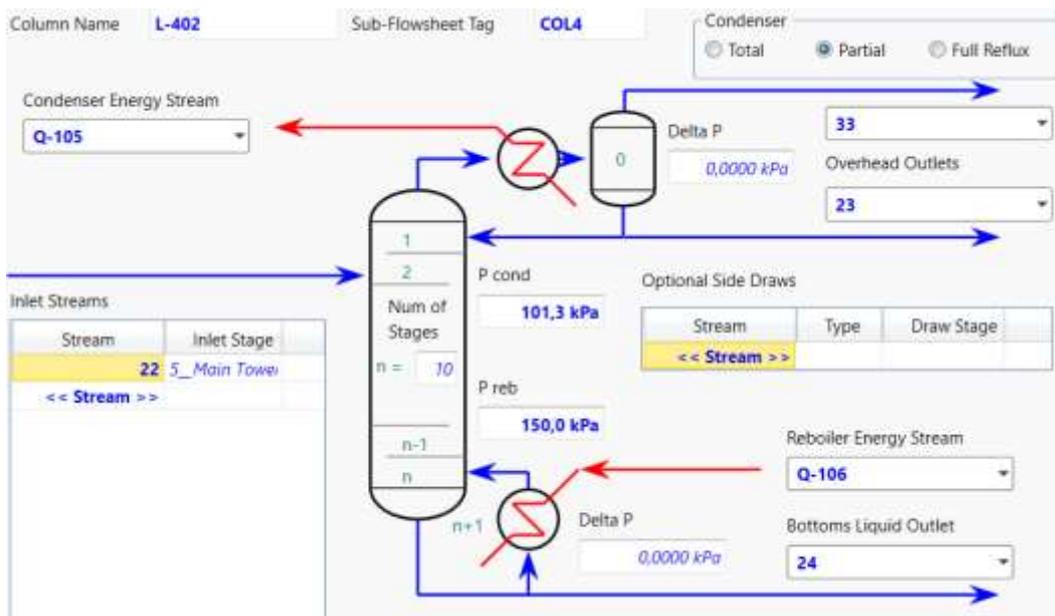


Figura 34. Esquema de la columna de destilación.

A continuación, se indica la relación de reflujo y el caudal de destilado.

	Specified Value
Reflux Ratio	4,000
Distillate Rate	375,0
Reflux Rate	<empty>
Btms Prod Rate	<empty>
Vent Rate	40,00

Figura 35. Relación de reflujo y caudal de destilado de la columna de destilación.

Con estos parámetros Hysys es capaz de calcular las composiciones de salida del destilado y el condensado.

	OE	gas	23	24
CO2	0,0000	0,0046	0,0001	0,0000
Oxygen	0,0000	0,0004	0,0000	0,0000
Ethylene	0,0000	0,0016	0,0000	0,0000
C2Oxide	0,0519	0,9919	0,9999	0,0280
Nitrogen	0,0000	0,0015	0,0000	0,0000
H2O	0,9481	0,0000	0,0000	0,9720

Figura 36. Composiciones de los corrientes de entrada y salida de la columna de destilación.

También la evolución de la temperatura, presión, caudal de líquido y de vapor a lo largo de la columna, para así obtener los valores máximos y mínimos.

	Stage	Pressure [kPa]	Temp [C]	Net Liquid [kgmole/h]	Net Vapour [kgmole/h]
Condenser	0	101,3	10,21	1660	40,00
1_Main Tower	1	101,3	10,41	1656	2075
2_Main Tower	2	106,7	11,75	1658	2071
3_Main Tower	3	112,1	13,12	1651	2073
4_Main Tower	4	117,5	16,05	1503	2066
5_Main Tower	5	122,9	40,51	1,775e+004	1918
6_Main Tower	6	128,4	41,48	1,780e+004	1277
7_Main Tower	7	133,8	42,43	1,785e+004	1327
8_Main Tower	8	139,2	43,36	1,790e+004	1375
9_Main Tower	9	144,6	44,41	1,794e+004	1423
10_Main Tower	10	150,0	47,62	1,790e+004	1461
Reboiler	11	150,0	70,88	1,647e+004	1424

Figura 37. Evolución de la presión, temperatura i caudales de líquido y vapor a lo largo de la columna de destilación

Con los cálculos resultantes de presión, temperatura, caudal y composiciones, Hysys permite estimar también propiedades como la densidad de la mezcla, su viscosidad y muchas más utilizando correlaciones:

Name	22	24	33	23
Molecular Weight	19,37	18,75	44,00	44,05
Molar Density [kgmole/m3]	18,93	35,75	4,349e-002	19,99
Mass Density [kg/m3]	366,6	670,1	1,914	880,7
Act. Volume Flow [m3/h]	892,2	460,9	919,7	18,76
Mass Enthalpy [kJ/kg]	-1,403e+004	-1,470e+004	-1242	-1797
Mass Entropy [kJ/kg-C]	2,238	2,888	0,5256	-1,577
Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	76,97	76,35	46,97	88,65
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	3,975	4,073	1,067	2,012

Figura 38. Resumen de propiedades calculadas mediante Hysys

Hysys también aporta cierta parte de los componentes internos de la columna, principalmente del tipo de platos, su diámetro, su grosor y su espaciado.

Section Starting Stage	1__Main Tower	Property	Value
Section Ending Stage	10__Main Tower	Maximum % Jet Flood (%)	81,69
Tray Type	Nutter-BDP	Maximum % Downcomer Backup (Aerated) (%)	43,26
Number Of Passes	2	Maximum Downcomer Loading (m3/h-m2)	518,4
Tray Spacing [m]	0,9000	Maximum Weir Loading (m3/h-m)	114,4
Section Diameter [m]	2,500	Maximum Aerated Height Over Weir (mm)	318,0
Section Height [m]	9,000	Maximum % Approach To System Limit (%)	81,69
Section Pressure Drop [mbar]	143,8	Maximum Cs Based On Bubbling Area (m/s)	0,1452
Section Head Loss [mm]	1587	Maximum % Downcomer Choke Flood (%)	80,00
Trays With Weeping	None		

Figura 39. Dimensionamiento interno de la columna de destilación.

Con estos datos se puede proceder al diseño mecánico de la columna y de los cabezales.

El diseño mecánico de la columna de destilación sigue el mismo procedimiento que el de las columnas de destilación utilizado en el “10.5. Diseño de los absorbedores”.

## 10.7. Diseño de los intercambiadores

Para el diseño de los intercambiadores se utiliza el programa Aspen Exchanger Design and Rating V10.

Primero hay que seleccionar la geometría que tendrá el intercambiador, seleccionando el tipo de cabezales, carcasa, la orientación de los baffles, el pitch, etc.

En la **Figura 40** se puede observar la selección de la geometría.

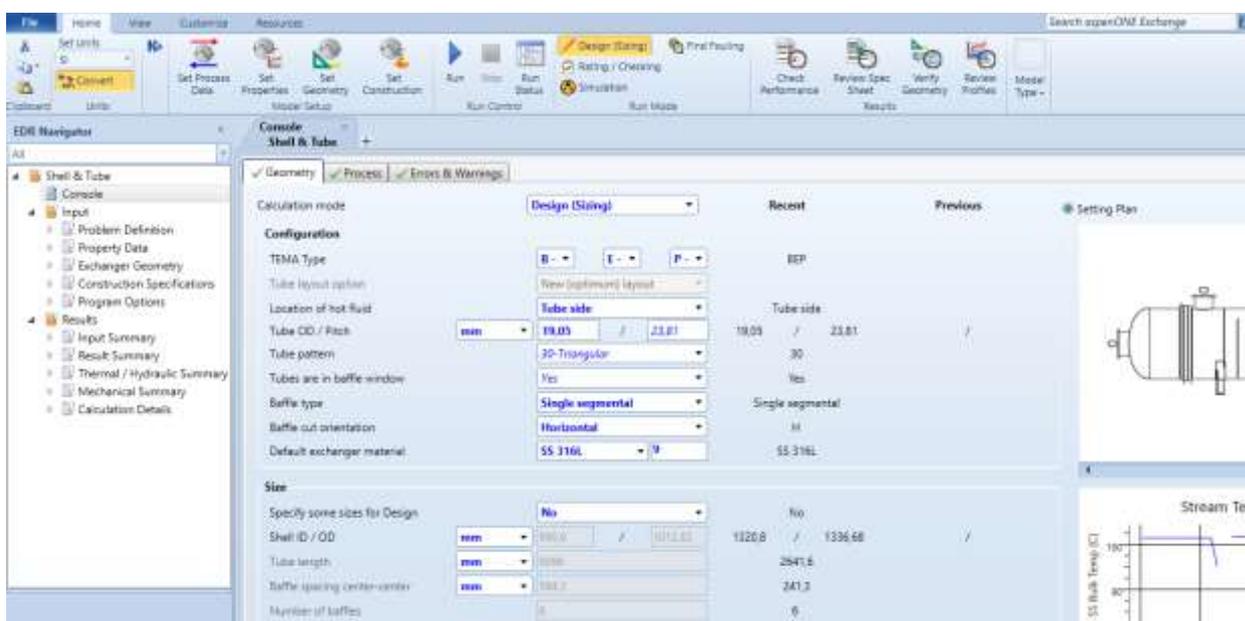


Figura 40. Selección de la geometría del intercambiador.

Las propiedades del fluido y los caudales y presiones pueden simplemente ser importados directamente de Aspen HYSYS, como se aprecia en la **Figura 41**.

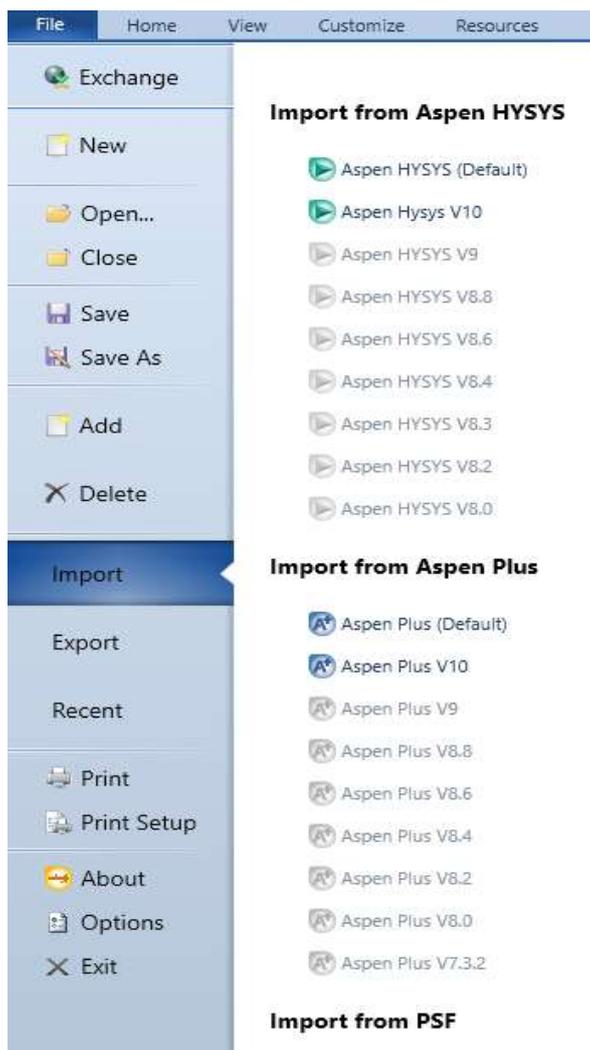


Figura 41. Importar intercambiador de aspen HYSYS.

Una vez introducido todos los datos el programa diseñará el intercambiador. Si no aparece ninguna alerta grave se puede proceder con ese diseño.

En la **Figura 42** aparece la ficha de resultados. Estos resultados pueden ser exportados a un Excel.

EDR Navigator

Overall Summary  
Shell & Tube

Overall Summary

1	Size	1320.0	X	2641.6	mm	Type	Shell	Hor	Connected in	2	series	3	series
2	Surf/Unit (gross/eff/finned)	3297.4	/	2188.7	/	m <sup>2</sup>	Shell/Unit	8					
3	Surf/Shell (gross/eff/finned)	382.9	/	383	/	m <sup>2</sup>							
4	Design (Rating)	<b>PERFORMANCE OF ONE UNIT</b>											
5		<b>Shell Side</b>						<b>Tube Side</b>					
6	<b>Process Data</b>		<b>In</b>	<b>Out</b>		<b>In</b>	<b>Out</b>	<b>Heat Transfer Parameters</b>					
7	Total flow	kg/s	189,8317	0	15,8164	0	15,8164	Total heat load	kW		5534.8		
8	Water	kg/s	0	0	15,8164	0	15,8164	DR.MTD/ 1 pass MTD	°C		54.85 / 55.53		
9	Liquid	kg/s	189,8317	189,8317	0	15,8164	0	Actual/Req'd area ratio - fouled/clean			1.01 / 8.08		
10	Noncondensable	kg/s	0	0	0	0	0	<b>Coef./Heatl.</b>	W/(m <sup>2</sup> ·K) m <sup>2</sup> ·K/W		%		
11	Cond./finns	kg/s	0	0	15,8164	0	15,8164	Overall fouled	298.9		0.0033		
12	Temperature	°C	28	79	105	90	90	Overall clean	2407.2		0.0042		
13	Bubble Point	°C			104.81	102.75	102.75	Tube side film	13865.4		75.05 2.16		
14	Dew Point	°C			104.81	102.75	102.75	Tube side fouling	413.3		0.0042 72.55		
15	Vapor mass fraction		0	0	1	0	0	Tube wall	8443.1		0.0012 3.55		
16	Pressure (abs)	bar	4	3.75559	1.2	1.11679	1.11679	Outside fouling	3000		0.0005 14.89		
17	DeltaP (kPa/psi)	bar	0.5	0.24441	0.5	0.08321	0.08321	Outside film	4447.6		0.0002 6.74		
18	Velocity	m/s	0.23	0.34	24.14	0.02	0.02	<b>Shell Side Pressure Drop</b>	bar		%		
19	<b>Liquid Properties</b>							inlet nozzle	0.01055		4.32		
20	Density	kg/m <sup>3</sup>	1011.17	972.58	956.23	956.23	956.23	inletpackflow	0.00269		13.36		
21	Viscosity	mPa·s	1.3017	0.6505	0.5113	0.5113	0.5113	Baffle flow	0.12855		44.83		
22	Specific heat	kJ/(kg·K)	4.203	4.199	4.192	4.192	4.192	Baffle window	0.01032		6.22		
23	Therm. cond.	W/(m·K)	0.6234	0.6223	0.6759	0.6759	0.6759	Outletpackflow	0.03204		13.17		
24	Surface tension	N/m			0.0605	0.0605	0.0605	Outlet nozzle	0.00032		3.01		
25	Molecular weight		18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	Intermediate nozzles	0.03962		18.54		
26	<b>Vapor Properties</b>												

Figura 42. Resultados obtenidos del diseño del intercambiador.

## 10.8 Bibliografía

- [1] K. a. P. Westerp, *Safe design of cooled tubular reactors for exothermic, multiple reactions; parallel reactions*, Twente: Twente University of Technology, 1983.
- [2] Z. Nawaz, *Heterogeneous reactor modeling of an industrial multibular packed-bed ethylene oxide reactor*, Arabia Saudi: Sabic Technology and Innovation Saudi Basic Industries, 2016.
- [3] A. N. R. Bos, «Reactor system and process for TGE manufacture of ethylene oxide». USA Marzo 2009.
- [4] B. L. O. a. S. D. Becker, «Ethylene oxide reactor». USA Julio 1987.
- [5] *Metodo de Kern*.
- [6] The american society of mechanical engineers, ASME boiler and pressure vessel code, New York, 2004.
- [7] D. P. a. I. Bernstein, *Handbook of Stainless Steels*, New York: McGraw-Hill, 1977.
- [8] A. d. I. C. M. Diaz, *Capacidad volumetrica de tapas y fondos toriesfericos*, Facultad de Ingenieria Mecanica.
- [9] E. F. Megyesy, *Manual de Recipientes a presión, diseño y cálculo*, Mexico D.F., 1992.
- [10] *ITC MIE APQ-2: Óxido de etileno en recipientes fijos*, 2017.
- [11] *ITC MIE-APQ 1: Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles*, 2017.
- [12] Material Mundial, «materialmundial.com,» [En línea]. Available: <https://www.materialmundial.com/inox-ss316-aisi-astm-acero-inoxidable-316-ficha-tecnica-propiedades-ss/>. [Último acceso: 13 Abril 2020].
- [13] Grupo del sector del óxido de etileno y sus derivados, *Directrices para la distribución del óxido de etileno*, 2013.

- [14] EWK, S.A., «[ewk.eu](http://ewk.eu),» [En línea]. Available: <https://www.ewk.eu/descargas/brochures/ewb-brochure-es.pdf>. [Último acceso: 3 Mayo 2020].
- [15] De Pretto Industries, «[deprettoindustries.com](http://deprettoindustries.com),» 2017. [En línea]. Available: <https://www.deprettoindustrie.com/steam-turbines>. [Último acceso: 3 Mayo 2020].
- [16] D. G. R.H. Perry, Perry's Chemical Engineers' Handbook, New York: 6th edition McGraw-hill, 1984.
- [17] T. A. S. o. M. Engineers, ASME B36.10M, New York: American National Standard, 2004.
- [18] ISOVER, Aislamiento de Tuberías, Madrid: Saint Gobain, 2018.
- [19] SIEMENS, «[new.siemens.com](http://new.siemens.com),» [En línea]. Available: <https://new.siemens.com/global/en/products/energy/high-voltage/transformers/phase-shifting-transformers.html>. [Último acceso: 20 Mayo 2020].
- [20] Air Liquide, «[industrial.airliquide.es](http://industrial.airliquide.es),» [En línea]. Available: <https://industrial.airliquide.es/suministro/suministro-líquido>. [Último acceso: 11 Abril 2020].
- [21] BOSCH, «[www.bosch-thermotechnology.com](http://www.bosch-thermotechnology.com),» [En línea]. Available: [https://www.bosch-thermotechnology.com/ocsmedia/optimized/full/o446302v272\\_bosch\\_folleto\\_caldera\\_vapor\\_csb.pdf](https://www.bosch-thermotechnology.com/ocsmedia/optimized/full/o446302v272_bosch_folleto_caldera_vapor_csb.pdf) [Último acceso: 24 mayo 2020].
- [22] NOXMAN, «[www.noxman.com](http://www.noxman.com),» [En línea]. Available: <https://www.noxman.com/Documentos/Calderas%20de%20fluido%20t%C3%A9rmico.pdf> [Último acceso: 24 mayo 2020].
- [23] PRAMAC, «[www.pramac.com](http://www.pramac.com),» [En línea]. Available: <https://www.pramac.com/file/7881> [Último acceso: 24 mayo 2020].



- [24] PUSKA, «www.puska.com,» [En línea]. Available: <https://www.puska.com/content/dam/brands/Puska/catalogos/Catalogo-Tarifa-PUSKA-2018.pdf> [Último acceso: 27 mayo 2020].