

IsoNova

# PLANTA DE PRODUCCIÓN DE FOSGENO

PROYECTO FIN DE GRADO  
Ingeniería química



Luis Antonio Gallardo Blanco  
Bélana Kirschstein  
Daniel Matamoros Nicolás  
Marta Riera Flores  
Jie Zhang

**TUTOR**  
Oscar Guerrero Sodric



ISONOVA



escola  
d'enginyeria

**UAB**

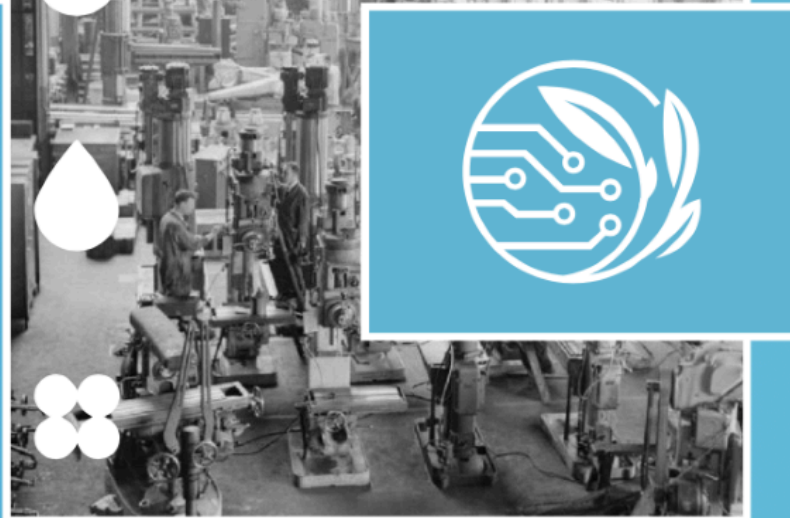
Universitat Autònoma  
de Barcelona



IsoNova

# PLANTA DE PRODUCCIÓN DE FOSGENO

PROYECTO FIN DE GRADO  
Ingeniería química



## CAPÍTULO 11: MANUAL DE CÁLCULO





## Índice

<b>11.1 Reactor para producción de fosgeno.....</b>	<b>6</b>
<b>11.1.1 Introducción.....</b>	<b>6</b>
11.1.2 Modelo cinético.....	6
11.1.3 Ecuación de diseño.....	7
11.1.4 Estequiometría.....	8
11.1.5 Pérdida de presión.....	8
11.1.6 Dimensionamiento.....	10
<b>11.2 Refrigeración.....</b>	<b>10</b>
11.2.1 Calor generado.....	10
11.2.2 Caudal de refrigeración.....	12
11.2.3 Tipo de circulación.....	13
11.2.4 Intercambiador de calor.....	13
11.2.4.1 Número de tubos.....	13
11.2.4.2 Diámetro de haz de tubos y carcasa.....	15
11.2.4.3 Velocidad de los tubos.....	16
11.2.4.4 Pantallas deflectoras.....	17
11.2.4.5 Velocidad de carcasa.....	17
<b>11.3 Torre de refrigeración.....</b>	<b>18</b>
<b>11.4 Mixer.....</b>	<b>21</b>
<b>11.5 Evaporador.....</b>	<b>21</b>
<b>11.6 Scrubber.....</b>	<b>22</b>
11.6.1 Diseño del scrubber.....	22
11.6.2 Masa del scrubber.....	23
<b>11.7 Compresores.....</b>	<b>25</b>
<b>11.8 Bombas.....</b>	<b>25</b>
11.8.1 Ejemplo de cálculo para bombas.....	30
<b>11.9 Diseño de tuberías.....</b>	<b>32</b>
11.9.1 Ejemplo de cálculo de tuberías.....	38
11.9.2 Aislamiento de las tuberías.....	39
11.9.2.1 Ejemplo de cálculo de aislante térmico.....	42
<b>11.10 Servicios de planta.....</b>	<b>43</b>
11.10.1 Agua de red.....	43
11.10.2 Agua para los laboratorios.....	43
11.10.3 Consumo de la caldera y Gas natural.....	43
11.10.4 Consumo eléctrico.....	45
<b>11.11 Cálculos generales.....</b>	<b>46</b>
11.11.1 Balance de materia.....	46
<b>11.12 Bibliografía.....</b>	<b>48</b>

## 11.1 Reactor para producción de fosgeno

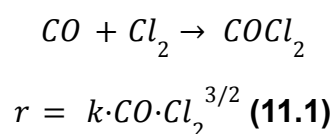
### 11.1.1 Introducción

En este capítulo se mostrarán todos los cálculos necesarios para calcular el volumen del reactor, la masa necesaria de catalizador y los diferentes parámetros seleccionados, como puede ser las características del lecho empacado. Como por normativa no se puede almacenar fosgeno y se tiene que consumir todo lo que se produzca, no será necesario diseñar los tanques de almacenamiento para el fosgeno.

Primero de todo se mostrará el modelo cinético que se utilizará, las ecuaciones de diseño del reactor y todas las ecuaciones auxiliares necesarias para realizar la resolución, y seguidamente se calculará la masa de catalizador, volumen, y finalmente las necesidades de refrigeración que necesita el sistema procurando que se pueda extraer todo el calor que se genera, ya que esta reacción es fuertemente exotérmica.

### 11.1.2 Modelo cinético

La reacción para la producción del fosgeno utilizando carbón activado seleccionado según bibliografía, se ha escogido este debido a que es el único valor encontrado con los valores de la constante cinética, además se ha asegurado que con la constante cinética sea lo más aproximado a la masa de catalizador necesario a partir de los artículos, la ecuación es la siguiente:



Siendo k la constante cinética de la reacción, y tiene la siguiente expresión 11.2:

$$k = A \cdot e^{-\frac{E_a}{RT}} \quad (11.2)$$

Donde A es el factor preexponencial, que tiene un valor de  $5 \cdot 10^7 \text{ mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$ ,  $E_a$  la energía de activación, que tiene un valor de  $-107.6 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$ , R la constante de los gases ideales y T la temperatura a la que trabaja el reactor<sup>[1]</sup>.

### 11.1.3 Ecuación de diseño

Al tratarse de reactores tubulares con lecho empacado de catalizador la ecuación de diseño es igual a la de un RCFP, pero teniendo en cuenta que depende de la masa de catalizador.

El balance de materia del reactor para un componente clave A es el siguiente:

$$E - S + G = A$$

$$FA_{(W)} - FA_{(W+\Delta W)} + rA'\Delta W = \frac{dNA}{dt}$$

Suponiendo estado estacionario:

$$FA_{(W)} - FA_{(W+\Delta W)} + rA'\Delta W = 0$$

Dividiendo entre  $\Delta W$  y cuando este tiende a cero:

$$\frac{dFA}{dt} = -rA' \quad (11.3)$$

Y para expresarlo en función de la conversión:

$$\frac{dX}{dtW} = -\frac{rA'}{FAe} \quad (11.4)$$

Donde:

- FA = caudal molar de A ([mol/s]).
- $-rA'$  = velocidad de desaparición de A (mol/(Kg · cat · s)).
- W = masa de catalizador (Kg).
- X = Conversión respecto del componente clave (A).

### 11.1.4 Estequiometría

Ahora se expondrán las expresiones que relacionan la presión parcial de cada componente de la reacción con la conversión para definir el sistema.

La concentración molar de un componente i es:

$$C_i = C_{AE} \left( \frac{\frac{F_{iE}}{F_{AE}} - \frac{v_i}{v_A} X}{1 - \varepsilon X} \right) \left( \frac{P}{P_E} \right) \left( \frac{T_E}{T} \right) \quad (11.5)$$

Donde:

- $F_{ie}$  = Caudal molar de i a la entrada (mol/s).
- $v_i$  = Coeficient estequiomètric d'i.
- $C_{ae}$  = Concentración de A a la entrada (mol/m³).
- $P$  = Presión (Pa).
- $P_e$  = Presión de entrada (Pa).
- $T$  = Temperatura (K).
- $T_e$  = Temperatura d'entrada (K).
- $\varepsilon = y_{AE} \sum \frac{v_i}{v_A}$

**Ejemplo de cálculo de concentración de fosgeno a X=0.976:**

$$C_c = 48.06 \left( \frac{\frac{55.28}{55.28} - \frac{-1}{-1} 0.976}{1 - 0.333 \cdot 0.976} \right) \left( \frac{506500}{412769} \right) \left( \frac{423}{423} \right) = 46.82 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$$

### 11.1.5 Pérdida de presión

A continuación se obtendrá la ecuación que relaciona la pérdida de presión que sufre el fluido a lo largo de la masa del catalizador, es necesaria esta ecuación ya que el fluido tiene que atravesar un lecho empacado de carbón activado, y inevitablemente perderá presión, lo cual modifica las concentraciones de los reactivos.



La ecuación que se usará para obtener el perfil de presión a lo largo del lecho empacado es la ecuación de Ergun:

$$\frac{dP}{dz} = - \frac{G}{\rho \cdot gc \cdot Dp} \cdot \frac{1-\theta}{\theta^3} \cdot \left( \frac{150 \cdot (1-\theta) \cdot \mu}{Dp} + 1.75 G \right) \quad (11.6)$$

Como que esta ecuación de Ergun solo relaciona la presión a lo largo de una longitud  $z$  necesitaremos hacer un cambio de variable, como que la masa de catalizador es igual al volumen por su densidad:

$$W = (1 - \theta) \cdot Ac \cdot z \cdot \rho_p \quad (11.7)$$

Además, con el objetivo de poder simplificar la ecuación de Ergun se definirán dos variables,  $\beta$  y  $\alpha$ , ya que varios parámetros dependen únicamente de las propiedades del lecho y de las condiciones de entrada:

$$\beta = \frac{G}{\rho \cdot gc \cdot Dp} \cdot \frac{1-\theta}{\theta^3} \cdot \left( \frac{150 \cdot (1-\theta) \cdot \mu}{Dp} + 1.75 G \right)$$

$$\alpha = \frac{2 \beta_0}{A \rho_p (1-\theta) P_E}$$

Donde:

- $G$  = Densidad de flujo másico ( $\text{Kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ).
- $gc$  = Factor de conversión (Sistema métrico  $gc = 1$ ).
- $Dp$  = Diámetro de las partículas que forman el lecho (m).
- $\theta$  = Porosidad del lit (Volum vacío/ Volumen total del lit).
- $\mu$  = Viscosidad del gas ( $\text{Kg}/(\text{m} \cdot \text{s})$ ).
- $\rho$  = Densidad del gas ( $\text{Kg}/\text{m}^3$ ).
- $\rho_p$  = Densidad de las partículas que forman el lit ( $\text{Kg}/\text{m}^3$ ).
- $A$  = Área transversal del lit ( $\text{m}^2$ ).

**Ejemplo de cálculo de  $\beta$  y  $\alpha$ :**

$$\beta = \frac{1.91}{2.177-06 \cdot 1 \cdot 0.005} \cdot \frac{1-0.35}{0.35^3} \cdot \left( \frac{150 \cdot (1-0.35) \cdot 9.06E-06}{0.005} + 1.75 \cdot 1.91 \right) = 12682$$

$$\alpha = \frac{2 \cdot 12682}{3.142 \cdot 390 \cdot (1-0.35) \cdot 349485} = 0.00091$$

Al utilizar las simplificaciones aplicadas y el cambio de variable se obtiene la siguiente expresión final que se utilizará para obtener la masa de catalizador:

$$\frac{dP}{dW} = -\frac{\alpha}{2} \cdot \frac{T}{T_e} \cdot \frac{P_E^2}{P} \cdot (1 - \varepsilon X) \quad (11.8)$$

### 11.1.6 Dimensionamiento

Para el cálculo del reactor se ha seleccionado una temperatura máxima de operación de 150°C, ya que a partir de los 200°C se revierte el fosgeno a reactivo, y también se ha definido según patente<sup>[2]</sup>, la presión de entrada a 5 atm, una porosidad de 0.35, y finalmente un diámetro de partícula de 0.004 m. Una vez resueltas las ecuaciones diferenciales, se ha obtenido una conversión final de  $X=0.976$  y una masa de catalizador necesaria de 4000 kg.

A partir de la porosidad y la masa necesaria de catalizador se calcula de la siguiente manera el volumen del reactor:

$$V = \frac{M_{cat}/\rho_{cat}}{1-\theta} \quad (11.9)$$

$$V = \frac{4000 \text{ kg} / 390 \text{ kg/m}^3}{1-0.35} = 15.78 \text{ m}^3$$

## 11.2 Refrigeración

### 11.2.1 Calor generado

El calor generado en todo el reactor se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$Q = \Delta H_R(T) \cdot F_f \quad (11.10)$$

Donde:

- $\Delta H_R(T)$  : Entalpía de reacción a la temperatura T (J/mol).
- $F_f$  : Caudal molar de fosgeno (mol/s).
- Q : Caudal de calor (W).

Y la entalpía de reacción a la temperatura de operación es:

$$\Delta H_R(T) = \Delta H_R(T_{ref}) + \int_{T_{ref}}^T \Delta C_p dT \quad (11.11)$$

Finalmente la entalpía de reacción a la temperatura de referencia es la suma de entalpías de formación a la temperatura de referencia de cada especie de la reacción multiplicado por su coeficiente estequiométrico y se pueden observar los resultados en la *Tabla 11.1*:

$$\Delta H_R(T_{ref}) = \sum (v_i \cdot H_i(T_{ref})) \quad (11.12)$$

Donde:

- $H_i(T_{ref})$ : entalpía de formación de i (J/mol)

**Tabla 11.1:** Entalpías de formación de las diferentes especies a 298 K.

Especie	H [J/mol]
CO	-110,540
Cl <sub>2</sub>	0
COCl <sub>2</sub>	-220,915

Por lo tanto la entalpía de formación se calcula de la siguiente manera:

$$\Delta H_R(T_{ref}) = -110540 \frac{J}{mol} - 0 + (-220915 \frac{J}{mol}) = -110,375 \frac{J}{mol}$$

A continuación se necesita calcular el calor específico, y estas son dependientes de la temperatura, la expresión es la siguiente:

$$C_p = C_{pA} + C_{pB} \cdot T + C_{pC} \cdot T^2 + C_{pD} \cdot T^3 + C_{pE} \cdot T^4 + C_{pF} \cdot T^5 \quad (11.13)$$

Donde los parámetros  $C_{pA}$ ,  $C_{pB}$ ,  $C_{pC}$ ,  $C_{pD}$ ,  $C_{pE}$  y  $C_{pF}$  dependen de cada compuesto tal como se muestra en la *Tabla 11.2*.

**Tabla 11.2:** Parámetros para el cálculo del calor específico<sup>[3]</sup>

	CO	Cl <sub>2</sub>	COCl <sub>2</sub>
CpA	0.696030e+1	0.682270e+1	0.528860e+1
CpB	0.22160e-4	0.570730e-2	0.504510e-1
CpC	-0.172510e-5	-0.510590e-5	-0.835800e-4
CpD	0.776150e-8	-0.154700e-8	0.683770e-7
CpE	-0.698690e-11	0	-0.218330e-10
CpF	0.19081e-14	0	0
$C_p$ [Cal/(mol·K)]	7.05	8.21	16.15
$C_p$ [J/(mol·K)]	29.52	34.36	67.62

Por lo tanto el cambio de calor específico es:

$$\Delta C_p = \sum (v_i \cdot C_{pi}) \quad (11.14)$$

$$\Delta C_p = -29.52 - 34.36 + 67.62 = 3.74 \frac{J}{mol \cdot K}$$

Y finalmente con estos cálculos se puede calcular la entalpía de reacción:

$$\Delta H_R(150^\circ C) = \Delta H_R(25^\circ C) + \Delta C_p(150^\circ C - 25^\circ C)$$

$$\Delta H_R(150^\circ C) = -110,375 + 3.74 \cdot (150 - 25) = -109,907.05 \frac{J}{mol} = -109.91 \frac{KJ}{mol}$$

Por lo tanto el calor total a extraer es:

$$Q = -109,907 \frac{J}{mol} \cdot 190,080 \frac{mol}{h} = -2.09 \cdot 10^{10} \frac{J}{h} = -5.80 \cdot 10^6 W$$

## 11.2.2 Caudal de refrigeración

Para el caudal de refrigeración se ha decidido utilizar agua como refrigerante, debido a que es una sustancia no corrosiva, fácil de tratar, y entre otros beneficios, se utilizará con un salto térmico más elevado de lo habitual con el motivo de poder aprovechar la alta exotérmica de la producción de fosgeno para calentar corrientes de entrada y evaporadores. Para el cálculo de caudal de refrigerante es:



$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T \text{ (11.15)}$$

Despejando el caudal másico de refrigerante:

$$m = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta T} \text{ (11.16)}$$

Por lo tanto se puede calcular el caudal de refrigerante necesaria:

$$m = \frac{5.80 \cdot 10^6 W}{4180 \frac{J}{Kg^\circ C} \cdot (80 - 22)} = 23.92 \text{ kg/s}$$

### 11.2.3 Tipo de circulación

El fluido de reacción circula por tubos, mientras que el líquido refrigerante por la carcasa. La temperatura de los tubos se mantendrán constantes a 150°C, mientras que el refrigerante aumentará su temperatura de 22 a 80. Por lo tanto la temperatura media logarítmica es:

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left( \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} \text{ (11.17)}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(150 - 80) - (150 - 22)}{\ln \left( \frac{150 - 80}{150 - 22} \right)} = 96.1^\circ C$$

El número de pasos por carcasa y tubos será ambos de 1, ya que de esta configuración se facilita el proceso de mantenimiento básicos, además de también sustituir el carbón activado del reactor.

### 11.2.4 Intercambiador de calor

#### 11.2.4.1 Número de tubos

Utilizando el método de Kern se ha ido iterando valores del coeficiente global de calor, U, con el objetivo de poder calcular el área total de intercambio según la siguiente ecuación 11.18:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} \text{ (11.18)}$$

Posteriormente se calcula el número de tubos con la *ecuación 11.19*, calculado con el volumen total del reactor entre el volumen de un tubo, se realiza así el cálculo debido a que el volumen del reactor ya está fijado.

$$N_{tub} = \frac{V_{reactor}}{V_{tub}} \quad (11.19)$$

La longitud y los diámetros de los tubos se han seleccionado según uno de los patentes<sup>[2]</sup>. Una vez calculado todos los datos se calcula la U, y se ha comprobado que se encuentra dentro de los rangos típicos según la bibliografía<sup>[4]</sup>.

### Ejemplo de cálculo:

El volumen de cada tubo se calcula a partir de la *ecuación 11.20*:

$$V_{tub} = \frac{\pi}{4} D_i^2 \cdot L \quad (11.20)$$

$$V_{tub} = \frac{\pi}{4} 0.070^2 \cdot 6m = 0.02309 m^3$$

Seguidamente se calcula el número de tubos con la *ecuación 11.19*.

$$N_{tub} = \frac{15.78m^3}{0.02309 m^3} = 683.41 \approx 684 \text{ tubs}$$

El área de cada tubo con *11.21*:

$$A_{tub} = \pi \cdot D_{ext} \cdot L \quad (11.21)$$

$$A_{tub} = \pi \cdot 0.090m \cdot 6m = 1.7 m^2$$

A continuación con la *ecuación 11.22* se calcula el área total de todos los tubos:

$$A = A_{tub} \cdot N_{tub} \quad (11.22)$$

$$A = 1162.8 m^2$$

Y finalmente se podrá calcular el coeficiente global:

$$U = \frac{q}{A \cdot \Delta T_{ml}} = \frac{5.8 \cdot 10^6}{1162.8 \cdot 96.1} = 51.9 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

### 11.2.4.2 Diámetro de haz de tubos y carcasa

El diámetro de la carcasa es la suma del diámetro del haz de tubos y el espacio vacío, y este depende del tipo de la carcasa. El diámetro del haz de tubos se calcula a partir de la ecuación 11.23:

$$Db = De \left( \frac{Nt}{K1} \right)^{\frac{1}{n1}} \quad (11.23)$$

Donde:

- Db = Diámetro del haz de tubos (mm).
- De = Diámetro exterior de los tubos (mm).
- Nt = número de tubos.
- n1 y K1 son función del pitch elegido y el número de pasos por tubo.

Se ha escogido una carcasa del tipo “Outside packed head” y un pasó por tubo, así las tareas de mantenimiento o el cambio del catalizador del reactor sean mucho más fáciles.

En la *Tabla 11.3* se recogen los valores de los parámetros de interés K1 y n1 necesarias para obtener el diámetro del haz de los tubos.

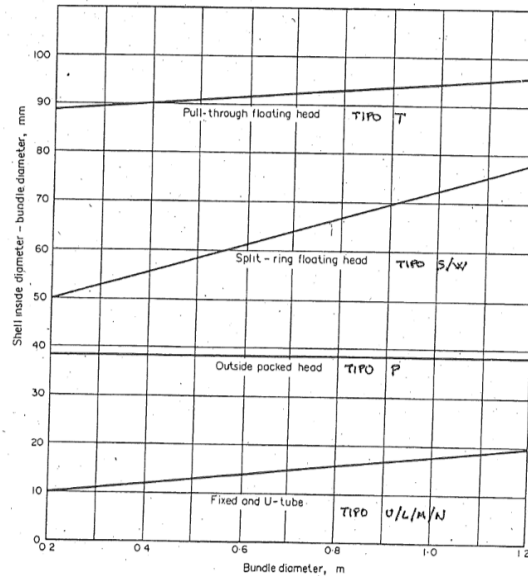
**Tabla 11.3:** Valores de n1 y K1.

<i>Pitch triangular <math>p_t = 1.25 D_E</math></i>					
Passos per tub	1	2	4	6	8
K <sub>1</sub>	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
n <sub>1</sub>	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675
<i>Pitch quadrat <math>p_t = 1.25 D_E</math></i>					
Passos per tub	1	2	4	6	8
K <sub>1</sub>	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.0331
n <sub>1</sub>	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643

**Ejemplo de cálculo:**

$$Db = 90 \left( \frac{684}{0.319} \right)^{\frac{1}{2.142}} = 3231.88 \text{ mm}$$

Una vez calculada el diámetro de haz de tubos, se calcula el diámetro de la carcasa a partir de la siguiente *Figura 11.4*:



**Figura 11.4:** Cálculo del diámetro de carcasa en función del haz de tubos

De manera que el diámetro de la carcasa es:

$$Ds = 3231.88 + 39 = 3270.88 \text{ mm}$$

El diámetro recomendado para la relación longitud y diámetro (L/D) es de 4, en el caso calculado, da un valor de 1.84, este valor es menor que lo habitual de los intercambiadores de calor, debido a que se ha fijado una altura de 6 metros del reactor según recomendada por la patente<sup>[2]</sup>.

### 11.2.4.3 Velocidad de los tubos

La velocidad que circularán por los tubos se calcula a partir de la ecuación, teniendo en cuenta el espacio que ocupa el lecho de catalizador:

$$vt = \frac{mt}{\rho \text{ Apaso Ntp} (1 - \varepsilon)} \quad (11.24)$$

Donde:

- $mt$  = Caudal másico del fluido que circula per tubs (Kg/s).
- $\text{Apasso}$  = área de paso del fluido por un solo tubo.
- $\rho$  = Densidad del fluido que circula por los tubos (Kg/m<sup>3</sup>).
- $Ntp$  = Número de tubos per pas.



Por lo tanto:

$$vt = \frac{7.01 \text{ Kg/s}}{7.937 \text{ Kg/m}^3 \cdot \frac{\pi}{4} (0.07 \text{ m})^2 \cdot 684 (1 - 0.35)} = 0.52 \text{ m/s}$$

Puede parecer un valor de circulación bajo para un gas, pero hay que tener en cuenta que está atravesando un lecho catalizado, por lo que es normal.

#### **11.2.4.4 Pantallas deflectoras**

Las pantallas deflectoras son estructuras que modifican el flujo del líquido que circula en ella, de manera que así se aumenta la eficiencia de transferencia de calor. El número de pantallas deflectoras se calculan con la siguiente *ecuación 11.25*:

$$N^{\circ} \text{ pantallas} = \frac{L}{IB} - 1 \quad (11.25)$$

Donde:

- L = longitud de los tubos (mm).
- IB = espaciado entre pantallas (mm).

Los valores típicos del espaciado entre pantallas está entre un 20% a un 100% del diámetro total de la carcasa, en este caso se ha escogido un valor de 20%, por lo tanto la *ecuación 11.25* queda:

$$N^{\circ} \text{ pantallas} = \frac{7000}{3270.88 \cdot 0.2 = 654.176} - 1 = 9.7 \approx 10$$

#### **11.2.4.5 Velocidad de carcasa**

La velocidad del fluido se puede calcular mediante la siguiente *ecuación 11.26*:

$$v_s = \frac{MS}{AST \cdot \rho} \quad (11.26)$$

Donde:

- MS = caudal másico (kg/s).
- AST = área transversal de la carcasa (m<sup>2</sup>).

Y la área transversal se calcula según la *ecuación 11.27*:

$$AST = \frac{IB \cdot Ds \cdot (pitch - De)}{pitch \cdot nps} \quad (11.27)$$

Donde:

- IB = espaciado entre pantallas (m)
- Ds = diámetro de carcasa (m)
- De = diámetro exterior (m)
- nps = número de pasos por carcasa
- pitch = 1.25 · De

Por lo tanto, aplicando las *ecuaciones 11.26 y 11.27* queda de la siguiente manera:

$$AST = \frac{0.654 \cdot 3.27 \cdot (1.25 \cdot 0.09 - 0.09)}{1.25 \cdot 0.09 \cdot 1} = 0.43 m^2$$
$$v_s = \frac{23.93}{0.43 \cdot 1000} = 0.056 m/s$$

## 11.3 Torre de refrigeración

En la planta se utilizarán torres de refrigeración para regenerar todo el caudal necesario para poder enfriar los equipos que se utilizan en la planta después de aprovechar toda la energía producida por la exotermia de la reacción.

Se analizan dos escenarios, desde la puesta en marcha, ya que no hay recirculación de CO por parte del scrubber, y en estado estacionario, donde la producción ya es continua constante, con recirculación de CO.

### **Puesta en marcha:**

En la *Tabla 11.4* se muestran los caudales que salen de estos equipos con sus respectivas temperaturas de salida para calcular el número de torres de refrigeración necesarias. Además, se ha decidido mezclar todas las corrientes y obtener una temperatura global más baja, para así bajar la potencia necesaria de la torre de refrigeración.

**Tabla 11.4:** Caudal y temperatura de salida de los equipos.

Equipo	Caudal (kg/s)	Temperatura salida (°C)
Reactor	12.23	80
Mixer	5.03	50
Evaporador	6.66	50
Condensador	2.5	80
Al mezclarse	26.42	66.75

Al acabar de definir el caudal necesario para refrigerar, se calculan la potencia que necesitan la torre de refrigeración con la siguiente ecuación:

$$Q_{\text{útil}} = m \cdot \lambda \quad (11.28)$$

Donde:

- Q útil: la potencia útil (kW).
- m: el caudal másico de agua (kg/s).
- λ: el calor latente de vaporización (kJ/kg).

$$Q_{\text{útil}} = 26.42 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 4.18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}} \cdot (66.75 - 22)^{\circ}\text{C} = 4942 \text{ kW}$$

Como que por cuestión de diseño, el agua que entra al condensador necesita una temperatura menor, a 17 grados, se calculará una nueva corriente con su potencia necesaria:

$$Q_{\text{útil}} = 2.5 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 4.18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}} \cdot (22 - 17)^{\circ}\text{C} = 52.25 \text{ kW}$$

Y asumiendo que tiene una eficiencia de un 95%, se necesitarán 5202 kw, por lo tanto se ha decidido instalar 5 torres de refrigeración del modelo EWK 900/09, mostrada en la referencia<sup>[5]</sup>, que con las 5 torres de refrigeración tendría una potencia de 6600 kw de disipación, lo que es suficiente para poder regenerar el agua, de manera que si en algún caso se necesite una potencia de disipación mayor, pueda funcionar correctamente. Además se instala uno extra del modelo EWK 064/09 con una capacidad de disipación de 100 kw para el condensador.

### En estado estacionario:

La salida del CO a la salida de scrubber tiene un caudal de 203 kmol/h y a aproximadamente a 24°C, por lo tanto al recircular y mezclarse con la corriente del mixer, se necesitará menor cantidad de calor para calentar la corriente que entrará al reactor, por lo tanto se realiza de nuevo una tabla con los nuevos caudales de agua mostrados en la *Tabla 11.5*.

**Tabla 11.5:** Caudal y temperatura de salida de los equipos en estado estacionario

Equipo	Caudal (kg/s)	Temperatura salida (°C)
Reactor	14.35	80
Mixer	2.90	50
Evaporador	6.66	50
Condensador	2.5	80
Al mezclarse	26.42	69.13

Se puede comparar la *tabla 11.4 con la 11.5*, y se obtiene que hay un incremento de caudal proveniente del reactor, ya que no se utiliza el agua generada, y se disminuye la cantidad de agua utilizada en el mixer debido a que no se necesita tanta agua para calentar la corriente.

Al utilizar la *ecuación 11.28*:

$$Q_{\text{útil}} = 26.42 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 4.18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}} \cdot (69.13 - 22)^{\circ}\text{C} = 5205 \text{ kW}$$

La potencia útil para la torre de refrigeración para el condensador sigue siendo el mismo, de 52.25 kW, por lo tanto haciendo la suma y suponiendo una eficiencia de 95% se estima que se necesita una potencia de disipación de 5534, lo cual se puede utilizar en ambos casos la misma cantidad y modelo de torre de refrigeración, aún dejando margen por si en algún momento se necesite disipar más calor.



## 11.4 Mixer

Para el cálculo del volumen del mixer se ha decidido utilizar un tiempo de residencia de 120 segundos, el caudal a tratar es de 22.87 m<sup>3</sup>/h, por lo tanto se calcula de la siguiente manera:

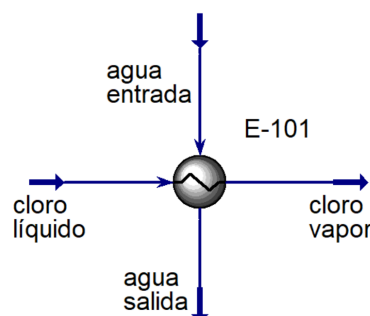
$$Volumen\ mixer = 22.87 m^3/h \cdot \frac{1h}{3600s} \cdot 120s = 0.76 m^3$$

## 11.5 Evaporador

El evaporador de IsoNova hace la función de evaporar el cloro líquido que entra como materia prima al sistema de producción. Esta evaporación se lleva a cabo mediante calor procedente del agua de refrigeración del reactor.

Para el diseño del evaporador se ha empleado el simulador de procesos Aspen Hysys, como se observa en la *Figura 11.5*. Se ha usado el modelo de un intercambiador de calor donde el agua pasa por la carcasa y el cloro por los tubos.

Se ha diseñado el equipo para poder aprovechar el calor del agua de refrigeración de salida del reactor. Para el diseño también se ha tenido en cuenta que el coeficiente global de transferencia de calor esté dentro del rango típico para estos equipos, en este caso un valor de 360,9 W/m<sup>2</sup> °C. [4]



**Figura 11.5:** Esquema del evaporador en Aspen Hysys.

## 11.6 Scrubber

### 11.6.1 Diseño del scrubber

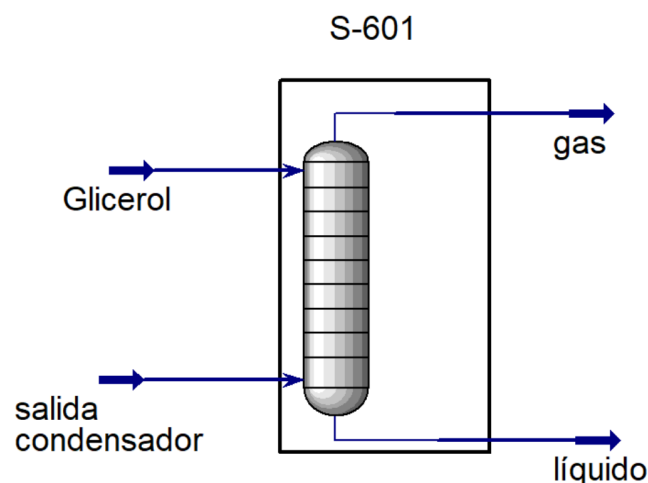
Para el diseño del scrubber se ha usado el simulador de procesos Aspen Hysys.

La función del scrubber es poder separar el monóxido de carbono de la resta de componentes gaseosos presentes en la corriente que proviene del condensador.

Para el diseño del equipo se han hecho una serie de suposiciones. Así, se ha considerado que el fosgeno condensa totalmente en el condensador, de manera que no hay fosgeno que entra en el equipo. Además, no se ha tenido en cuenta el caudal de  $\text{CCl}_4$  ni  $\text{CO}_2$  generado en el reactor, ya que estos suponen un porcentaje muy bajo respecto a los otros componentes.

Aunque en el diseño no se han tenido en cuenta el fosgeno ni  $\text{CCl}_4$  en realidad estos componentes se absorben y saldrían por el corriente líquido juntos con el glicerol y el cloro para ser gestionados externamente. Hay que añadir que en el diseño hay una parte de cloro que no se absorbe y sale por la corriente de gas, aun así se ha hecho la suposición de que se absorbe todo el cloro. De esta manera se obtiene una corriente de CO gas que se puede recircular.

Se observa el esquema de este equipo en la *Figura 11.6*.



**Figura 11.6:** Esquema del scrubber en Aspen Hysys.

Se ha determinado un caudal de glicerol adecuado y unas distancias entre platos de 0,7m para el correcto funcionamiento del equipo. En la *Figura 11.7* se observa un ejemplo del punto de operación del scrubber para el primer plato.

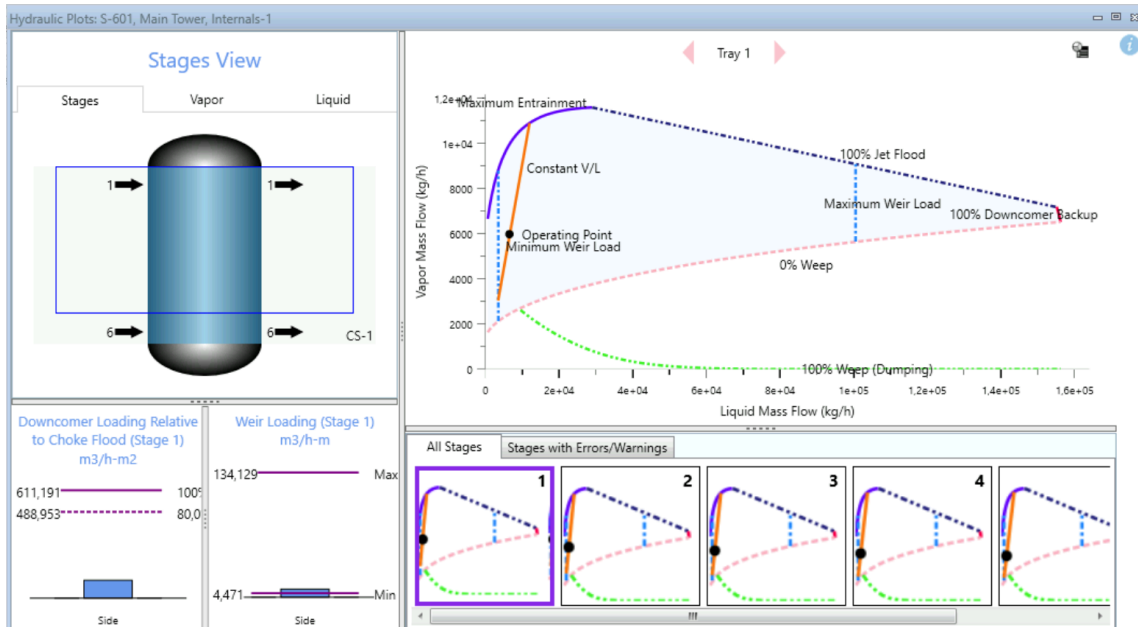


Figura 11.7: Punto de operación del scrubber

## 11.6.2 Masa del scrubber

En este apartado se calcula la masa vacía del scrubber.

A continuación, en la *Tabla 11.6* se muestran algunas dadas obtenidas del simulador aspen hysys que se utilizarán para los distintos cálculos. Estas dadas corresponden a la altura de la columna, el diámetro exterior y el grosor de la pared del scrubber.

Tabla 11.6: Medidas del scrubber.

Altura (m)	Dext (m)	$\Delta x(\text{mm})$
4,2	0,8	125,2

Primero se calcula el diámetro interno:

$$D_{int} = D_{ext} - 2 \cdot \Delta x$$

$$D_{int} = 0,8 - 2 \cdot (0,1252) = 0,5496\text{m}$$

Para obtener la masa del scrubber, primero se calcula la masa del cilindro con la siguiente ecuación:

$$M_{cilindro} = \pi \cdot h \cdot \left( \frac{D_{ext}^2}{4} - \frac{D_{int}^2}{4} \right) \cdot \rho \quad (11.29)$$

Donde:

- $M_{cilindro}$ : Masa del cilindro (kg).
- $h$ : altura del scrubber (m).
- $D_{ext}$ : Diámetro exterior del scrubber (m).
- $D_{int}$ : Diámetro interno del scrubber (m).
- $\rho$ : Densidad del material, acero 316 (kg/m<sup>3</sup>).

$$M_{cilindro} = \pi \cdot 4,2 \cdot \left( \frac{0,8^2}{4} - \frac{0,5496^2}{4} \right) \cdot 7980 = 8895,73 \text{ kg}$$

Ahora se procede a calcular la masa de los extremos del scrubber, que se consideran semiesféricos. La masa de un cabezal se calcula de la siguiente manera:

$$M_{cabezal} = \frac{2}{3} \cdot \pi \cdot \left( \frac{D_{ext}^3 - D_{int}^3}{8} \right) \cdot \rho \quad (11.30)$$

Donde:

- $M_{cabezal}$ : Masa del cabezal(kg).
- $D_{ext}$ : Diámetro exterior del scrubber (m).
- $D_{int}$ : Diámetro interno del scrubber (m).
- $\rho$ : Densidad del material, acero 316 (kg/m<sup>3</sup>).

$$M_{cabezal} = \frac{2}{3} \cdot \pi \cdot \left( \frac{0,8^3 - 0,5496^3}{8} \right) \cdot 7980 = 722,82 \text{ kg}$$

Una vez calculada la masa del cilindro y del cabezal, se calcula la masa total del scrubber vacío:

$$M_{scrubber} = M_{cilindro} + 2 \cdot M_{cabezal} \quad (11.31)$$

$$M_{scrubber} = 8895,73 \text{ kg} + 2 \cdot 722,82 \text{ kg} = 10341,37 \text{ kg}$$

El valor de la masa del scrubber vacío es aproximado, ya que no se ha tenido en cuenta la masa de los 6 platos. Este dato es utilizado para el cálculo del coste económico del scrubber.

## 11.7 Compresores

Para el diseño de los compresores necesarios para modificar la presión de las corrientes de gas en el proceso, se ha hecho con Aspen HYSYS. Los resultados obtenidos se detallan en la *Tabla 4.30* del *capítulo 4: Tuberías, válvulas, bombas y accesorios*, que incluyen estimaciones de la potencia requerida por los compresores en kW. En el diseño realizado en HYSYS, es necesario establecer las condiciones de temperatura, presión, flujo y composición de la corriente de entrada, así como la presión deseada en la salida del compresor.

En la práctica, tal y como se ha especificado en el *capítulo 2: Equipos*, la mayoría de los procesos de compresión se consideran politrópicos, ya que es el cambio que experimenta el gas en condiciones generales.

HYSYS ofrece resultados tanto para compresores adiabáticos como politrópicos, por lo que se ha decidido trabajar únicamente con los resultados politrópicos.

## 11.8 Bombas

Para el correcto dimensionamiento de las bombas de IsoNova, se han hecho una serie de cálculos para garantizar la eficiencia y la seguridad de ellas. Para empezar con las características de las bombas utilizadas, se determina la potencia teórica necesaria para que la bomba haga su función con la *ecuación 11.32*.

$$P = Q \cdot \rho \cdot g \cdot h \quad (11.32)$$

Donde:

- P: Potencia teórica de la bomba (W).
- Q: Caudal volumétrico ( $m^3/s$ ).
- $\rho$ : Densidad del fluido ( $kg/m^3$ ).

- g: Gravedad en la Tierra ( $9,81 \text{ m/s}^2$ ).
- h: carga total de la bomba (m).

Tal y como se destaca en la ecuación anterior, para el cálculo de la potencia teórica se necesita la carga total de la bomba en el tramo tanto de aspiración como de impulsión. Para ello, se ha utilizado la *ecuación 11.33*.

$$h = (z_2 - z_1) + \frac{1}{g} \cdot \left( \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{1}{2} \cdot \left( \frac{v_2^2}{\alpha} - \frac{v_1^2}{\alpha} \right) + e_v \right) \quad (11.33)$$

Donde:

- h: Carga total de la bomba (m).
- $z_1$  y  $z_2$ : Incremento de altura de equipos (m).
- $P_1$  y  $P_2$ : Presiones de entrada y salida de la bomba (kPa).
- $v_1$  y  $v_2$ : Velocidad de aspiración e impulsión del fluido (m/s).
- $\alpha$ : Constante del flujo (0,5 para laminar, 1 para turbulento).
- $e_v$ : Pérdida de carga total por los accidentes y tramos rectos de tubería (J/kg).

Para determinar si un flujo es laminar o turbulento se debe estudiar la *ecuación 11.34*, donde si el valor total de  $Re < 2100$ , el régimen es laminar. Así pues, si el valor de  $Re > 4000$ , el régimen es turbulento. Hay un régimen intermedio que se denomina como zona de transición, donde  $2000 < Re < 4000$ .

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \quad (11.34)$$

Donde:

- v: velocidad de circulación del fluido (m/s).
- D: Diámetro interno de la tubería (m).
- $\mu$ : Viscosidad del fluido (kg/ms).

Una vez determinado el régimen del flujo, se determina el factor de f mediante el ábaco de Moody en la *Figura 11.8* que, junto con la rugosidad relativa ( $\varepsilon/D$ ) se podrá definir.

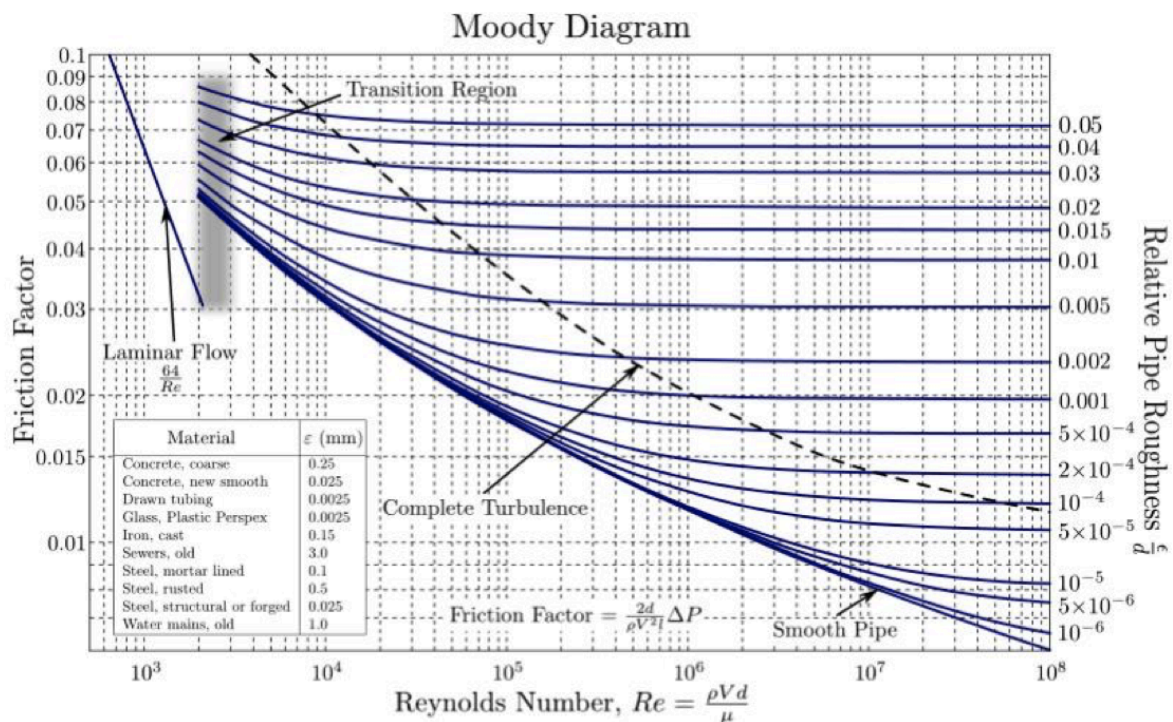


Para eso, el valor de rugosidad relativa del acero inoxidable que se utiliza en planta ha sido escogido mediante la *Tabla 11.7*.

**Tabla 11.7:** Rugosidades relativas por material.

Material	Rugosidad (m)
Vidrio	Liso
Plástico	$3,0 \times 10^{-7}$
Tubo extruido, cobre, latón y acero	$1,5 \times 10^{-6}$
Acero comercial o soldado	$4,6 \times 10^{-5}$
Hierro galvanizado	$1,5 \times 10^{-4}$
Hierro dúctil recubierto	$1,2 \times 10^{-4}$
Hierro dúctil no recubierto	$2,4 \times 10^{-4}$
Concreto, bien fabricado	$1,2 \times 10^{-4}$
Acero Remachado	$1,8 \times 10^{-4}$

Con estos datos, se procede a determinar el factor de Fanning.



**Figura 11.8:** Ábaco de Moody.

Seguidamente, se realiza el cálculo de las pérdidas de carga mediante la suma de tramos rectos y los accidentes comentados anteriormente como figura en la *ecuación 11.35*.

$$ev = ev_{t.r.} + ev_{acc} \quad (11.35)$$

Por una banda, las pérdidas por tramos rectos se calculan mediante la *ecuación 11.36*, una para el tramo de aspiración y la otra para el tramo de impulsión.

$$e_{v_{t,r}} = 4f \cdot \frac{v^2}{2} \cdot \frac{L}{D} \quad (11.36)$$

Donde:

- f: Factor de fricción de Fanning.
- v: Velocidad del fluido (m/s).
- L: Longitud de la tubería (m).
- D: Diámetro interno de la tubería (m).

Por otra banda, se calcula el valor de pérdidas por accidentes con la *ecuación 11.37* tanto en el tramo de aspiración como en el tramo de impulsión.

$$e_{vac} = \sum K \cdot \frac{v^2}{2} \quad (11.37)$$

Donde:

- K: Coeficiente en función del accidente.
- v: Velocidad del fluido en cada tramo (m/s).

Para saber el coeficiente de cada accidente en particular, se trabaja con las tablas de la *Tabla 11.8* a continuación.

ACCIDENT	K	ACCIDENT	K
<b>Entrada/sortida circuit</b>		<b>Vàlvula de diafragma</b>	
Entrada encanonada	0,78	oberta	2,3
Entrada cantells vius	0,50	¾ oberta	2,6
Entrada arrodonida	0,04	½ oberta	4,3
Sortida encanonada	1,00	¼ oberta	21,0
Sortida cantells vius	1,00	<b>Vàlvula de seient</b>	
Sortida arrodonida	1,00	oberta	9,0
<b>Colzes/ Unions</b>		¾ oberta	13,0
Colze de 45° standard	0,35	½ oberta	36,0
Colze de 45° gran curvatura	0,20	¼ oberta	112,0
Colze de 90° standard	0,75	<b>Vàlvula angular oberta</b>	2,0
Colze de 90° gran curvatura	0,45	<b>Vàlvula de bola</b>	
Colze de 90° petita curvatura	1,3	oberta	0,05
Corba de 180°	1,5	20°	1,56
T standard ús com a colze	1,0	40°	17,3
T standard amb bifurcació tancada	0,4	60°	206,0
T standard amb divisió de cabal	1,0 (a)	<b>Vàlvula de papallona</b>	
Unió roscada	0,04	oberta	0,24
Maneguet d'unió	0,04	20°	1,54
<b>Vàlvula comporta</b>		40°	10,8
oberta	0,17	60°	118,0
¾ oberta	0,90	<b>Vàlvula de retenció (oberta)</b>	
½ oberta	4,5	de frontissa (columpio, chamera)	2,0
¼ oberta	24,0	de bola	70,0
<b>Cabalímetres mecànics</b>		de disc	10,0
de disc	7,0	<b>Canvi de diàmetre</b>	
de pistó	15,0	Estretament/	** (b)
rotatori	10,0	Eixamplament	** (b)
de turbina	6,0		

**Tabla 11.8:** Valores de coeficiente por accidente.

Una vez calculado lo mencionado, se tiene en cuenta que la potencia teórica de la bomba corresponde a un 75% de la potencia real de ella, así pues, se calcula la potencia real mediante la *ecuación 11.38*.

$$Potència real = \frac{P}{0.75} \quad (11.38)$$

Finalmente, las presiones de las bombas pueden afectar a ellas mismas por problemas de cavitación y se tiene que asegurar un buen funcionamiento con el cálculo del NPSH disponible mediante la *ecuación 11.39*, donde tendrá que ser superior al requerido que viene dado por el proveedor.

$$NPSH_{disp} = \Delta z + \frac{1}{g} \cdot \left[ \left( \frac{P_1 - P_v}{\rho} \right) + \frac{v_1}{2 \cdot a} - e_v \right] \quad (11.39)$$

Donde:

- $\Delta z$ : Variación de alturas del equipo (m).
- $P_1$ : Presión del fluido en el tramo de aspiración (kPa).
- $P_v$ : Presión de vapor del fluido (kPa).
- $v_1$ : Velocidad del fluido en el tramo de aspiración (m/s).
- $\alpha$ : Coeficiente de corrección de energía cinética.
- $e_v$ : Pérdida de carga en el tramo de aspiración.

Para casos donde el NPSH requerido no lo da el proveedor, se hace un cálculo con la ecuación 11.40 para tener una referencia.

$$NPSH_{req} = 0,1 \cdot \left( \frac{P_v}{\rho \cdot g} \right) \quad (11.40)$$

### 11.8.1 Ejemplo de cálculo para bombas

Para el correcto entendimiento de la utilización de las ecuaciones anteriores, se detalla un ejemplo de cálculo de una bomba concreta, en este caso, la bomba P-301, bomba que impulsa fluido refrigerante de la torre de refrigeración quinta, hacia el reactor principal.

Primeramente, se determinan todos los datos de aspiración e impulsión necesarios para los cálculos. En este caso y como se ve en las Tablas 11.9 y 11.10:

Tabla 11.9: Datos de aspiración de P-301.

Aspiración	
Variable	Valor
Velocidad (m/s)	0,880
Dint (m)	0,192
Viscosidad (kg/ms)	0,001
Densidad (kg/m3)	967,400

**Tabla 11.10:** Datos de impulsión de P-301.

Impulsión	
Variable	Valor
Velocidad (m/s)	2,110
Dint (m)	0,122
Viscosidad (kg/ms)	0,001
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	967,400

$$Re_{\text{aspiración}} = \frac{967,4 \cdot 0,88 \cdot 0,192}{0,001} = 1,72E + 05$$

$$Re_{\text{impulsión}} = \frac{967,4 \cdot 2,11 \cdot 0,122}{0,001} = 2,62E + 05$$

Tal y como se ha explicado, al ser un valor de Reynolds de régimen turbulento,  $\alpha=1$ .

Seguidamente, mediante la *Tabla 11.7* mostrada en páginas anteriores, se determina la rugosidad del 4,6E-05 dado que es de acero comercial.

Así pues:

$$Rugosidad\ relativa_{\text{aspiración}} = \frac{4,6E-05}{0,192} = 2,39E - 04$$

$$Rugosidad\ relativa_{\text{impulsión}} = \frac{4,6E-05}{0,122} = 3,76E - 04$$

Una vez determinado lo anterior, se determina el valor de  $4f$  mediante el ábaco de Moody siendo 0,019 para el caso de aspiración y 0,018 para la impulsión. Con este valor, podemos calcular las pérdidas por tramo recto.

$$ev_{\text{aspiración}} = 0,019 \cdot \frac{8}{0,192} \cdot \frac{0,88^2}{2} = m^2/s^2$$

$$ev_{\text{impulsión}} = 0,018 \cdot \frac{76,80}{0,122} \cdot \frac{2,11^2}{2} = 38,09 m^2/s^2$$

$$ev_{\text{total}} = 38,40 m^2/s^2$$

Para calcular el total de pérdidas en el tramo de la tubería, se utiliza la *ecuación 11.35* y, con la *Figura 11.6.*, se calculan las pérdidas tanto por tramo de aspiración como de impulsión de los accidentes supuestos de la tubería tanto válvulas, como accesorios de ella. Por lo tanto, para la P-301, quedan unas pérdidas totales de  $96,07 m^2/s^2$ .

Con esto, se calcula la carga del sistema que sirve también para escoger la bomba del proveedor más adecuada.

$$h = ((7 - 2) + \frac{1}{9,81} (\frac{450 - 500}{967,40} + \frac{1}{2} (\frac{2,11^2}{1} - \frac{0,88^2}{1})) + 96,07 = 102,90m$$

Finalmente se calcula la potencia real de la bomba mediante los siguientes cálculos explicados también anteriormente.

$$P_{ideal} = (\frac{89,01}{3600}) \cdot 967,40 \cdot 9,81 \cdot 102,90 = 24.145,46W$$

$$P_{real} = \frac{P_{ideal}}{0,75} = 32.193,95W$$

$$P_{requerida} = \frac{P_{real}}{0,75 \cdot 1000} = 42,92 kW$$

## 11.9 Diseño de tuberías

El diseño de las tuberías es un paso importante para asegurar el correcto funcionamiento de IsoNova. Se diseñan, ya que elegir un diámetro incorrecto, puede provocar problemas como altas caídas de presión, flujos y velocidades excesivas que dañen las tuberías, bombas, y demás accesorios de la planta como no garantizar la seguridad de los trabajadores.

Para realizar este cálculo, es necesario seleccionar tanto el diámetro como el espesor de las paredes y el material de fabricación, considerando factores como el caudal, la presión y la temperatura de operación, además de las características del fluido y los estándares aplicables.

El primer paso consiste en identificar el tipo de fluido y la fase en que circulará por la tubería. Cada fluido tiene rangos típicos de velocidad de flujo, los cuales se encuentran en referencias como la *Tabla 11.11*.

Con esta información se puede suponer una velocidad de diseño que permita elegir las dimensiones adecuadas de manera efectiva.

**Tabla 11.11:** Velocidades típicas de circulación 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

Una vez se tienen todas las velocidades supuestas respetando el rango de velocidad anterior, se calcula el diámetro interno de la tubería mediante la *ecuación 11.41*.

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\frac{\pi \cdot Di^2}{4}} \quad (11.41)$$

Donde:

- v: Velocidad típica supuesta (m/s).
- Q: caudal volumétrico ( $m^3/s$ ).
- A: Área de sección de la tubería ( $m^2$ ).
- Di: Diámetro interno de la tubería (m).

El diámetro interno que se calcula sirve para llegar a la velocidad de flujo seleccionada anteriormente como referencia. No obstante, es necesario ajustar este valor al tamaño estándar disponible en tuberías comerciales de acero inoxidable.



Para ello, se consulta la *Tabla 11.12*, que proporciona los diámetros exteriores de las tuberías del material junto con los espesores de pared según el Schedule correspondiente.

**Tabla 11.12:** Grosor de pared de tubería SS316L

Tamaño Nominal del Tubo (NPS)		Diámetro Exterior (pulgada)	Tubos Cédula / Pipe Schedule																
NPS	DN	OD	SCH 5s	SCH 10s	SCH 10	SCH 20	SCH 30	SCH 40s	SCH STD	SCH 40	SCH 60	SCH 80s	SCH XS	SCH 80	SCH 100	SCH 120	SCH 140	SCH 160	SCH XXS
1/8	6	0.405		1.240				0.068	0.068	0.068		0.095	0.095	0.095					
1/4	8	0.540		1.650				0.088	0.088	0.088		0.119	0.119	0.119					
3/8	10	0.675		1.650				0.091	0.091	0.091		0.126	0.126	0.126					
1/2	15	0.840	0.065	2.110				0.109	0.109	0.109		0.147	0.147	0.147				0.188	0.294
3/4	20	1.050	0.065	2.110				0.113	0.113	0.113		0.154	0.154	0.154				0.219	0.308
1	25	1.315	0.065	2.770				0.133	0.133	0.133		0.179	0.179	0.179				0.250	0.358
1 1/4	32	1.660	0.065	2.770				0.140	0.140	0.140		0.191	0.191	0.191				0.250	0.382
1 1/2	40	1.900	0.065	2.770				0.145	0.145	0.145		0.200	0.200	0.200				0.281	0.400
2	50	2.375	0.065	2.770				0.154	0.154	0.154		0.218	0.218	0.218				0.344	0.436
2 1/2	65	2.875	0.083	3.050				0.203	0.203	0.203		0.276	0.276	0.276				0.375	0.552
3	80	3.500	0.083	3.050				0.216	0.216	0.216		0.300	0.300	0.300				0.438	0.600
3 1/2	90	4.000	0.083	3.050				0.226	0.226	0.226		0.318	0.318	0.318					
4	100	4.500	0.083	3.050				0.237	0.237	0.237		0.337	0.337	0.337		0.438		0.531	0.674
5	125	5.563	0.109	3.400				0.258	0.258	0.258		0.375	0.375	0.375		0.500		0.625	0.750
6	150	6.625	0.109	3.400				0.280	0.280	0.280		0.432	0.432	0.432		0.562		0.719	0.864
8	200	8.625	0.109	3.760		0.250	0.277	0.322	0.322	0.322	0.406	0.500	0.500	0.500	0.594	0.719	0.812	0.906	0.875
10	250	10.750	0.134	4.190		0.250	0.307	0.365	0.365	0.365	0.500	0.500	0.500	0.594	0.719	0.844	1.000	1.125	1.000
12	300	12.750	0.156	4.570		0.250	0.330	0.375	0.375	0.406	0.562	0.500	0.500	0.688	0.844	1.000	1.125	1.312	1.000
14	350	14.000	0.156	4.780	0.250	0.312	0.375		0.375	0.438	0.594		0.500	0.750	0.938	1.094	1.250	1.406	
16	400	16.000	0.165	4.780	0.250	0.312	0.375		0.375	0.500	0.656		0.500	0.844	1.031	1.219	1.438	1.594	
18	450	18.000	0.165	4.780	0.250	0.312	0.438		0.375	0.562	0.750		0.500	0.938	1.156	1.375	1.562	1.781	
20	500	20.000	0.188	5.540	0.250	0.375	0.500		0.375	0.594	0.812		0.500	1.031	1.281	1.500	1.750	1.969	
22		22.000	0.188	5.540	0.250	0.375	0.500		0.375		0.875		0.500	1.125	1.375	1.625	1.875	2.125	
24	600	24.000	0.218	6.350	0.250	0.375	0.562		0.375	0.688	0.969		0.500	1.219	1.531	1.812	2.062	2.344	
26		26.000			0.312	0.500	0.000		0.375				0.500						
28	700	28.000			0.312	0.500	0.625		0.375				0.500						
30		30.000	0.250	7.920	0.312	0.500	0.625		0.375				0.500						
32	800	32.000			0.312	0.500	0.625		0.375	0.688			0.500						
34		34.000			0.312	0.500	0.625		0.375	0.688			0.500						
36	900	36.000			0.312	0.500	0.625		0.375	0.750			0.500						
38		38.000							0.375				0.500						
40	1000	40.000						0.375											
42		42.000				0.500			0.375	0.750			0.500						
44	1100	44.000							0.375				0.500						
46		46.000							0.375				0.500						
48	1200	48.000							0.375			0.500							



El siguiente paso es determinar el Schedule adecuado para la tubería. Inicialmente, se seleccionará el Schedule 40S, ya que es el más común utilizado y el estándar, eligiendo un diámetro exterior en pulgadas que sea mayor pero lo más cercano posible al diámetro interno calculado para más exactitud. Una vez definido el diámetro exterior, se buscará el espesor de pared correspondiente al Schedule 40S para obtener el tamaño nominal de la tubería. Finalmente, utilizando la *ecuación 11.42* y de acuerdo con el código ASME B31.3 para tuberías a presión, se calculará la presión máxima que la tubería podrá soportar.

$$P = \frac{2 \cdot t \cdot S \cdot E}{D - 2 \cdot t \cdot Y} \quad (11.42)$$

Donde:

- P: Presión máxima admisible (psi).
- t: Grueso de las paredes de la tubería (in).
- S: Tensión de tracción permitida por el material y temperatura de diseño.
- E: Factor de calidad de tubería.
- D: Diámetro externo de la tubería (in).
- Y: Coeficiente del grueso de la pared.

Para llevar a cabo la ecuación anterior, la tensión de tracción permitida de la tubería se determina mediante la *Tabla 11.13* donde se ve que, a diferente temperatura la tensión cambia.

En nuestro diseño, no cambia mucho ya que la temperatura de las tuberías no excede y no es muy crítica.

**Tabla 11.13:** Valores de tensión permitida según material y temperatura

Type/Grade	F321	F316L	TP316L
-30 to 40°C [MPa]	138	115	97.9
≤ 65°C [MPa]	130	106	97.9
≤ 100°C [MPa]	123	96.3	97.9
≤ 125°C [MPa]	118	91.3	97.9
≤ 150°C [MPa]	114	87.4	97.9
≤ 200°C [MPa]	106	81.2	93.0
≤ 250°C [MPa]	99.7	76.0	87.2
≤ 300°C [MPa]	94.5	72.5	82.9
≤ 325°C [MPa]	92.3	71.2	81.6
≤ 350°C [MPa]	90.7	70.0	80.2
≤ 375°C [MPa]	89.4	68.8	78.4
≤ 400°C [MPa]	87.5	67.5	77.2
≤ 425°C [MPa]	86.9	66.3	75.9

Cabe resaltar que estos valores de S se han escogido considerando una temperatura de diseño superior en un 20 % a la temperatura de operación de los equipos. Este incremento proporciona un margen de seguridad adicional para compensar posibles efectos térmicos en la tubería que podrían ocasionar aumentos de presión y disminuir la seguridad en la planta.

El siguiente dato necesario es el valor de Y. El valor de Y también se ha sacado del código ASME B31.3.

Se ha seleccionado un valor de 0,4 para todas las tuberías ya que las tuberías no superan los 482°C. El valor se ha sacado de la *Tabla 11.14* a continuación.

**Tabla 11.14:** Coeficientes del grueso de la pared.

Materiales	Temperatura, °C (°F)					
	≤ 482 (900 y menores)	510 (950)	538 (1.000)	566 (1.050)	593 (1.100)	≤ 621 (1.150 y mayores)
Aceros Ferríticos	0,4	0,5	0,7	0,7	0,7	0,7
Aceros Austeníticos	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,7
Otros metales ductiles	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4
Hierro Fundido	0,0	...	...	...	...	...

Por último, el factor de calidad de la tubería E, se ha obtenido de la *Tabla 11.15* de acuerdo al código ASME B31.3.

**Tabla 11.15:** Factores de calidad por especificación de tubería.

Spec no.	Class (or Type)	Description	E	Notes
A182	-	Forgings and Fittings	1.00	-
A268	-	Seamless Tube	1.00	-
	-	Electric Fusion Welded Tube, Double Butt Seam	0.85	-
	-	Electric Fusion Welded Tube, Single Butt Seam	0.80	-
A269	-	Seamless Tube	1.00	-
	-	Electric Fusion Welded Tube, Double Butt Seam	0.85	-
	-	Electric Fusion Welded Tube, Single Butt Seam	0.80	-
A312	-	Seamless Pipe	1.00	-
	-	Electric Fusion Welded Pipe, Double Butt Seam	0.85	-
	-	Electric Fusion Welded Pipe, Single Butt Seam	0.80	-

Las tuberías serán de tipo A 312 de acero inoxidable con el examen radiográfico al 100%, así pues, con un valor de 1.

Tras determinar la máxima presión admisible para cada corriente, se aplica un margen de seguridad del 20 %, reduciendo dicho valor mediante un factor de 0,8.

A continuación, se calcula el porcentaje de sobrepresión, comparando la máxima presión admisible con la presión de diseño.

Para garantizar un funcionamiento adecuado, este porcentaje debe superar el 20 %. Si el resultado es menor, será necesario seleccionar un Schedule superior al seleccionado y repetir el cálculo hasta alcanzar un porcentaje igual o mayor al 20 %.

Una vez dimensionada la tubería correctamente, se ha de calcular la velocidad real del fluido utilizando la *ecuación 11.41* anterior. Es importante verificar que esta velocidad se encuentre dentro del rango típico, lo que confirma que el dimensionamiento de la tubería es adecuado.

### 11.9.1 Ejemplo de cálculo de tuberías

A continuación, se presenta un ejemplo de cálculo realizado para el dimensionamiento de las tuberías. En este caso, se utilizará como referencia la tubería 125 - CLG - S2 - 201, diseñada para transportar un caudal de cloro gas de 929,19 m<sup>3</sup>/h a una presión de 5 bar y una temperatura de 27,83 °C.

Dado que el fluido en esta tubería se encuentra en estado gaseoso, se ha considerado una velocidad típica de 22 m/s, dentro del rango de velocidades de la *Tabla 11.11*.

Primeramente se calcula el diámetro interno utilizando la velocidad típica supuesta.

$$D_{int} = \sqrt{\frac{929,19 \cdot 4}{\pi \cdot 20}} = 122,22 \text{ mm}$$

Tras calcular el diámetro interno requerido para la tubería, se selecciona un diámetro nominal utilizando la *Tabla 11.12*. Para este caso, se ha optado por un DN125, que tiene un diámetro externo de 141,3 mm.

A continuación, para determinar el Schedule adecuado, se calcula la presión máxima admisible asumiendo inicialmente un SCH40, el cual tiene un espesor de pared de 6,55 mm.

$$P = \frac{2 \cdot 0,258 \cdot 14199,19 \cdot 1}{5,567 - 2 \cdot 0,258 \cdot 0,4} = 138,36 \text{ bar}$$

A continuación, se ha hecho el cálculo anterior comentado del 80% del valor obtenido, a fin de aplicar un margen de seguridad del 20%.

$$P_{real} = 138,36 \cdot 0,8 = 75,41 \text{ bar}$$

Una vez calculado esto y teniendo la presión de diseño que se multiplica por 1,2 la presión de trabajo, se hace la comprobación comentada anteriormente y se ve que es <20% de sobrepresión admitida. En este caso, se escogerá un valor mayor de Schedule como es SCH80 y se volverían a rehacer los cálculos.

Finalmente, una vez se consigue el diámetro externo y el grueso de la tubería, se calcula la velocidad real del fluido que circula, donde tendrá que estar dentro del rango de velocidades típicas.

$$v = \frac{929,19}{\frac{\pi}{4}(141,30 - 2 \cdot 9,525 / 1000)^2} / 3600 = 20,02 \text{ m/s}$$

Como se puede comprobar, la velocidad real está dentro del rango de velocidades típicas de los gases, así pues, el dimensionamiento de la tubería es correcto.

### 11.9.2 Aislamiento de las tuberías

En esta planta, por mucho que las temperaturas de operación no sean muy altas, igual requieren medidas de aislamiento para garantizar la seguridad tanto de las instalaciones como del personal. Por ello, la mayoría de las tuberías de la planta han sido aisladas utilizando dos tipos de materiales adaptados a las condiciones específicas.

El poliuretano ha sido seleccionado como el primer y principal aislante debido a su baja conductividad térmica, su durabilidad y su capacidad de operar en un rango de -50 °C a 100 °C. Además, el proveedor Isoflex ofrece una variante que soporta temperaturas de hasta -200 °C, lo que lo hace especialmente útil para el transporte de monóxido de carbono externo, ya que nos llega a unas temperaturas de -130°C.

El segundo material aislante utilizado es la lana de roca, ideal para rangos de temperatura superiores a 100 °C, donde el poliuretano no es funcional.

Por último, para las tuberías que operan entre 10 °C y 40 °C, no se ha considerado necesario el aislamiento, siguiendo las normativas establecidas en el Reglamento de Instalaciones Térmicas en los Edificios (RITE).

En el caso del poliuretano, su conductividad térmica varía entre 0,018 y 0,03 W/(m·K), dependiendo del intervalo de temperaturas operativas de este aislante. En este análisis, se toma como referencia un valor de 0,018.

Para determinar la conductividad térmica específica a la temperatura de diseño de la tubería, se realiza una interpolación dentro del rango de temperaturas operativas del aislante y su intervalo de conductividad térmica, obteniendo un valor aproximado para la condición requerida.

En cuanto al grosor de referencia, se aplica el reglamento RITE, que establece el espesor en función de la temperatura del fluido y el diámetro externo de la tubería. Los valores correspondientes se encuentran en las *Tablas 11.16 y 11.17*.

**Tabla 11.16:** Grosos mínimos de aislante para diámetros más pequeños.

Diámetro exterior (mm)	Temperatura mínima del fluido (°C)		
	> -10 .. 0	> 0...10	> 10
$D \leq 35$	50	40	40
$35 < D \leq 60$	60	50	40
$60 < D \leq 90$	60	50	50
$90 < D \leq 140$	70	60	50
$140 < D$	70	60	50

**Tabla 11.17:** Grosos mínimos de aislante para diámetros más grandes.

Diámetro exterior (mm)	Temperatura máxima del fluido (°C)		
	40...60	> 60...100	> 100...180
$D \leq 35$	35	35	40
$35 < D \leq 60$	40	40	50
$60 < D \leq 90$	40	40	50
$90 < D \leq 140$	40	50	60
$140 < D$	45	50	60

Con estos valores, se podrá utilizar la *ecuación 11.43* para determinar el grosor del aislante de cada tubería.

$$d = \frac{D}{2} \cdot \left[ \text{EXP} \left( \frac{\lambda}{\lambda_{ref}} \cdot \ln \frac{D+2 \cdot d_{ref}}{D} \right) - 1 \right] \quad (11.43)$$

Donde:

- D: Diámetro externo de la tubería (mm).
- $\lambda_{ref}$ : Conductividad térmica de referencia a 10°C (W/mK).
- $\lambda$ : Conductividad térmica del material empleado a temperatura de tubería (W/mK).
- $d_{ref}$ : Espesor mínimo de referencia (mm).

En el caso de la lana de roca, para obtener la conductividad térmica del material empleado a la temperatura de la tubería se ha utilizado la *Tabla 11.18*.

**Tabla 11.18:** Conductividades térmicas de la lana de roca

Producto	Lana de Vidrio	Lana de Roca	Lana ULTIMATE	Conductividad Térmica (λ)												Reac- ción al fuego	Formato	Rango T° (°C)
				T°	50	100	150	200	250	300	400	500	550	600	650			
AISLAMIENTO TÉRMICO Y CALORIFUGADO PARA TUBERÍAS																		
TECH PIPE Section MT 4.0	+			λ	0,037	0,043	0,052	0,062	0,074	0,089	-	-	-	-	-	A1	Coquilla	-40- 400
TECH PIPE Section MT 4.1		+		λ	0,033	0,045	0,054	0,063	0,073	0,084	-	-	-	-	-	A1	Coquilla	hasta 640
LI-TECH PIPE Section MT 4.0			+	λ	0,037	0,043	0,052	0,062	0,074	0,089	-	-	-	-	-	A1	Coquilla	hasta 660
TECH Wired Mat MT 3.1		+		λ	0,040	0,047	0,057	0,067	-	0,094	0,134	0,173	0,200	-	-	A1	Manta	hasta 560
TECH Wired Mat MT 4.2		+		λ	0,041	0,047	-	0,065	-	0,090	0,124	0,167	0,217	-	-	A1	Manta	hasta 600
TECH Wired Mat MT 5.1		+		λ	0,039	0,045	0,052	0,061	-	0,081	0,106	0,137	-	0,175	0,195	A1	Manta	hasta 660
TECH Wired Mat MT 6.1		+		λ	0,040	0,045	0,051	0,058	-	0,076	0,098	0,124	-	0,156	0,174	A1	Manta	hasta 680

A continuación, para obtener el espesor mínimo de referencia se ha utilizado la otra *Tabla 11.19*, donde se puede ver el valor de espesor según la temperatura de la tubería en concreto y el diámetro externo.



**Tabla 11.19:** Espesores del aislamiento de la lana de roca

Tuberías		°C Temperatura del fluido ≤										
Diámetro nominal		100	150	200	250	300	350	400	450	500	550	600
Di (")	Di (mm)	Espesor de aislamiento (mm)*										
1	34	40	50	60	80	100	120	120	140	160	200	200
1 1/2	48	50	60	80	80	100	120	140	160	180	200	220
2	60	50	60	80	100	100	120	140	160	190	210	220
2 1/2	73	60	80	100	100	110	130	140	170	190	210	230
3	89	60	80	100	110	110	130	150	180	200	220	240
4	114	80	80	110	110	120	140	160	180	210	240	250
6	168	80	80	110	120	130	150	170	190	230	260	280
8	219	80	100	120	130	130	160	180	200	240	270	290
10	273	100	100	120	130	140	170	190	210	250	290	310
12	324	100	100	120	130	140	170	200	220	260	300	320
14	356	120	120	130	140	140	180	200	230	260	300	320
16	407	120	120	130	140	150	180	200	230	270	310	330
18	457	120	120	130	140	150	180	210	240	280	320	340
20	508	120	120	130	140	150	190	210	240	280	320	350
22	559	120	130	140	150	150	190	220	250	290	330	350
24	609	130	140	140	150	150	190	220	250	290	330	360

TECH Pipe Section MT 4.0" TECH Pipe Section MT 4.1" TECH Pipe Section MT 4.1 + TECH Wired Mat MT 3.1 (2 o 3 capas)\*  
 TECH Pipe Section MT 4.1 + TECH Wired Mat MT 4.2 (2 o 3 capas)\* TECH Wired Mat MT 4.2\* TECH Wired Mat MT 5.1\*  
 TECH Wired Mat MT 6.1\*

Una vez obtenido todos los valores, se podrá ejecutar la ecuación 11.43.

### 11.9.2.1 Ejemplo de cálculo de aislante térmico

Para calcular el aislamiento de una tubería, se selecciona la línea 250 - FGM - S2 - 501, de salida de gases del reactor hacia el condensador. Esta tubería sale a 150°C del reactor. Dado que la temperatura supera los 100 °C, se escoge la lana de roca.

En sistemas donde la temperatura no excede los 300 °C, se utiliza una conductividad térmica estándar de 0,038 W/m·K. La tubería en cuestión tiene un diámetro externo de 273,05 mm. Con estos datos, se consulta la *Tabla 11.17* para identificar el espesor mínimo requerido. En función de una temperatura de operación aproximada de 200 °C y el diámetro mencionado, el espesor mínimo necesario es de 120 mm.

Para calcular la conductividad térmica específica del material, se consulta la *Tabla 11.18*, donde para el material PS-MT 4.1, aplicado a una temperatura de referencia de 200 °C, tiene una conductividad térmica de 0,063 W/m·K.

Con todo eso, se puede calcular el espesor mínimo de la lana de roca en la tubería.

$$d = \frac{273,05}{2} \left[ \exp \frac{0,063}{0,038} \cdot \ln \frac{273,05 + 2 \cdot 120}{273,05} - 1 \right] = 125,82 \text{ mm}$$



## 11.10 Servicios de planta

En este apartado se muestran los cálculos hechos para los diferentes servicios que se usan en la planta.

### 11.10.1 Agua de red

Conociendo que en una empresa industrial se consumen 10 L/h por persona de agua se hace el siguiente cálculo para conocer el consumo anual:

$$10L/h \cdot \frac{24h}{1d} \cdot \frac{335d}{1 \text{ año}} \cdot \frac{1m^3}{1000L} = 80,4m^3/año$$

Teniendo en cuenta que la empresa tiene 84 empleados, el consumo de agua total corresponde a 6753,6 m<sup>3</sup>/año. Esta agua es la que se utiliza para los baños, vestuarios y oficinas.

### 11.10.2 Agua para los laboratorios

Según un análisis del 2012 un laboratorio del mismo tamaño que una oficina utiliza 5 veces la cantidad de agua.<sup>[6]</sup>

En los vestuarios y lavabos se usa más agua que en la oficina, por eso se aproxima que el agua utilizada en la oficina es un 20% del agua total de red. Si a partir de este dato aproximado se calcula el agua necesaria para el laboratorio, se obtiene que el agua destinada a los laboratorios es el mismo caudal que el agua de red: 4824 m<sup>3</sup>/año.

### 11.10.3 Consumo de la caldera y Gas natural

El gas natural que necesita la empresa, es el que se necesita para el funcionamiento de la caldera. Esta caldera calienta el agua de red para baños, vestuarios, oficinas y también laboratorios.

Durante la producción, se usa el agua caliente que sale del reactor gracias a la reacción exotérmica, para calentar los otros equipos de la planta. Pero para puesta

en marcha al inicio y después de las paradas por mantenimiento, se ha de utilizar agua caliente que provenga de la caldera. A continuación se hace un cálculo aproximado de cuál es el consumo energético de la caldera para hacer esta función, y el gas natural que se necesita para ello.

Primero se hace un cálculo del consumo para el agua de red. Se considera que el agua se calienta hasta máximo 55°C.

$$4824 \text{ m}^3/\text{año} \cdot (55 - 22)^\circ\text{C} \cdot 1 \text{ kcal}/^\circ\text{C kg} \cdot 997 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot \frac{1 \text{ kW}}{860 \text{ kcal/h}} = 184.551 \text{ kWh/año}$$

El mismo cálculo sirve para el agua de los laboratorios. Y para el agua de los equipos (51660 L/h) se emplea el mismo cálculo, teniendo en cuenta que la caldera debe calentar el agua a 80 grados para los equipos.

$$51660 \text{ L/h} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} \cdot (80 - 22)^\circ\text{C} \cdot 1 \text{ kcal}/^\circ\text{C kg} \cdot 997 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot \frac{1 \text{ kW}}{860 \text{ kcal/h}} = 3.473,59 \text{ kWh/h}$$

Se considera que el tiempo de puesta en marcha al inicio es de 5 horas y las puestas en marcha después de las 4 paradas de producción por año son de 3 horas. Esto suma un total de 17 horas/año en que se necesita el uso de la caldera para calentar el agua para los equipos, obteniendo un consumo de:

$$3473,59 \text{ kWh/h} \cdot 17 \text{ h} = 59051,10 \text{ kWh/año}$$

Teniendo en cuenta que un metro cúbico de gas natural equivale a 11,70 kWh, se obtienen las dadas que se muestran en la siguiente *Tabla 11.20*:

**Tabla 11.20:** Consumo de gas natural para agua caliente.

Agua	Consumo (kWh/año)	Gas natural m3/año
Agua de red	184.551	15.773,59
Agua laboratorios	184.551	15.773,59
Agua equipos	59.051,10	5.047,10
Total	428.153,1	36.594,28

Se debe comentar que los cálculos son aproximados y teóricos, es decir, se ha tenido en cuenta el 100% de eficacia.

### 11.10.4 Consumo eléctrico

A continuación se muestran los consumos de diferentes equipos de la planta en la siguiente *Tabla 11.21*.

**Tabla 11.21:** Potencia de equipos.

Equipos	Consumo kW
5 Torres de refrigeración modelo EWK 900/09	55
Torre de refrigeración modelo EWK 064/09	0,55
Bombas	238,35
Compresores	577,22
Total	871,12

Para el consumo de luz, climatización y equipos se usan unos valores medios de España recogidos en la *Tabla 11.22*.<sup>[7]</sup>

**Tabla 11.22:** Consumo general.

Zona	Tipo de servicio	Consumo (kWh/año)
Oficinas	Luz	18000
	Climatización	14400
	Equipos	9600
Zonas de producción	Luz	24000
	Climatización y ventilación	5000
Total		71000

## 11.11 Cálculos generales

### 11.11.1 Balance de materia

El objetivo de producción són 200.000 tn/año de MDI. Para saber las cantidades necesarias de las materias primas, se hace un balance de materia suponiendo un 100% de conversión, que se puede observar a continuación:

$$200.000 \text{ tn/año MDI} \cdot \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ tn}} \cdot \frac{1 \text{ kmol MDI}}{250,25 \text{ kg MDI}} = 799200,80 \text{ kmol/año MDI}$$

$$799200,80 \text{ kmol/año MDI} \cdot \frac{2 \text{ kmol COCl}_2}{1 \text{ kmol MDI}} = 1598401,6 \text{ kmol COCl}_2/\text{año}$$

$$1598401,6 \text{ kmol COCl}_2/\text{año} \cdot \frac{98,92 \text{ kg COCl}_2}{1 \text{ kmol COCl}_2} = 158113,89 \text{ tn COCl}_2/\text{año}$$

Una vez se conoce la producción necesaria de fosgeno, se calculan las cantidades de CO y Cl<sub>2</sub> que son necesarias para el proceso.

$$1598401,6 \text{ tn COCl}_2/\text{año} \cdot \frac{1 \text{ kmol Cl}_2}{1 \text{ kmol COCl}_2} \cdot \frac{70,906 \text{ kg Cl}_2}{1 \text{ kmol Cl}_2} = 113336,26 \text{ tn Cl}_2/\text{año}$$

$$1598401,6 \text{ tn COCl}_2/\text{año} \cdot \frac{1 \text{ kmol CO}}{1 \text{ kmol COCl}_2} \cdot \frac{28,01 \text{ kg CO}}{1 \text{ kmol}} = 44771,23 \text{ tn CO/año}$$

La estequiometría de los cálculos corresponden a las reacciones químicas que se muestran en las Figuras 11.9 y 11.10.

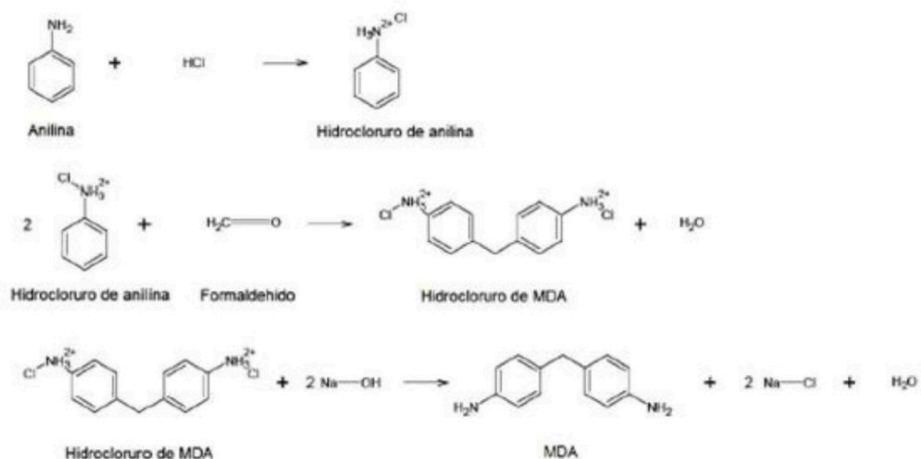


Figura 11.9: Reacciones para la producción de MDA a partir de  $Cl_2$  y CO.

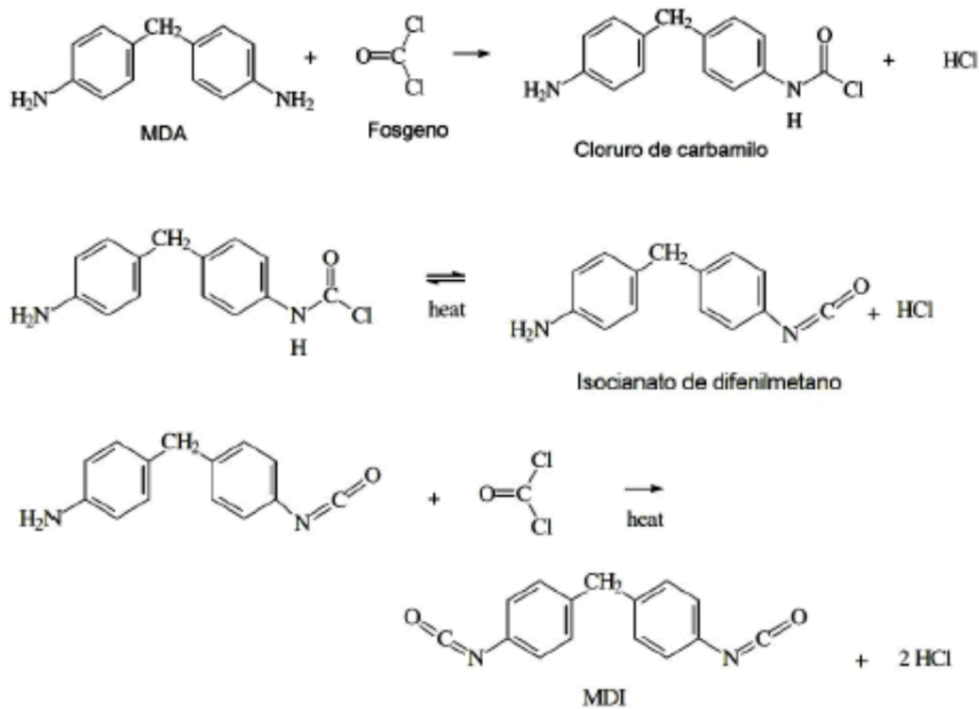


Figura 11.10: Reacciones para la producción de MDI a partir de  $Cl_2$  y CO.

## 11.12 Bibliografía

- [1] Ryan, T. A., Seddon, E. A., Seddon, K. R., & Ryan, C. (1996). Phosgene: And related carbonyl halides. Elsevier.
- [2] Olbert, G., Gerlinger, W., & Kim, B. Y. (2019). Reactor y procedimiento para la fabricación de fosgeno (Patente No. EP 2379217, IPC: B01J 8/06, C01B 32/80). BASF SE. Oficina Española de Patentes y Marcas. Agente: Carvajal y Urquijo, Isabel.
- [3] Aucejo Pérez, A. [Antonio] & Berna Prats. [Àngel] & Sanchotello, M. [Margarita] (2013). Introducció a l'Enginyeria Química. Universitat de València.
- [4] Ulrich, G. D. "Procesos de ingeniería química. Ed." (1986).
- [5] Torre de refrigeración. EWK.  
<https://www.ewk.eu/producto/ewk/>
- [6] *Make Every Drop Count*. (06, abril, 2016) Lab Manager.  
<https://www.labmanager.com/make-every-drop-count-4975>
- [7] *¿Cuánto gasta una empresa en luz al mes en España?* (6, julio 2016) Fuxiona.  
<https://fuxionabrokers.com/cuanto-gasta-empresa-luz-media-mes/>
- [8] Help for calculating the max. allowable pressure with the pressure piping code ASME B31.3. (s.f). Pumpfundamentals.com.  
<https://www.pumpfundamentals.com/help15.html>
- [9] Stamicarbon Safurex Equipment by Roel Trijnes. (s/f). Scribd.  
<https://es.scribd.com/document/618183417/Stamicarbon-Safurex-Equipment-by-Roe-l-Trijnes>