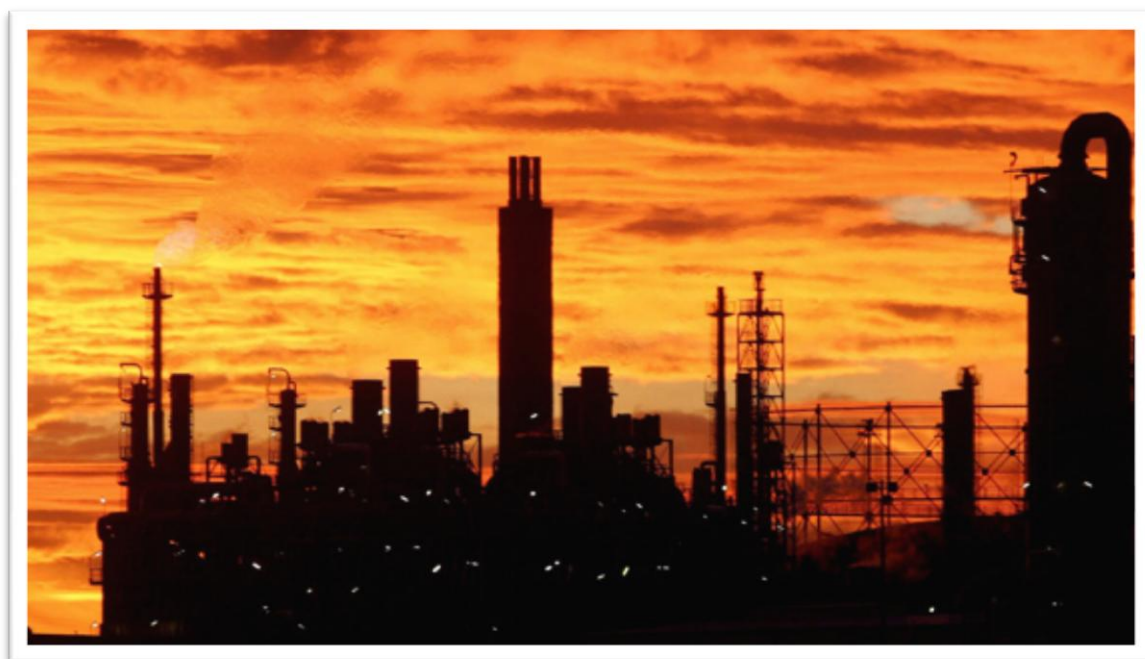


## ENGINYERIA QUÍMICA

Proyecto final de carrera - Junio 2010

### *Planta de producción de acetaldehído*



Joaquim Casanovas Gonzalez  
Macià Morell Villalbí  
Cristian Blanco López  
Laura Martínez José  
Silvia Mata Rubiejo  
Nieves Carballo Costa

*Tutor: Oscar Benito*

**VOLUMEN IV**

## **11.-Manuales de cálculo**

## **11. MANUALES DE CÁLCULO**

### **11.1.-Tanques de almacenamiento**

11.1.1 Almacenamiento de etileno.....	1
11.1.2 Almacenamiento de acetaldehído.....	6
11.1.3 Almacenamiento de crotonaldehído.....	17

### **11.2.-Tanques de proceso**

11.2.1 Tanques de mezcla.....	24
11.2.2 Tanques pulmón.....	38
11.2.3 Tanque de disolución.....	44

### **11.3.-Reactores**

11.3.1 Reactor de proceso R-201.....	54
<u>11.3.1.1.-Diseño teórico</u> .....	54
11.3.1.1.1.-Diseño funcional.....	58
<u>11.3.1.2.-Diseño mecánico</u> .....	62
<u>11.3.1.3.-Peso del reactor</u> .....	66
<u>11.3.1.4.-Recubrimientos R-201 y S-201</u> .....	67
<u>11.3.1.5.-Diseño del dispersor</u> .....	68
11.3.2 Reactor de oxidación catalítica RC-801.....	71
<u>11.3.2.1.-Diseño funcional</u> .....	71
<u>11.3.2.2.-Diseño mecánico</u> .....	76

### **11.4.-Separadores de fases**

11.4.1.-Separador de fases S-201.....	80
<u>11.4.1.1.-Diseño del separador</u> .....	80
<u>11.4.1.2.-Volumen del separador</u> .....	82
<u>11.4.1.3.-Selección del separador de nieblas</u> .....	82
<u>11.4.1.4.-Diseño mecánico</u> .....	85

<u>11.4.1.5.-Peso del equipo</u> .....	87
<b>11.4.2.-Separador de fases S-202</b>	
<u>11.4.2.1.-Diseño del separador</u> .....	89
<u>11.4.2.2.-Volumen del separador</u> .....	89
<u>11.4.2.3.-Selección del separador de nieblas</u> .....	90
<u>11.4.2.4.-Diseño mecánico</u> .....	90
<u>11.4.2.5.-Peso del equipo</u> .....	91
<b>11.4.3.-Separador de fases S-203</b>	
<u>11.4.3.1.-Diseño del separador</u> .....	94
<u>11.4.3.2.-Volumen del separador</u> .....	94
<u>11.4.3.3.-Selección del separador de nieblas</u> .....	95
<u>11.4.3.4.-Diseño mecánico</u> .....	95
<u>11.4.3.5.-Peso del equipo</u> .....	97
<b>11.4.4.-Cálculo del aislamiento del reactor R-201 y separadores S-201, S-202 y S-203</b> .....	99
<b><u>11.5.-Columnas de absorción, desabsorción, destilación y de adsorción</u></b>	
<b>11.5.1 Columna de absorción AB-201</b> .....	101
<b>11.5.2 Columna de desabsorción DA-401</b> .....	110
<b>11.5.3. Columnas de destilación</b> .....	119
<u>11.5.3.1 Columna de destilación CD-401</u> .....	119
<u>11.5.3.2. Columna de destilación CD-402</u> .....	131
<b>11.5.4. Columna de adsorción</b> .....	143

### **11.6.-Intercambiadores**

11.6.1.-Intercambiadores de carcasa y tubos sin cambio de fase.....	150
11.6.2.-Intercambiadores de carcasa y tubos con cambio de fase.....	176
11.6.3.-Ebullidores tipo caldera.....	191

### **11.7.- Bombas, compresores y ventiladores**

<u>11.7.1.-Elección de bomba.....</u>	206
<u>11.7.2.-Diseño de ventiladores y compresores.....</u>	210

### **11.8.-Equipos de servicio de la planta**

11.8.1 Chillers.....	213
<u>11.8.1.1.-Chillers para agua glicolada.....</u>	213
<u>11.8.1.2.-Chillers para agua de salida de la torre de refrigeración.....</u>	215
11.8.2.-Caldera de generación de vapor.....	216
11.8.3.-Torre de refrigeración.....	220

## 11.1. Tanques de almacenamiento

### 11.1.1. Almacenamiento de etileno

El etileno, debido a sus características físicas y químicas, se almacenará como un gas licuado en tanques criogénicos siguiendo la normativa MIE-APQ-001 y MIE-AP-10.

Los recipientes criogénicos están diseñados para almacenamiento y transporte de gases licuados a temperaturas bajo cero. En este caso se almacenará a 8 atmósferas y  $-60^{\circ}\text{C}$ , por lo tanto implica que las características de diseño de este tipo de tanques sean especiales. La normativa de aplicación: Real Decreto 1244/1979, de 4 Abril por el que se aprueba el Reglamento de Aparatos a Presión (B.O.E. 29-5-1979) e Instrucción Técnica Complementaria.

En la siguiente figura se muestra un esquema de un sistema de almacenamiento criogénico;

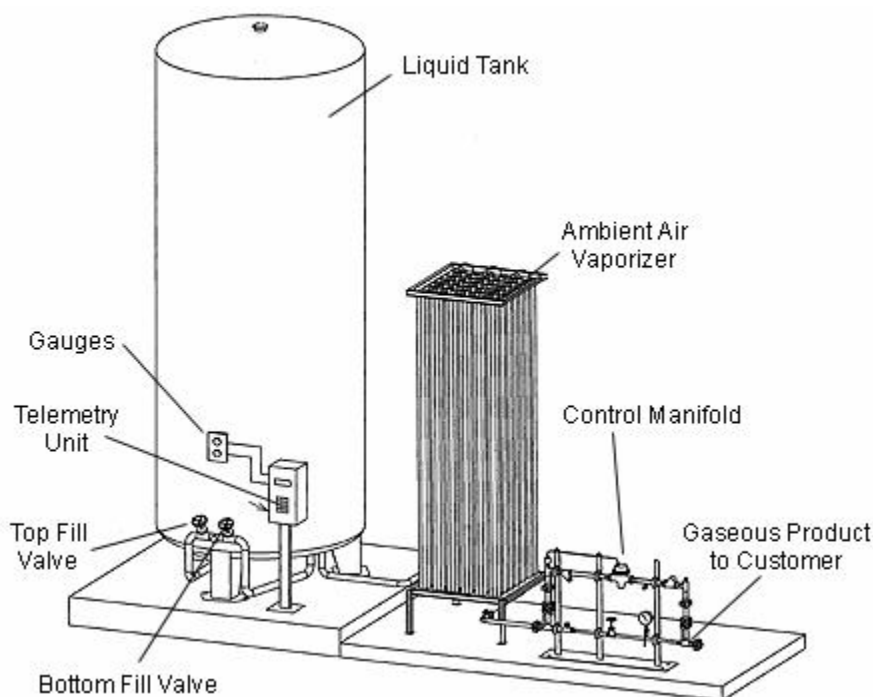


Figura 11.1.1.1. Esquema de un sistema de almacenamiento criogénico

La estación gasificadora está compuesta esencialmente de un depósito para el almacenamiento del gas licuado a temperatura criogénica y del correspondiente módulo de tubería aleteada para su gasificación posterior. El funcionamiento de la estación gasificadora es totalmente automático, por lo que el consumidor sólo debe preocuparse de solicitar el suministro de gas licuado cuando el nivel del depósito así lo aconseje.

En la siguiente figura (figura 11.1.1.2) se puede observar el esquema de un tanque criogénico;

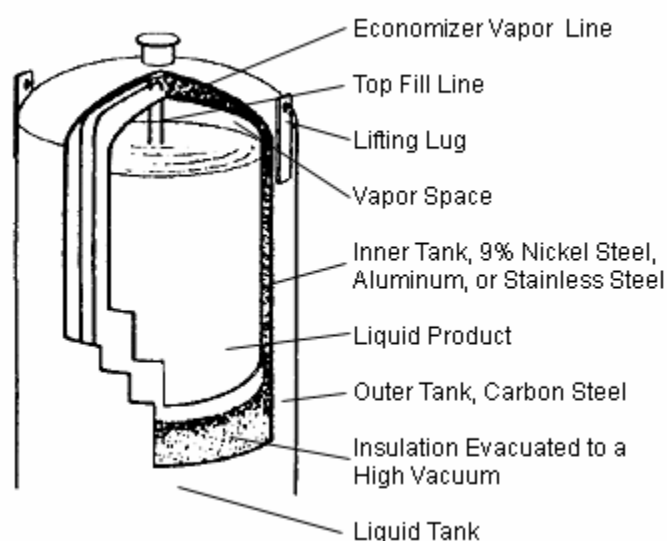


Figura 11.1.1.2: Esquema de un tanque criogénico.

El tanque criogénico consta de dos recipientes de cuerpo tipo virola cilíndrica, cerrado por fondos bombeados y dispuestos concéntricamente entre sí, así como el correspondiente cuadro de control de funcionamiento (el conjunto de tuberías, válvulas, aparatos de indicación, control, regulación y los demás accesorios necesarios para el normal funcionamiento) situado en el envoltorio del tanque.

El depósito interior que contiene el gas licuado, está fabricado con acero al níquel al 9% resistente a las temperaturas criogénicas.

El depósito exterior, denominado también envoltorio está construido con plancha de acero al carbono.

Con el fin de evitar al máximo las pérdidas por gasificación, el espacio intermedio existente entre los dos depósitos está relleno de un material aislante, generalmente perlita expandida, y

sometido a alto vacío para evitar la transmisión de calor entre el exterior e interior y lograr así las mínimas pérdidas por evaporación, constituyendo la denominada cámara de aislamiento.

El uso de perlita para el aislamiento criogénico o de baja temperatura es apto debido a que presenta una baja conductividad térmica a través de un amplio rango de densidades. Además de sus excelentes propiedades térmicas, el aislamiento con perlita es relativamente bajo en coste y su instalación y manejo son sumamente fáciles. Debido a su estructura no tenemos deformación del recipiente que se debe aislar. Cumple con las regulaciones de incendio ya que es un material incombustible.

El sistema de llenado permite un llenado superior reduciendo la presión dentro del tanque y un llenado inferior aumentándola.

El depósito criogénico consta de los siguientes dispositivos de seguridad;

- Las válvulas de seguridad son de elevación total, sistema de resorte, resistentes al frío, con una sección de paso mínimo del 80% de la sección neta de paso en el asiento.
- Válvulas de seguridad del depósito interior, para caso de aumento de la presión en el depósito interior, tipo resorte.
- Válvula de seguridad de tubería de llenado para caso de aumento de presión en el depósito interior.
- Seguro de sobrepresión, instalado en el depósito exterior, se mantiene cerrado por el mismo vacío existente en la cámara de aislamiento, e impide la formación de presión en dicha cámara en caso de fuga de gas licuado del depósito interior, al permitir la evacuación del mismo.

Como ya se ha dicho el funcionamiento es automático. La presión de trabajo en la tubería principal de consumo de gas, *tubería AISI 304 Sch 10s*, se mantiene constante a la presión requerida de suministro, y es siempre inferior a la presión máxima de trabajo.

Para la producción de 60000Tn/año de acetaldehído se requieren 5751 kg/h de etileno gas, sabiendo que el 65% no reaccionará y se recirculará nuevamente al reactor.

Esto implica que las necesidades de almacenamiento serán de 276,45 m<sup>3</sup>/d de etileno líquido, pero tendremos un stock de 4 días por seguridad; así que en total almacenaremos 1105,8 m<sup>3</sup>.



Se escoge el modelo 80000 el cual tiene una capacidad de líquido de  $297 \text{ m}^3$ , una longitud de 38 m y una anchura de 3,658m. Teniendo así un total de cuatro tanques en posición horizontal.

Según la normativa **MIE-AP-10** estos tanques podrán llenarse hasta una capacidad del 75% del volumen total del recipiente interno.

El cambio de estado del etileno en fase líquida a gaseosa para su consumo posterior, se realiza mediante módulos de tubería de aluminio y aletas del mismo metal, con la capacidad de gasificación adecuada ( $480 \text{ m}^3/\text{h}$ ) mediante el intercambio térmico con aire ambiente, y montados sobre armazón de soporte, se clasifica la instalación de gasificación como un elemento auxiliar de la instalación de los depósitos criogénicos, ver ITC MIE AP10 punto 1.2., definiciones.

Véase la siguiente tabla:

Tabla 11.1.1.1. Especificaciones del evaporador.

Evaporador					
Modelo	Capacidad ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	Altura (m)	Ancho (m)	Profundidad (m)	Peso vacío (kg)
8x6x96	480	3,2	2,109	1.55	567

Este evaporador tendrá que cumplir las propiedades necesarias para evaporar el caudal necesario de etileno procedente de los tanques de almacenamiento, de los cuales aproximadamente uno será para llevar a cabo la producción y el resto los tendremos en stock ya que se trata de uno de los reactivos de nuestro proceso, de manera que se dispondrá de un evaporador para los tres tanques.

#### Dimensiones del cubeto.

Los depósitos de gases inflamables de capacidad igual o superior a 100.000 litros requieren de un cubeto contra derrames para cumplir con la normativa MIE-AP-10 .

Siguiendo esta normativa el cubeto tendrá un volumen igual al del depósito de mayor capacidad, por lo tanto el cubeto tendrá una capacidad para como mínimo  $100 \text{ m}^3$ .

La altura de las paredes no superará el metro de altura y el fondo de éste deberá ser compacto y tener una pendiente tal que todo producto líquido derramado discurra rápidamente hacia el cubeto a distancia, sin pasar por debajo de otros recipientes, tuberías y elementos de mando

de la red de incendios. El cubeto a distancia deberá tener, al menos, una capacidad igual al 20% de la capacidad global de los recipientes en él contenidos.

La distancia de los tanques a las paredes del cubeto será de 2 m y la distancia entre tanques tendrá que seguir la siguiente relación:

$$\frac{h}{D} > 1,75 \quad L = \frac{h + D}{2} \cdot 0,5$$

$$\frac{h}{D} < 1,75 \quad L = \frac{D}{2}$$

Donde;

- h: altura del tanque (m)
- D: Diámetro del tanque (m)
- L: distancia entre los tanques (m)

Para las dimensiones de los tanques ver la tabla siguiente;

Tabla 11.1.1.2: Datos de los tanques criogénicos en posición horizontal

Capacidad de los tanques	longitud (m)	D (m)	Peso vacío(kg)
296,797 m <sup>3</sup>	38	3,658	86830

Como los tanques se encuentran en posición horizontal el diámetro equivale más o menos a la altura del tanque, entonces la relación  $h/D \approx 1$ . Así que la distancia que tendremos entre los tanques de etileno será de 1,829 m y la distancia entre los tanques y el cercado metálico será de 2m.

La cimentación de los tanques que contienen líquidos criogénicos será algo distinta a la de los tanques normales, ya que deben adoptarse precauciones especiales para evitar la congelación y variación del volumen del subsuelo.

### 11.1.2. Almacenamiento de acetaldehído

#### Diseño funcional

En este apartado se recoge el diseño de los tanques de almacenamiento de acetaldehído (99,21% de pureza en masa) en estado líquido.

Hay que diferenciar entre volumen útil y volumen real. El volumen útil es el mínimo necesario y el volumen real es el que se considera en exceso teniendo en cuenta las posibles variaciones de caudal de entrada o pequeños movimientos de líquido dentro del tanque en el momento de la carga y la descarga.

A la hora de dimensionar los tanques se ha fijado un tiempo de residencia en planta de cuatro días. Hay que tener en cuenta que el transporte de acetaldehído se efectúa por carretera mediante camiones y por lo tanto se considera un tiempo de residencia suficiente por si el acetaldehído no pudiera ser recogido debido a problemas ajenos a la propia planta.

Por otra parte, el aumento del tiempo de residencia supondría incrementar el volumen de los tanques de almacenaje, y por lo tanto un problema de espacio en la planta.

El diseño de los tanques se realiza de acuerdo con la normativa de equipos a presión recogida en el código ASME (American Society of Mechanical Engineers, Code for Pressure Vessels, sección VIII, división 1) y con las instrucciones técnicas complementarias de almacenaje de productos químicos (ITC MIE APQ) correspondiente a este tipo de compuesto.

#### Cálculo del número de tanques requeridos

El volumen de acetaldehído que se produce diariamente es de  $260,61\text{m}^3/\text{día}$ . Como se ha comentado anteriormente, el tiempo de residencia fijado es de 4 días. Por tanto, el volumen de producto a almacenar durante este tiempo es de  $1042,44\text{ m}^3$ . El producto será recogido en camiones cisterna con una capacidad de  $30\text{m}^3$ .

A continuación, se muestra el cálculo del número de camiones necesarios para retirar el acetaldehído de la planta:

$$1042,44 \text{ m}^3 * 1 \frac{\text{camión}}{30 \text{ m}^3} = 34,75 \text{ camiones} \rightarrow 35 \text{ camiones}$$

Se observa que, para el tiempo de residencia fijado, son necesarios 35 camiones de 30 m<sup>3</sup> cada uno para recoger el acetaldehído.

Como se ha indicado anteriormente el volumen de acetaldehído que se almacena es de 1042,44 m<sup>3</sup>. Pero, a la hora de realizar el cálculo del volumen necesario para su almacenamiento se ha de tener en cuenta que el diseño estará sobredimensionado un 10%, tal y como se muestra seguidamente:

$$1042,44 \text{ m}^3 * (1 + 0,10) \cong 1147 \text{ m}^3$$

Se elige diseñar 12 tanques de 100m<sup>3</sup> de volumen útil para almacenar la cantidad de acetaldehído producida en 4 días.

Las dimensiones para cada tanque de cuerpo cilíndrico con fondo plano y cabezal toriesférico se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 11.1.1.2: Datos de los tanques de acetaldehído

H total (m)	6,87
H cilindro (m)	6,59
H cabezal (m)	0,27
Diámetro (m)	4,39
H líquido (m)	5,93
<sup>(1)</sup> volumen ocupado	90%

<sup>(1)</sup> El cálculo del porcentaje de volumen ocupado por el líquido en cada tanque se calcula con las siguientes ecuaciones:

$$V \text{ líquido} = \frac{\pi}{4} * D^2 * H = \frac{\pi}{4} * 4,39^2 * 5,93 = 90 \text{ m}^3$$

$$V \text{ tanque} = \frac{\pi}{4} * D^2 * H = \frac{\pi}{4} * 4,39^2 * 6,59 = 100 \text{ m}^3$$

$$\% \text{volumen ocupado} = \frac{90}{100} * 100 = 90 \%$$

Diseño mecánico

El acetaldehído es un líquido inflamable clase B, subclase B1 según la norma ITC MIE APQ-001. Estos tanques se diseñan siguiendo la normativa ASME i la norma MIE-APQ-001

Material de construcción

Para elegir el tipo de material adecuado para cada tipo de productos se ha consultado las tablas del *Harrington Industrial Plastics*. El material que se utiliza para la construcción de tanques de almacenamiento de producto acabado es el acero inoxidable AISI 304 que aparece como excelente en las tablas anteriormente citadas.

Presión de diseño

En primer lugar, se ha de conocer la presión que ejerce la altura del líquido dentro del tanque. Una vez calculada, se le sumará la presión atmosférica, así se obtendrá la presión de diseño.

$$P_{hidrostática} = \rho_{fluido} * g * h_{fluido} = 773,57 * 9,81 * 5,93 = 45001,12 \text{ N/m}^2 = 0,45 \text{ bar}$$

El sobredimensionamiento de la presión de diseño es del 15%, correspondiente a la altura del líquido más la presión en la parte superior del tanque, en este caso, la presión atmosférica.

$$P_{diseño} = P_{hidrostática} + P_{atm} + (P_{atm} + P_{hidrostática}) * 0,15$$

$$P_{diseño} = 1,68 \text{ bar}$$

Espesores de las paredes del tanque

El grosor de las paredes del tanque se calcula en función de la presión interna a la que están sometidos.

## ➤ Parte cilíndrica

$$t = \frac{P * R}{S * E - 0,6 * P} + C1 + C2$$

$$t = \frac{1,68 * 2197,40}{1650 * 0,85 - 0,6 * 1,66} + 1 + 0,37 \cong 4 \text{ mm}$$

Donde:

t: grosor del tanque (mm)

P: Presión de diseño (1,66 bar)

R: Radio interno del tanque (2197,40 mm)

E: Factor de soldadura (soldadura en X y radiografiado en los puntos de soldadura, 0,85)

S: Límite elástico (1650 bar de 0 a 50 °C)

C1: Tolerancia a la corrosión (1 mm)

C2: Tolerancia a la fabricación (0,37 mm); su valor se calcula como un 10% del espesor calculado sin tener este en consideración.

#### ➤ Fondo plano

El fondo de los tanques es plano y se encuentra apoyado encima del suelo. En este caso, el espesor se calcula según la siguiente ecuación:

$$t = 6,5 + C1 = 7,5 \rightarrow 8 \text{ mm}$$

#### ➤ Cabezal torisférico

En este caso el cabezal no está sometido a presión interna, y la presión de diseño es la presión atmosférica:

$$t = \frac{0,885 * P * L}{S * E - 0,1 * P} + C1 + C2$$

$$t = \frac{1,01 * 2197,40}{1650 * 0,85 - 0,1 * 1,01} + 1 + 0,1 = 1,1 \text{ mm} \rightarrow 2 \text{ mm}$$

Donde:

P: presión de diseño (1,01 bar)

L: diámetro del cilindro (2197,40 mm)

E: factor de soldadura (soldadura en X y radiografiado en los puntos de soldadura, 0,85)

S: límite elástico del material de construcción (1650 bar de 0 a 50 °C)

C1: tolerancia a la corrosión (1mm)

C2: tolerancia a la fabricación (0,1 mm)

### Venteo normal y emergencia

#### Venteo normal

La norma *MIE-APQ-001* estipula que todos los tanques atmosféricos de almacenaje tienen que disponer de un sistema de venteo para prevenir la formación de vacío o presión interna, de tal forma que se evite la deformación del techo o de las paredes del tanque como consecuencia de llenados, vaciados o cambios de temperatura ambiente.

Los venteos normales de un recipiente se dimensionarán de acuerdo con la legislación vigente y tendrán un tamaño igual al mayor de las tuberías de llenado o vaciado y en ningún caso inferiores a 35 milímetros de diámetro interior. El venteo de acetaldehído no será lanzado a la atmosfera, ya que es nuestro producto y además lo prohíbe la normativa ambiental vigente, así que se hará una recuperación de la porción de líquido evaporada durante los venteos.

Los requerimientos de este se calculan según la ecuación:

$$S = \pi * D * H \cdot \%ocupación = 73,69 \text{ m}^2$$

con:

S: superficie húmeda (m<sup>2</sup>)

D: diámetro interno tanque (m)

H: altura tanque (m)

Para asegurar una buena ventilación se mira la superficie húmeda correspondiente a 80 m<sup>2</sup> especificada en la norma y se observa que se requieren 13478 m<sup>3</sup>/h de aire (a 15 °C y 1 atm).

#### Venteo de emergencia

Todo tanque o depósito de almacenamiento de superficie tendrá alguna forma constructiva o dispositivo que permita aliviar el exceso de presión interna causado por un fuego exterior. En tanques verticales, la forma constructiva, puede ser de techo flotante, techo móvil, unión débil del techo o cualquier otra solución establecida en los códigos. En este caso, se establece la solución de techo flotante.

Temperatura de diseño

La temperatura de diseño vendrá marcada por la temperatura de ebullición del acetaldehído, con un valor de 20,2°C. El recipiente de almacenamiento tendrá que estar refrigerado por debajo de su temperatura de ebullición, y se elige mantenerlo a 10°C. Para mantener constante la temperatura se decide instalar un serpentín exterior tipo media caña, y además revestir la superficie del tanque con un aislante.

Para elegir el tipo de aislante y espesor se ha utilizado el programa ISOVER. El tipo de aislante recomendado en este caso es la Manta spintex 342-G-125 con un espesor de 10 mm.

Diseño de la media caña

Para conservar el acetaldehído (A) a una temperatura óptima se hará circular agua glicolada (GW) por el interior de los tubos de la media caña. Para conocer las necesidades de refrigerante se hace un balance de energía entre el calor que desprende el acetaldehído y el calor que absorbe el agua glicolada:

$$m_A \cdot Cp_A \cdot (T_{entrada} - T_{interior}) = m_{GW} \cdot Cp_{GW} \cdot (T - T_o)$$

El caudal másico de entrada a los tanques de acetaldehído es de 2,33 Kg/s, la capacidad calorífica media entre la entrada (20,41°C) y el interior (10°C) tiene un valor de 2245,88 (J/kg °C). Así el calor que tendrá que absorber el refrigerante es de 4544,72 J/s. Aplicando la ecuación del balance de energía será necesario un caudal de agua glicolada de 2,09 Kg/s.

A continuación, se calcula el diámetro de la media caña para conseguir que el fluido que circulará en su interior lo haga a una velocidad adecuada, entre 1 m/s y 3 m/s para líquidos. En este caso se eligió una velocidad de diseño de 3 m/s para el caudal calculado anteriormente, ya que será un valor máximo. Para el cálculo del diámetro se siguen las siguientes ecuaciones:

$$Q = v \cdot A_{1/2caña}$$

$$A_{1/2caña} = \left(\frac{\pi}{8}\right) \cdot D^2$$



$$D = \sqrt{\frac{Q \cdot 8}{v \cdot \pi}}$$

Donde:

Q: caudal volumétrico agua glicolada (m<sup>3</sup>/s)

A<sub>1/2caña</sub>: área de paso de la media caña (m<sup>2</sup>)

D: diámetro interno tubo (m)

Aplicando las ecuaciones anteriores se obtiene un área de paso de 7,15·10<sup>-4</sup> y un diámetro de tubo de 43 centímetros. Se da un espesor de los tubos de 3 milímetros, así el diámetro externo del tubo es de 49 centímetros.

Para calcular la longitud del tubo y la altura de la media caña se calcula el área total de transmisión de calor, fijando un coeficiente global para el acetaldehído de 200 W/m<sup>2</sup>°C:

$$A = \frac{q}{U \cdot \Delta TML}$$

Donde:

q: calor a intercambiar (J/s)

La media logarítmica de las temperaturas del serpentín tiene la siguiente expresión:

$$\Delta TML = \frac{(T_o - T_{fF}) - (T - T_{fo})}{\frac{\ln(T_o - T_{fF})}{T - T_{fo}}}$$

Donde:

T<sub>o</sub>: temperatura del acetaldehído a la entrada del tanque (20,41 °C)

T: temperatura del acetaldehído en el interior del tanque (10 °C)

T<sub>o</sub>: temperatura del fluido refrigerante a la entrada (-13 °C)

T<sub>fF</sub>: temperatura del fluido refrigerante a la salida (-5 °C)

Substituyendo los valores se obtiene un  $\Delta TML$  de 24,18 °C y un área total de intercambio de 11,23 m<sup>2</sup>. Ahora se puede conocer la longitud total de tubo a partir de la expresión:

$$L = \frac{A}{\pi \cdot De}$$

Se obtiene un valor de 73,74 m. Con este valor se calculan el número de vueltas de la media caña. Antes será necesario calcular el área de un tubo:

$$A_{\text{tubo}} = D \cdot \pi \cdot \text{Detanque}$$

El área de un tubo resulta de 0,59 m<sup>2</sup>. Así el número de vueltas finalmente se calcula como:

$$N = A / A_{\text{tubo}}$$

Se obtienen así un número total de vueltas de 20. La separación normal entre vueltas varía de 20 a 40 centímetros, se elige separarlas 20 centímetros. Para conocer la altura de la media caña en el recipiente se utiliza la siguiente expresión:

$$h = \frac{D_e \cdot N}{\text{separación} \cdot (N - 1)}$$

La altura final de la media caña en el tanque será de 4,78 m.

#### Cálculo de los pesos del equipo

##### Peso en vacío

El peso total del recipiente vacío se calcula según:

$$\text{Peso tanque}_{\text{vacío}} = \text{Peso}_{\text{pared tanque}} + \text{Peso}_{\text{fondo}} + \text{Peso}_{\text{cabezal}}$$

En primer lugar se calcula el peso de la pared del tanque. Para ello hay que calcular previamente el área anular del cilindro:

$$A_{\text{anular}} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_e^2 - D_i^2)$$

$$\text{Donde: } D_e = D_i + 2 \cdot t$$

El peso de la pared se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Peso}_{\text{pared tanque}} = A_{\text{anular}} \cdot h \cdot \rho_{\text{acero}}$$

El peso del cabezal se calcula como:

$$Peso_{cabezal} = V_{pared\ cabezal} \cdot \rho_{acero}$$

$$V_{pared\ cabezal} = V_e - V_i = 0,0809 \cdot D_e^3 - 0,0809 \cdot D_i^3$$

Donde:

$V_e$ : volumen exterior cabezal toriesférico.

$V_i$ : volumen interior cabezal toriesférico.

La expresión para el peso del fondo plano es:

$$Peso_{fondo} = A_{fondo} \cdot t \cdot \rho_{acero} = \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot D_i^2 \cdot t \cdot \rho_{acero}$$

En este caso, se tendrá que sumar el peso de la media caña que se calculará siguiendo el método detallado para el peso de los tubos de los intercambiadores de calor.

#### Peso en prueba hidráulica y en operación

$$Peso_{tanque\ lleno\ de\ agua} = Peso_{tanque\ vacío} + V_{líquido\ tanque} \cdot \rho_{fuido} + V_{líquido\ media\ caña} \cdot \rho_{fuido}$$

El volumen de líquido en el tanque es de 90 m<sup>3</sup>. La densidad es de 997,13 kg/m<sup>3</sup> para el agua (a 25°C y 1 atm), 773,57 kg/m<sup>3</sup> para el acetaldehído y de 1108,7 kg/m<sup>3</sup> para el agua glicolada.

Tabla 11.1.2.1. Resumen de los pesos calculados

Pesos (kg)	
Equipo en vacío	3368,16
Equipo lleno de agua	93448,86
Equipo en operación	73320,46

#### Diseño del parque de tanques de producto

Los tanques de almacenaje de líquidos inflamables y corrosivos requieren de un cubeto de retención. La función de este es evitar la dispersión del líquido en caso de fuga accidental. A partir de la normativa ITC MIE APQ-001 se determinan las distancias de seguridad entre recipientes y entre instalaciones en general.

Volumen del cubeto

Siguiendo las indicaciones de la APQ se ha de calcular de dos formas diferentes, y se elegirá la que proporcione una mayor capacidad:

- a) 10% de la capacidad total de los tanques
- b) 100% de uno sólo de los tanques

Aquí hay que tener en cuenta que los tanques no pueden estar distribuidos en más de dos filas.

En este caso el volumen escogido es el del 100% de uno de los tanques.

A continuación, se calcula la anchura y longitud del cubeto, la cual ha de guardar unas distancias mínimas de seguridad de 1 metro entre este y la pared del tanque y de 1,5 metro entre tanques. Se elige la distancia de separación entre cubeto y tanque y entre tanques de 1,5 m.

➤ Longitud cubeto

$$L = \left(\frac{N}{2}\right) \cdot D + S_{\text{tanques}} \cdot \left(\frac{N}{2} - 1\right) + S_{\text{cubeto}} \cdot 2 = 40,36 \text{ m}$$

Donde:

N: número de tanques (12)

D: diámetro tanques (4,39m)

S tanques: separación entre tanques (1,5 m)

S cubeto: separación entre cubeto y pared tanque (1,5 m)

➤ Anchura cubeto

$$A = 2 \cdot D + S_{\text{tanques}} + S_{\text{cubeto}} = 13,99 \text{ m}$$

➤ Altura mínima cubeto

Para este conocer la altura mínima es necesario calcular otras variables como el área ocupada por los tanques y el área libre de la cubeta.

$$Aocupada = \left(\frac{N}{2}\right) \cdot D + \left(\frac{N}{2} - 1\right) \cdot Stanques \cdot (Stanques + 2D)$$

$$Aocupada = \left(\frac{12}{2}\right) \cdot 4,39 + \left(\frac{12}{2} - 1\right) \cdot 1,5 \cdot (1,5 + 2 \cdot 4,39) = 410,43 \text{ m}^2$$

$$Alibre = L \cdot A - Aocupada$$

$$Alibre = 40,36 \cdot 13,99 - 410,43 = 154 \text{ m}^2$$

$$H \text{ mínima cubeto} = \frac{V_{cubeto}}{Alibre} = \frac{100}{154} = 0,65 \text{ m}$$

La altura final del cubeto de retención es la altura mínima sobredimensionada un 15%, es decir 0,75 m.

### 11.1.3 Almacenamiento de crotonaldehído

#### Diseño funcional

Debido a que el crotonaldehído es un compuesto tóxico y no poder ser tratado en la planta, se almacenará para poder ser gestionado por una empresa externa de tratamiento de residuos.

La corriente de entrada a los tanques procede de la última columna de destilación, la CD-402. El tiempo de residencia fijado para estos tanques será de cinco días.

El diseño de los tanques se realiza de acuerdo con la normativa de equipos a presión recogida en el código ASME (American Society of Mechanical Engineers, Code for Pressure Vessels, sección VIII, división 1) y con las instrucciones técnicas complementarias de almacenaje de productos químicos (ITC MIE APQ-001 y 007) aplicables a este tipo de compuesto.

#### Cálculo del número de tanques requeridos

El volumen de crotonaldehído que se genera como residuo en la producción es de  $9,76\text{m}^3/\text{día}$ . Como se ha comentado anteriormente, el tiempo de residencia fijado es de 5 días. Por tanto, el volumen de producto a almacenar durante este tiempo es de  $48,8\text{ m}^3$ . Como en el caso de la recogida de producto, este será recogido con camiones cisterna de  $30\text{ m}^3$ .

A continuación, se muestra el cálculo del número de camiones necesarios para retirar el crotonaldehído de la planta:

$$48,8\text{ m}^3 * 1 \frac{\text{camión}}{30\text{m}^3} = 1,62\text{ camiones} \rightarrow 2\text{ camiones}$$

Así, para el tiempo de estancia en la planta serán necesarios 9 camiones cisterna.

Los tanques de crotonaldehído trabajarán a un 85% de su capacidad. Así, el volumen requerido es de  $56,12\text{ m}^3$ . Se decide diseñar dos tanques de  $30\text{ m}^3$  de volumen útil.

#### Diseño mecánico

Para el diseño se ha seguido el mismo método que en el diseño de los tanques de producto acabado.

Presión de diseño

En primer lugar, se ha de conocer la presión que ejerce la altura del líquido dentro del tanque. Una vez calculada, se le sumará la presión atmosférica, así se obtendrá la presión de diseño.

$$P_{hidrostática} = \rho_{fluido} * g * h_{fluido}$$

El sobredimensionamiento de la presión de diseño es del 15%, correspondiente a la altura del líquido más la presión en la parte superior del tanque que corresponde a la presión atmosférica:

$$P_{diseño} = P_{hidrostática} + P_{atm} + (P_{atm} + P_{hidrostática}) * 0,15$$

Espesores de las paredes del tanque

El grosor de las paredes del tanque se calcula en función de la presión interna a la que están sometidos. Las ecuaciones utilizadas son:

➤ Parte cilíndrica

$$t = \frac{P * R}{S * E - 0,6 * P} + C1 + C2$$

Donde:

t: grosor del tanque (mm)

P: Presión de diseño (bar)

R: Radio interno del tanque (mm)

E: Factor de soldadura (soldadura en X y radiografiada en los puntos de soldadura, 0,85)

S: Límite elástico (bar)

C1: Tolerancia a la corrosión (1 mm)

C2: Tolerancia a la fabricación su valor se calcula como un 10% del espesor calculado sin tener este en consideración.

## ➤ Fondo plano

El fondo de los tanques es plano y se encuentra apoyado encima del suelo. En este caso, el espesor se calcula según la siguiente ecuación:

$$t = 6,5 + C1$$

## ➤ Cabezal torisférico

En este caso el cabezal no está sometido a presión interna, y la presión de diseño es la presión atmosférica:

$$t = \frac{0,885 * P * L}{S * E - 0,1 * P} + C1 + C2$$

Donde:

P: presión de diseño (bar)

L: diámetro del cilindro (mm)

E: factor de soldadura (soldadura en X y radiografiada en los puntos de soldadura, 0,85)

S: límite elástico del material de construcción (bar)

C1: tolerancia a la corrosión (1mm)

C2: tolerancia a la fabricación (mm)

Temperatura de diseño

Estará sobredimensionada un 18%:

$$T_{\text{diseño}} = T_{\text{operación}} \cdot 1,18$$

En la siguiente tabla se muestran las características de diseño de los tanques de crotonaldehído:



Tabla 11.1.3.1. Características de diseño de los tanques de crotonaldehído

T-601/ T-602	
Material construcción	AISI 304
T operación (°C)	58,42
T diseño (°C)	69
P operación (bar)	1,01
P diseño (bar)	1,55
Volumen (m <sup>3</sup> )	32
Caudal (m <sup>3</sup> /min)	6,77·10 <sup>-3</sup>
Tiempo de residencia (días)	5
Diámetro interno (m)	2,94
Altura total (m)	4,71
Altura cuerpo (m)	4,41
Altura cabezal (m)	0,29
Espesor pared (mm)	3
Espesor cabezal (mm)	2
Espesor fondo (mm)	8
Tipo de aislante/espesor (mm)	Manta Spintex-G-125/10

Cálculo de los pesos del equipoPeso en vacío

El peso total del recipiente vacío se calcula según:

$$Peso\ tanque_{vacío} = Peso\ pared\ tanque + Peso_{fondo} + Peso_{cabezal}$$

En primer lugar se calcula el peso de la pared del tanque. Para ello hay que calcular previamente el área anular del cilindro:

$$A_{anular} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_e^2 - D_i^2)$$

$$\text{Donde: } D_e = D_i + 2 \cdot t$$

El peso de la pared se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Peso}_{\text{pared tanque}} = A_{\text{anular}} \cdot h \cdot \rho_{\text{acero}}$$

El peso del cabezal se calcula como:

$$\text{Peso}_{\text{cabezal}} = V_{\text{pared cabezal}} \cdot \rho_{\text{acero}}$$

$$\text{Donde: } V_{\text{pared cabezal}} = V_e - V_i = 0,0809 \cdot D_e^3 - 0,0809 \cdot D_i^3$$

$V_e$ : volumen exterior cabezal toriesférico.

$V_i$ : volumen interior cabezal toriesférico.

La expresión para el peso del fondo plano es:

$$\text{Peso}_{\text{fondo}} = A_{\text{fondo}} \cdot t \cdot \rho_{\text{acero}} = \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot D_i^2 \cdot t \cdot \rho_{\text{acero}}$$

#### Peso en prueba hidráulica y en operación

Se determina a partir de la ecuación:

$$\text{Peso}_{\text{tanque lleno de agua}} = \text{Peso}_{\text{tanque vacío}} + V_{\text{líquido tanque}} \cdot \rho_{\text{fuido}}$$

Tabla 11.1.3.2. Resumen de los pesos calculados

Pesos (kg)	
Equipo en vacío	1213,82
Equipo lleno de agua	16640,63
Equipo en operación	11142,85

Diseño del parque de tanques de producto

Los tanques de crotonaldehído requieren por normativa de un cubeto de retención, ya que es un líquido inflamable y corrosivo. Para el dimensionamiento del cubeto se ha seguido la legislación vigente.

Volumen del cubeto

Siguiendo las indicaciones de la APQ se ha de calcular de dos formas diferentes, y se elegirá la que proporcione una mayor capacidad:

- a) 10% de la capacidad total de los tanques
- b) 100% de uno sólo de los tanques

En este caso el volumen escogido es el del 100% de uno de los tanques.

A continuación, se calcula la anchura y longitud del cubeto, la cual ha de guardar unas distancias mínimas de seguridad de 1 metro entre este y la pared del tanque y entre tanques. La distancia entre tanques se calcula como  $0,5 \cdot \text{Diámetro tanque}$ .

## ➤ Longitud cubeto

$$L = \left(\frac{N}{2}\right) \cdot D + S_{\text{tanques}} \cdot \left(\frac{N}{2} - 1\right) + S_{\text{cubeto}} \cdot 2$$

Donde:

N: número de tanques

D: diámetro tanques (m)

S tanques: separación entre tanques (m)

S cubeto: separación entre cubeto y pared tanque (m)

## ➤ Anchura cubeto

$$A = 2 \cdot D + S_{\text{tanques}} + S_{\text{cubeto}}$$

## ➤ Altura mínima cubeto

Para este conocer la altura mínima es necesario calcular otras variables como el área ocupada por los tanques y el área libre de la cubeta.

$$Aocupada = \left(\frac{N}{2}\right) \cdot D + \left(\frac{N}{2} - 1\right) \cdot Stanques \cdot (Stanques + 2D)$$

$$Alibre = L \cdot A - Aocupada$$

$$H \text{ mínima cubeto} = \frac{Vcubeto}{Alibre}$$

A continuación, se detallan los resultados (Tabla 11.1.3.3.).

Tabla 11.1.3.3. Características cubeto A-600

CUBETO DE RETENCIÓN A-600	
Separación tanques	1,47
Separación pared-cubeto	1,50
Número tanques por cubeta	2,00
Longitud m	5,94
Anchura m	10,36
Altura mínima	2,51
Altura 15% sobredimensionada	2,88
Área libre cubeto (m <sup>2</sup> )	39,89
Área ocupada tanque (m <sup>2</sup> )	21,64
Volumen total cubeto (m <sup>3</sup> )	30,00
Anchura pared (m)	0,60

## 11.2 Tanques de proceso

### 11.2.1 Tanques de mezcla

#### Diseño funcional TM-301/2

El objetivo de estos tanques TM-301/302 es mezclar dos líquidos miscibles de densidades y viscosidades semejantes. La corriente 15 que proviene del separador S-203, y el corriente 19 que procede de la torre de absorción AB-201. La corriente de salida (20) se enfría gracias al intercambiador (I-401), y posteriormente se introduce la corriente en la torre de desabsorción, la DA-401.

#### Balance de materia

Las corrientes de entrada al tanque son dos corrientes líquidas que tienen una temperatura de 101,32°C (corriente 15) y 29,70 °C (corriente 19):

Tabla 11.2.1.1. Composición de la corriente de entrada, salida separador S-203

<b>Corriente 15 (<math>\rho = 981,29 \text{ kg/m}^3</math> y <math>\mu = 0,47 \text{ cP}</math>)</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fracción molar</b>	<b>Cabal molar (Kmol/h)</b>
Etileno	3,17E-06	1,78E-03
Oxígeno	4,97E-06	2,80E-03
Acetaldehído	1,33E-02	7,492
Agua	9,84E-01	554,571
Ácido acético	1,27E-03	7,16E-01
Crotonaldehído	2,35E-04	1,33E-01
Cloruro de metilo	1,28E-05	7,20E-03
Cloroacetaldehído	9,38E-04	5,29E-01
CO <sub>2</sub>	7,61E-07	4,29E-04
<b>Total</b>	<b>1,0</b>	<b>563,45</b>

Tabla 11.2.1.2. Composición de la corriente de entrada, salida de la torre de AB-201

<b>Corriente 19 (<math>\rho = 987,17 \text{ kg/m}^3</math> y <math>\mu = 0,67 \text{ cP}</math>)</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fracción molar</b>	<b>Cabal molar (Kmol/h)</b>
Etileno	5,67E-06	3,30E-02
Oxígeno	7,25E-06	4,22E-02
Acetaldehído	3,17E-02	184,14
Agua	9,68E-01	5628,99
Ácido acético	8,31E-05	4,83E-01
Crotonaldehído	1,11E-04	6,45E-01
Cloruro de metilo	3,42E-05	1,99E-01
Cloroacetaldehído	5,71E-04	3,32
CO <sub>2</sub>	1,35E-06	7,84E-03
<b>Total</b>	<b>1,0</b>	<b>5817,86</b>

La mezcla de las corrientes anteriores proporciona una corriente líquida de salida a una temperatura de 31,48 °C y la siguiente composición:

Tabla 11.2.1.3. Composición de la corriente de salida de los tanques de mezcla

<b>Corriente 20 (<math>\rho = 986,64 \text{ kg/m}^3</math> y <math>\mu = 0,65 \text{ cP}</math>)</b>		
<b>Componente</b>	<b>Fracción molar</b>	<b>Cabal molar (Kmol/h)</b>
Etileno	5,31E-06	3,39E-02
Oxígeno	6,98E-06	4,45E-02
Acetaldehído	3,00E-02	1,92E+02
Agua	9,69E-01	6,18E+03
Ácido acético	1,88E-04	1,20E+00
Crotonaldehído	1,22E-04	7,78E-01
Cloruro de metilo	3,23E-05	2,06E-01
Cloroacetaldehído	6,03E-04	3,85E+00
CO <sub>2</sub>	1,29E-06	8,26E-03
<b>Total</b>	<b>1,0</b>	<b>6381,31</b>

Diseño mecánico TM-301/2Dimensiones del tanque

Se elige disponer de dos tanques que trabajan en discontinuo. Así se evita que las dimensiones sean demasiado elevadas.

Para el diseño de los tanques es necesario conocer el caudal volumétrico de entrada a este equipo, a partir de este se determina el volumen del tanque fijando un tiempo de residencia para conseguir una agitación y mezcla eficaces. Se establece la forma cilíndrica del tanque vertical de cubierta y fondo toriesférico, y una relación de altura de 1,5 veces el diámetro del tanque. Se elige fondo toriésférico, con el fin de eliminar las regiones en las que no penetrarían las corrientes de fluido.

El caudal volumétrico que proporciona cada equipo tiene un valor de 2 m<sup>3</sup>/min y fijando un tiempo de residencia de 25 minutos (valor bastante superior al tiempo de mezcla como se verá más adelante). Se obtiene un volumen del cuerpo cilíndrico de 50 m<sup>3</sup> con las siguientes dimensiones:

Tabla 11.2.1.4. Dimensiones del tanque

Altura (m)	5,23
Diámetro interno (m)	3,49

El volumen de la cubierta y fondo toriesféricos de tipo Klöpper se calcula según la expresión:

$$V_{\text{toriesférico}} = 0,08089 \cdot D_0^3$$

Donde D<sub>0</sub> corresponde al diámetro calculado para el cuerpo cilíndrico.

El volumen toriesférico tiene un valor de 3,43 m<sup>3</sup>, por lo que finalmente el volumen útil del tanque es de 56,87 m<sup>3</sup> y trabajará a un 90% de su capacidad. Las dimensiones del tanque se muestran a continuación:

Tabla 11.2.1.5. Dimensiones del tanque

D interno (m)	3,49
H cuerpo (m)	5,23
H cabezal	0,36
H fondo	0,36

Material de construcción

El material utilizado para los tanques es el AISI 304L. La ventaja de este acero respecto al 304 es que posee un porcentaje menor de carbono y le otorga una mayor resistencia a la corrosión (Tabla 11.2.1.6.).

Tabla 11.2.1.6. Composición AISI 304L

Composición AISI 304L	
C max. 0.03%	Si max. 1.00%
Mn max. 2.00%	Cr 18.00% /20.00 %
P max. 0.04%	Ni 8.00% / 12.00%
S max. 0.03%	

Tabla 11.2.1.7. Propiedades mecánicas AISI 304L

Límite elástico (N/mm <sup>2</sup> )	Resistencia a la tracción (N/mm <sup>2</sup> )	Elongación min (%)
≥200	520-670	≥45

Temperatura de diseño

La temperatura de diseño en este caso es de 110 °C, ya que en este caso en la situación más desfavorable se considera la temperatura del corriente a temperatura más elevada.

Presión de diseño

La presión de diseño se calcula en función de la presión de operación, 1,01325 bar, y de la presión hidrostática ejercida por el fluido:

$$P_{hidrostática} = \rho * g * h_{líquido} = 986,64 * 9,81 * 5,36 = 51837,15 \text{ N/m}^2 = 0,52 \text{ bar}$$

$$P_{diseño} = P_{hidrostática} + P_{atm} + (P_{atm} + P_{hidrostática}) * 0,15$$

$$P_{diseño} = 1,76 \text{ bar}$$



Espesores de las paredes del tanque

A partir de la presión de diseño y las dimensiones del tanque se calculan los espesores de cada chapa.

- El espesor del fondo y cabezal toriesféricos se calculan según la expresión:

$$t = \frac{0,885 * P * L}{S * E - 0,1 * P} + C1 + C2$$

Donde:

P: presión (bar)

L: diámetro interno del cilindro (3499 mm)

E: factor de soldadura (soldadura en X y radiografiado en los puntos de soldadura, 0,85)

S: límite elástico del material de construcción (2000 bar)

C1: tolerancia a la corrosión (1 mm)

C2: tolerancia a la fabricación (mm)

t<sub>1</sub> es el espesor del equipo sin considerar C2

El espesor para el cabezal es de 4 mm y el del fondo de 5 mm. Esto se debe a que en el cálculo el valor de la presión para el caso del cabezal toriesférico se considera la presión atmosférica, ya que no hay ningún líquido que ejerza presión, y en el caso del fondo la de diseño.

- Para el cálculo del espesor de la chapa del cuerpo cilíndrico se utiliza la expresión:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} + C_1 + C_2$$

P: presión de diseño (1,76 bar)

R: radio interno cilindro (1744 mm)

E: factor de soldadura (soldadura en X y radiografiado en los puntos de soldadura, 0,85)

S: límite elástico del material de construcción (2000 bar)

C1: tolerancia a la corrosión, (1 mm)

C2: tolerancia a la fabricación (0 mm)

### Aislamiento térmico

Debido a que la temperatura superficial de la pared del tanque puede alcanzar hasta 110 °C es necesario poner un aislamiento. El cálculo del espesor requerido se calcula gracias al programa ISOVER y el valor recomendado es de 40 mm de Manta Spintex 342-G-125. El volumen de aislante requerido se muestra a continuación:

$$V_{\text{aislante}} = x \cdot S$$

Donde x es el espesor en (m) y S es la superficie externa del tanque (m<sup>2</sup>).

La superficie externa del tanque se calcula con la siguiente expresión:

$$S = \pi \cdot D_{\text{ext}} \cdot \text{Altura} + \left(\frac{\pi}{8}\right) \cdot D_{\text{ext}}^2$$

$$S = \pi \cdot 3,49 \cdot 5,23 + \left(\frac{\pi}{8}\right) \cdot 3,49^2 = 62,23 \text{ m}^2$$

Así, el volumen de aislante requerido es de 2,5 m<sup>3</sup>.

### Diseño del agitador

Una vez calculadas las dimensiones del tanque se definen las características del sistema de agitación. El agitador elegido en este caso es el de turbina de seis palas que gira sobre un eje horizontal. Este agitador está indicado para líquidos de baja a moderada viscosidad.

### Dimensionamiento del agitador

El agitador se diseña siguiendo un diseño “estándar” de turbina (McCabe, 2001). Para reducir la turbulencia se instalan placas deflectoras verticales perpendiculares a la pared del tanque. Por norma general, en un tanque con estas dimensiones serán suficientes 4 placas deflectoras para evitar que se forme un vórtice en el líquido. Por otro lado, las proporciones típicas son:

$$\frac{Da}{Dt} = \frac{1}{3}; \frac{H}{Dt} = 1; \frac{j}{Dt} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{Dt} = \frac{1}{3}; \frac{W}{Da} = \frac{1}{5}; \frac{L}{Da} = \frac{1}{4}$$

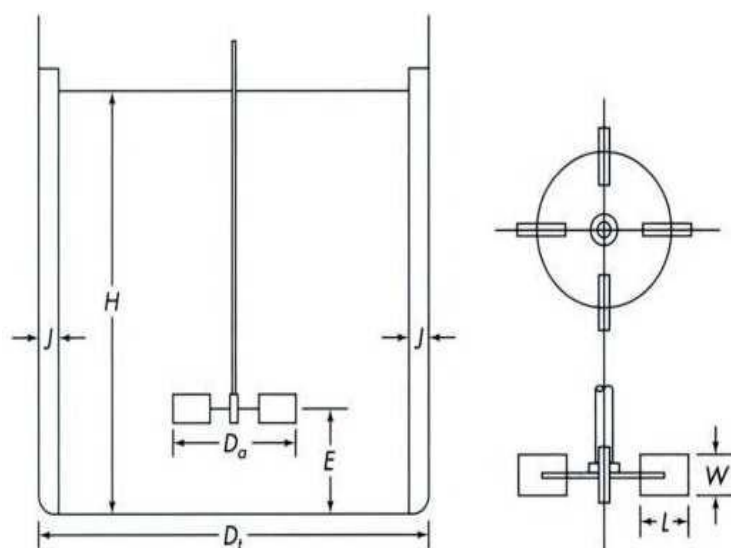


Figura 11.2.1.1. Mediciones de turbina

Siguiendo las proporciones anteriores se obtienen las siguientes dimensiones del agitador:

Tabla 11.2.1.8. Dimensiones del agitador

Da (m)	1,16
j (m)	0,29
W (m)	0,23
L (m)	0,29
E (m)	1,16

### Cálculo del tiempo de mezcla

El impulsor en un tanque de mezcla produce una corriente de alta velocidad, y el fluido se mezcla con rapidez en la región próxima al impulsor debido a la alta turbulencia. A medida que la corriente se modera, arrastrando otro líquido y fluyendo a lo largo de la pared, hay algo de mezcla radial debido a que los grandes remolinos se rompen en otros más pequeños, pero hay poco mezclado en la dirección del flujo. El fluido completa un lazo de circulación y vuelve a la entrada del impulsor, donde ocurre de nuevo una buena mezcla. Los cálculos basados en este modelo muestran que debería alcanzarse una mezcla esencialmente completa (99%) si el contenido del tanque circulase alrededor de cinco veces. El tiempo de mezcla puede, por

tanto, predecirse a partir de correlaciones para el flujo total producido por distintos impulsores.

Para una turbina estándar de seis palas se utiliza la siguiente correlación:

$$t = 5 \cdot \frac{\pi \cdot Dt \cdot H}{4} \cdot \left( \frac{1}{0,92 \cdot n \cdot Da^2 \cdot Dt} \right)$$

Donde:

t: tiempo de mezcla (s)

Dt: diámetro del tanque (m)

H: altura de líquido en el tanque (m)

n: velocidad del agitador (rps)

Da: diámetro del agitador (m)

El resultado obtenido aplicando la correlación anterior para el tanque y agitador dado es de 32,17 segundos.

#### Cálculo del consumo de potencia

La potencia comunicada al líquido se calcula de diferente forma dependiendo de si el flujo es laminar o turbulento, para ello es necesario calcular el número de Reynolds que se obtiene a partir de la siguiente ecuación:

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot Da^2}{\mu} = \frac{986,64 \cdot 2 \cdot 1,16^2}{0,65 \cdot 10^{-3}} = 3,43 \cdot 10^6 \text{ (flujo turbulento)}$$

Donde:

Re: Número de Reynolds

$\rho$ : Densidad de la mezcla (kg / m<sup>3</sup>)

N (1) = Frecuencia de giro (rps)

Da = Diámetro del agitador (m)

$\mu$  = Viscosidad de la mezcla (kg / m\*s)

<sup>(1)</sup> Los agitadores industriales típicos de turbina giran a velocidades comprendidas entre 20 y 150 rpm. Se elige un valor de 100 rpm, es decir, 1,66 rps.

Ahora se calcula la potencia necesaria mediante la ecuación:

$$P = Np * Da^5 * N^3 * \rho$$

Donde:

Np= Número de potencia

$\rho$  = Densidad de la mezcla (kg / m<sup>3</sup>)

Da= Diámetro del agitador (m)

N = Frecuencia de giro (rps)

P = Potencia (W)

En tanques con placas deflectoras instaladas, para número de Reynolds superiores a  $10^4$ , el número de potencia es independiente del número de Reynolds y la viscosidad ya no influye. En este caso, el flujo es totalmente turbulento y  $Np=K_T$ . El número de potencia para un  $Re > 10^4$  y una turbina de disco de seis palas planas es de 6,30 (Figura 11.2.1.2.).

$$P = 6,30 * 1,16^5 * 1,66^3 * 986,72 = 61153,33 \text{ W} = 61,15 \text{ KW}$$

Tipo de rodete†	$K_L$	$K_T$
Hélice, paso cuadrado, tres palas	41,0	0,32
Paso de 2, tres palas	43,5	1,00
Turbina, seis palas planas	71,0	6,30
Seis palas curvas	70,0	4,80
Turbina de ventilador, seis palas	70,0	1,65
Palas planas, dos palas§	36,5	1,70
Turbina cerrada, seis palas curvas	97,2	1,08
Con estator, sin deflectores	172,5	1,12

† Según J. H. Rushton, *Ind. Eng. Chem.*, **44**:2931 (1952).

Figura 11.2.1.2. Valores de  $K_L$  y  $K_T$

Para comprobar el tipo de potencia que se tiene, se divide la potencia entre el volumen del tanque, obteniendo el valor de 1,10 KW/m<sup>3</sup>. En la Figura 11.2.1.3 muestran los diferentes tipos de agitación y aplicaciones en función de la potencia en KW/m<sup>3</sup>:

Agitation	Applications	Power, kW/m <sup>3</sup>
Mild	Blending, mixing	0.04–0.10
	Homogeneous reactions	0.01–0.03
Medium	Heat transfer	0.03–1.0
	Liquid-liquid mixing	1.0–1.5
Severe	Slurry suspension	1.5–2.0
	Gas absorption,	1.5–2.0
	Emulsions	1.5–2.0
Violent	Fine slurry suspension	>2.0

Figura 11.2.1.3. Requerimientos de potencia en tanques agitados

Se observa que para 1,10 KW/m<sup>3</sup> se necesita una agitación media, se comprueba así que es correcto ya que esta agitación sirve para una mezcla de líquido-líquido que es lo que se tiene dentro del tanque.

#### Cálculo del peso en vacío del equipo

El peso total del recipiente vacío se calcula según:

$$Peso_{tanque_{vacío}} = Peso_{cilindro} + Peso_{fondo} + Peso_{cabezal} + Peso_{aislante} + Peso_{agitador}$$

En primer lugar se calcula el peso de la pared del tanque. Para ello hay que calcular previamente el área anular del cilindro:

$$A_{anular} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_e^2 - D_i^2)$$

$$\text{Dónde: } D_e = D_i + 2 \cdot t = 3,494 \text{ m}$$

$$D_i = 3,49 \text{ m}$$

El área anular calculada tiene un valor de 0,033 m<sup>2</sup>.

El peso de la pared se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$Peso_{cilindro} = A_{anular} \cdot h \cdot \rho_{acero}$$

$$Peso_{cilindro} = 0,033 \cdot 5,23 \cdot 7900 = 1360,05 \text{ kg}$$

El peso del cabezal se calcula como:

$$Peso_{cabezal} = V_{pared\ cabezal} \cdot \rho_{acero}$$

$$Peso_{cabezal} = 0,012 \cdot 7900 = 93,42\text{kg}$$

$$\text{Donde: } V_{pared\ cabezal} = V_e - V_i = 0,0809 \cdot D_e^3 - 0,0809 \cdot D_i^3$$

$V_e$ : volumen exterior cabezal toriesférico.

$V_i$ : volumen interior cabezal toriesférico.

Para el cálculo del volumen del fondo se calcula igual que en el caso anterior pero en este caso el diámetro externo varía debido al espesor. En este caso, el peso del fondo tiene un valor de 116,81 kg.

La densidad aproximada de la Manta spintex 342-G-125 tiene un valor de 125 kg/m<sup>3</sup>, así el peso del aislante se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$Peso_{aislante} = V_{aislante} \cdot \rho_{aislante}$$

$$Peso_{aislante} = 2,5 \cdot 125 = 312,5\text{ Kg}$$

Se estima que el peso de un agitador con estas dimensiones pesa 600 kg.

#### Cálculo del peso del tanque lleno de agua y en operación

Se calcula el peso del tanque lleno de agua mediante la siguiente expresión:

$$Peso\ tanque_{lleno\ de\ agua} = Peso\ tanque_{vacío} + V_{líquido} \cdot \rho_{fuido}$$

El volumen de líquido en el tanque es de 51,18 m<sup>3</sup> ya que el líquido ocupa un 90% de su capacidad. La densidad es de 997,13 kg/m<sup>3</sup> y de 986,64 kg/m<sup>3</sup>, para el agua (a 25°C y 1 atm) y el líquido de proceso respectivamente.

Tabla 11.2.1.9. Resumen de los pesos calculados

Pesos (kg)	
Equipo en vacío	2482,78
Equipo lleno de agua	53515,44
Equipo en operación	52978,50

A continuación, se detalla el resumen de los cálculos obtenidos para los tanques de mezcla de la planta siguiendo el procedimiento detallado anteriormente:

#### Diseño funcional TM-201

El objetivo de este tanque es mezclar dos líquidos miscibles. Las corrientes de entrada al tanque son la 37, que proviene del separador S-202 a una temperatura de 110 °C y la 35a que contiene agua recirculada a una temperatura de 32 °C del área 300. La corriente de salida del tanque se introduce en el separador S-201 a una temperatura de 67 °C.

#### Diseño mecánico TM-201

Tabla 11.2.1.10. Resumen diseño TM-201

TM-201	
Material construcción	AISI 304
T diseño (°C)	77
P diseño (bar)	1,66
Volumen (m <sup>3</sup> )	34,12
Caudal (m <sup>3</sup> /min)	0,37
Tiempo de residencia (min)	81,15
Diámetro interno (m)	2,94
Diámetro externo (m)	2,95
Altura total (m)	5,02
Altura cilindro (m)	4,41
Altura cabezal/fondo toriesférico (m)	0,30
Espesor pared (mm)	4
Espesor cabezal (mm)	4
Espesor fondo (mm)	5
Tipo de aislante/espesor (mm)	Manta Spintex-G-126/20



Tabla 11.2.1.11. Resumen diseño agitador del TM-201ç

Agitador TM-201	
Da (m)	0,98
j (m)	0,25
W (m)	0,20
L (m)	0,25
E (m)	0,98
Potencia (KW)	34,28
Potencia (KW/m <sup>3</sup> )	1,00

Tabla 11.2.1.12. Pesos del equipo TM-201

Pesos (kg)	
Equipo en vacío	1854,22
Equipo lleno de agua	32473,82
Equipo en operación	31751,26

Diseño funcional TM-401

Este tanque situado en el A-400 tiene como objetivo contener el agua recirculada procedente de los tanque pulmón T-301 y T-302 y el agua de red que se introduce al proceso debido a las pérdidas. Debido a que la composición y condiciones de las corrientes de entrada son muy parecidas no se hace necesaria la agitación mecánica.

Diseño mecánico TM-401

Tabla 11.2.1.13. Resumen diseño TM-401

TM-401	
Material construcción	AISI 1020
T diseño (°C)	40
P diseño (bar)	1,46
Volumen (m <sup>3</sup> )	34,12
Caudal (m <sup>3</sup> /min)	2,64
Tiempo de residencia (min)	11,37
Diámetro interno (m)	2,94
Diámetro externo (m)	2,95
Altura total (m)	5,02
Altura cilindro (m)	4,41
Altura cabezal/fondo toriesférico (m)	0,30
Espesor pared (mm)	3
Espesor cabezal (mm)	3
Espesor fondo (mm)	3

Tabla 11.2.1.14. Pesos del equipo TM-401

Pesos (kg)	
Equipo en vacío	1661,49
Equipo lleno de agua	32281,10
Equipo en operación	32520,05

### 11.2.2 Tanques pulmón

#### Cálculo del volumen del recipiente T-301/302

Para el diseño de los tanques T-301/302 se considera que este pueda contener volumen suficiente de la corriente de colas de la columna de destilación CD-401 en caso de fluctuaciones en el caudal de entrada y de parada de la planta.

Se hace un estudio de los volúmenes requeridos para contener el caudal de entrada durante diferentes intervalos de tiempo (Tabla 11.2.2.1.). Se elige dividir en dos la corriente de entrada (34a), para así disponer de dos tanques pulmón y disponer de más volumen de agua para alimentar otras zonas del proceso. Sabiendo que el caudal de líquido que llega a cada tanque es de  $1 \text{ m}^3/\text{min}$ , los volúmenes requeridos se muestran a continuación:

Tabla 11.2.2.1. Volumen requerido respecto el tiempo de residencia

t (min)	V (m <sup>3</sup> )
10	12,1
20	24,2
30	36,3
40	48,4
50	60,0
60	72,6

Se elige un volumen de  $60 \text{ m}^3$ , con un 20% del volumen no ocupado por el líquido, ya que 50 minutos se considera un tiempo suficiente y el volumen no es demasiado grande. El cuerpo cilíndrico del tanque tiene las siguientes dimensiones, con una relación de  $H/D=1,5$ :

Tabla 11.2.2.2. Dimensiones del tanque T-301/302

D (m)	3,71
H (m)	5,56

Cálculo del volumen del fondo y cabezal

El fondo y cabezal elegidos son toriesféricos tipo Klöpper ya que son los más usados en los recipientes verticales sometidos a presión hidrostática. El volumen de un cabezal y fondo Klöpper se determina mediante la siguiente expresión:

$$V_{\text{toriesférico}} = 0,08089 \cdot D_0^3$$

Donde:

$D_0$  corresponde al diámetro del cilindro.

$$V_{\text{toriesférico}} = 0,08089 \cdot 3,71^3 = 4,12 \text{ m}^3$$

Por tanto, el volumen útil total del tanque es de  $68,24 \text{ m}^3$  y presenta las siguientes dimensiones:

Tabla 11.2.2.3. Dimensiones del tanque T-301/302

D interno (m)	3,71
H cuerpo (m)	5,56
H cabezal	0,375
H fondo	0,375

Diseño mecánicoMaterial de construcción

El material elegido para este tanque es el acero inoxidable austenítico AISI 304 que resulta muy fácil encontrar en el mercado y que presenta una buena combinación de propiedades mecánica y físicas (Tabla 11.2.2.4.).

Tabla 11.2.2.4. Composición AISI 304

Composición AISI 304	
C max. 0.08%	Si max. 1%
Mn max. 2.00%	Cr 17.5% / 20.00 %
P max. 0.045%	Ni 8.00% / 11.00%
S max. 0.015%	

---

Límite elástico (N/mm <sup>2</sup> )	Resistencia a la tracción (N/mm <sup>2</sup> )	Elongación (%)
165	460-1100	<60

### Temperatura de diseño

El tanque opera a 32°C, y se escoge una temperatura de diseño de 42°C. Es decir, la temperatura de operación más 10°C.

### Presión de diseño

En este caso la presión interna es igual a la presión externa, que será la atmosférica. Para la escoger presión de diseño se ha de considerar la presión que ejerce la columna de líquido:

$$P_{hidrostática} = \rho \cdot g \cdot h_{líquido}$$

$$P_{hidrostática} = 1002,1 \frac{Kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2} \cdot 5,06 m = 49732,7 \frac{N}{m^2} = 0,497 \text{ bar}$$

Esta es la presión relativa, por tanto la presión absoluta es:

$$\Delta P_{abs} = P_{hidrostática} + P_{atm}$$

$$\Delta P_{abs} = 0,497 + 1,01325 = 1,51 \text{ bar}$$

A esta presión se le aplica un sobredimensionamiento del 15% para asegurarse que los tanques funcionarán correctamente:

$$P_{diseño} = \Delta P_{abs} \cdot 1,15 = 1,74 \text{ bar}$$

### Espesores de las paredes del tanque

Los espesores de pared del tanque, tanto para el cuerpo como para los cabezales, se calculan según las normas del código ASME con las siguientes expresiones:

## ➤ Cuerpo cilíndrico

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} + C_1 + C_2$$

Dónde:

t: espesor (mm)

R: radio del cilindro (mm); R=1853,4 mm

P: presión de diseño (bar); P=1,73

S: límite elástico (bar); 1650

E: factor de soldadura (soldadura en X i radiografiado parcial); E=0,85

C<sub>1</sub>: espesor por corrosión (mm); C<sub>1</sub>=1

C<sub>2</sub>: tolerancia de fabricación (mm); C<sub>2</sub>=0,1·t<sub>1</sub>; C<sub>2</sub>=0,33

dónde t<sub>1</sub> es el espesor del equipo sin considerar C<sub>2</sub>.

## ➤ Fondo y cabezal toriesférico

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot L}{S \cdot E - 0,1 \cdot P} + C_1 + C_2$$

Dónde L corresponde al diámetro interno del tanque en milímetros, y P es la presión de diseño que es de 1,73 bar para el fondo, ya que este soporta la presión ejercida por el líquido, y de 1,01325 bar para el cabezal.

Tabla 11.2.2.6. Espesores calculados

Espesor calculado (mm)	
Cuerpo	3,63
Fondo	5,57
Cabezal	3,71

Se escogen unos espesores de chapa estándar de 4 mm tanto para el cuerpo como para el cabezal y de 6 mm para el fondo.

### Cálculo del peso en vacío del equipo

El peso total del recipiente vacío se calcula según:

$$Peso_{tanque\,vacío} = Peso_{pared\,tanque} + Peso_{fondo} + Peso_{cabezal}$$

En primer lugar se calcula el peso de la pared del tanque. Para ello hay que calcular previamente el área anular del cilindro:

$$A_{\text{anular}} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_e^2 - D_i^2)$$

$$\text{Dónde: } D_e = D_i + 2 \cdot t = 3,715 \text{ m}$$

$$D_i = 3,71 \text{ m}$$

El área anular es de 0,047 m<sup>2</sup>.

El peso de la pared se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Peso}_{\text{pared tanque}} = A_{\text{anular}} \cdot h \cdot \rho_{\text{acero}}$$

$$\text{Peso}_{\text{pared tanque}} = 0,047 \cdot h \cdot 7800 = 2022,29 \text{ kg}$$

El peso del cabezal se calcula como:

$$\text{Peso}_{\text{cabezal}} = V_{\text{pared cabezal}} \cdot \rho_{\text{acero}}$$

$$\text{Peso}_{\text{cabezal}} = 0,027 \cdot 7800 = 208,53 \text{ kg}$$

$$\text{Donde: } V_{\text{pared cabezal}} = V_e - V_i = 0,0809 \cdot D_e^3 - 0,0809 \cdot D_i^3$$

$V_e$ : volumen exterior cabezal toriesférico.

$V_i$ : volumen interior cabezal toriesférico.

Para el cálculo del volumen del fondo se calcula igual que en el caso anterior pero en este caso el diámetro externo varía debido al espesor. En este caso, el peso del fondo tiene un valor de 313,14 kg.

#### Cálculo del peso del tanque lleno de agua y en operación

$$\text{Peso}_{\text{tanque lleno de agua}} = \text{Peso}_{\text{tanque vacío}} + V_{\text{líquido}} \cdot \rho_{\text{fuido}}$$

El volumen de líquido en el tanque es de  $48 \text{ m}^3$  ya que el líquido sólo ocupa un 80% de su capacidad. La densidad es de  $997,13 \text{ kg/m}^3$  y de  $1002,1 \text{ kg/m}^3$ , para el agua (a  $25^\circ\text{C}$  y 1 atm) y para el líquido de proceso respectivamente.

Tabla 11.2.2.7. Resumen de los pesos calculados

Pesos (kg)	
Equipo en vacío	2543,96
Equipo lleno de agua	50406,20
Equipo en operación	50644,76



### 11.2.3 Tanque de disolución

#### Diseño funcional

El objetivo del tanque de disolución TD-201 es preparar la disolución de catalizador que se alimentará al reactor R-201.

El volumen necesario de solución catalítica dentro del reactor para llevar a cabo la reacción debe ser de 108 m<sup>3</sup>. Las cantidades de agua, cloruro de paladio y cloruro de cobre necesarios para preparar dicha disolución se muestran a continuación en la tabla 11.2.3.1.

Tabla 11.2.3.1. Necesidades de agua y catalizadores sólidos para llevar a cabo la disolución catalítica.

Volumen agua (m <sup>3</sup> )	Masa CuCl <sub>2</sub> (kg)	Masa PdCl <sub>2</sub> (kg)
108	7364,74	47,87

La solución de catalizador se introducirá al reactor en tres cargas de modo que se diseña el tanque para contener el volumen correspondiente a una carga.

#### Cálculo del volumen del tanque

#### Cálculo del volumen del cuerpo cilíndrico

Para realizar el diseño del tanque se considera un volumen del cilindro de 43 m<sup>3</sup>. Teniendo en cuenta una relación H/D=1,5, se obtienen las siguientes dimensiones del cuerpo:

Tabla 11.2.3.2. Dimensiones del cuerpo cilíndrico

H (m)	4,98
D <sub>int</sub> (m)	3,32

#### Cálculo de los volúmenes del fondo y del cabezal del tanque

El tipo de fondo y cabezal seleccionados para el diseño del tanque es toriesférico tipo Klöpper. Para determinar el volumen del cabezal y el fondo toriesférico de este tipo se utiliza la siguiente ecuación:

$$V_{\text{toriesférico}} = 0,08089 \cdot D_0^3$$

Siendo D<sub>0</sub> el diámetro interno del tanque.

De este modo:  $V_{\text{toriesférico}} = 0,0809 \cdot 3,32^3 = 2,96 \text{ m}^3$ .

Una vez calculados los volúmenes para los cabezales y el fondo del tanque, se puede determinar el volumen total del tanque como la suma del volumen del cuerpo cilíndrico y los del fondo y el cabezal.

Así:

$$V_{\text{total}} = V_{\text{cilindro}} + 2 \cdot V_{\text{toriesférico}}$$

$$V_{\text{total}} = 43 + 2 \cdot 2,96 = 48,92 \text{ m}^3$$

En la tabla 11.2.3.3. se resumen las dimensiones del tanque de disolución del catalizador:

Tabla 11.2.3.3. Dimensiones del tanque de disolución.

D interno (m)	3,32
H cuerpo (m)	4,98
H cabezal (m)	0,34
H fondo (m)	0,34
H total (m)	5,66

#### Diseño mecánico

##### Material de construcción

El tanque de disolución de catalizador se construirá con el mismo material utilizado en el reactor R-201, esto es, acero inoxidable 317L con un recubrimiento interior de teflón. Este tipo de material es altamente resistente a soluciones corrosivas como es el caso de la solución de catalizador.

Las propiedades de este tipo de acero ya han sido especificadas en el manual de cálculo del reactor R-201.

##### Temperatura de diseño

La temperatura de operación del tanque es de 20°C y se considera como temperatura de diseño la temperatura de operación incrementada en 10°C, de este modo la temperatura de diseño del tanque es de 30°C.

Presión de diseño

La presión de diseño del tanque TD-201 se calcula a partir de la presión de operación y de la presión hidrostática que ejerce el líquido que contiene, todo ello sobredimensionado en un 15 %. La ecuación para el cálculo de la presión de diseño es:

$$P_{diseño} = (P_{operación} + P_{hidrostática}) \cdot 1,15$$

Para el cálculo de la presión hidrostática se considerará que la densidad de la disolución es igual a la del agua en las condiciones de operación. Así:

$$P_{hidrostática} = \rho \cdot g \cdot h_{líquido} = 997,13 \frac{kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2} \cdot 4,53m = 44311,76Pa = 0,4431bar$$

Entonces:

$$P_{diseño} = (P_{operación} + P_{hidrostática}) \cdot 1,15 = (1,01325 + 0,4431) \cdot 1,15 = 1,6748bar$$

Espesor de las paredes del TD-201

El cálculo de los espesores de las paredes del tanque se realiza conforme a las normas del código ASME. A continuación, se procede al cálculo de los espesores del cuerpo cilíndrico, el cabezal y el fondo del tanque mediante la aplicación de las expresiones correspondientes:

➤ Espesor del cuerpo cilíndrico

El espesor del cuerpo cilíndrico se calcula mediante la siguiente expresión:

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E + 0,4 \cdot P} + C_1 + C_2$$

Donde: t: espesor (mm)

R: radio del cilindro (mm); R=1660 mm

P: presión de diseño (bar); P=1,6748 bar

S: límite elástico (bar); S=2050 bar

E: factor de soldadura (soldadura en X i radiografiado parcial); E=0,85

C1: espesor por corrosión (mm); C1=1,5

C2: tolerancia de fabricación (mm); C2=0,1·t<sub>1</sub>;

Siendo  $t_1$  el espesor del equipo sin considerar  $C_2$ :  $C_2=0,309$

Entonces:  $t = 3,40mm$

Se normaliza el espesor a 4mm.

➤ Espesor del cabezal toriesférico

Para el cálculo del cabezal toriesférico se utiliza la siguiente ecuación:

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot L}{S \cdot E - 0,1 \cdot P} + C_1 + C_2$$

Donde: t: espesor (mm)

L: diámetro interno del tanque (mm);  $L=3320$  mm

P: presión atmosférica (bar);  $P=1,01325$  bar

S: límite elástico (bar);  $S=2050$  bar

E: factor de soldadura (soldadura en X i radiografiado parcial);  $E=0,85$

$C_1$ : espesor por corrosión (mm);  $C_1=1,5$

$C_2$ : tolerancia de fabricación (mm);  $C_2=0,1 \cdot t_1$ ;

siendo  $t_1$  el espesor del equipo sin considerar  $C_2$ :  $C_2=0,3208$

Entonces:  $t = 3,529mm$ .

Se eligen unos espesores normalizados de modo que en este caso, el espesor del cabezal es de 4 mm.

➤ Espesor del fondo toriesférico

Para el cálculo del espesor del fondo toriesférico se utiliza la misma expresión que para el cabezal, pero en este caso, P es la presión de diseño en lugar de la presión atmosférica.

De este modo, de la ecuación se obtiene un valor del espesor de  $t = 4,7567mm$ , que normalizado será de 5 mm.

A continuación, en la tabla 11.2.3.3. se recogen los valores de los espesores calculados en este apartado:

Tabla 11.2.3.4. Espesores paredes tanque

Espesor (mm)	
Cilindro	4
Cabezal	4
Fondo	5

Diseño del agitador AG-201

El agitador del tanque de disolución TD-201 tiene como función la mezcla de las partículas del catalizador sólido en el disolvente acuoso para dar lugar a la solución catalítica que se debe alimentar al reactor.

Los agitadores se instalan en los tanques sobre un eje suspendido, es decir, un eje sostenido en la parte superior del mismo. Este eje es accionado por un motor, a veces directamente conectado al eje, pero es más común que se encuentre conectado a éste, a través de una caja reductora de velocidad. El agitador provoca que el líquido circule a través del tanque y eventualmente regrese él mismo. Los deflectores con frecuencia se incluyen para reducir el movimiento tangencial del fluido en el tanque.

Tanto para el caso de este tanque de disolución como en el caso de los tanques de mezcla se utilizarán agitadores de turbina de pala recta de 6 palas, idóneas para la agitación/mezclado de líquidos de media y baja viscosidad. La turbina sencilla de palas rectas, empuja al líquido en dirección radial y tangencial, casi sin movimiento vertical al agitador.

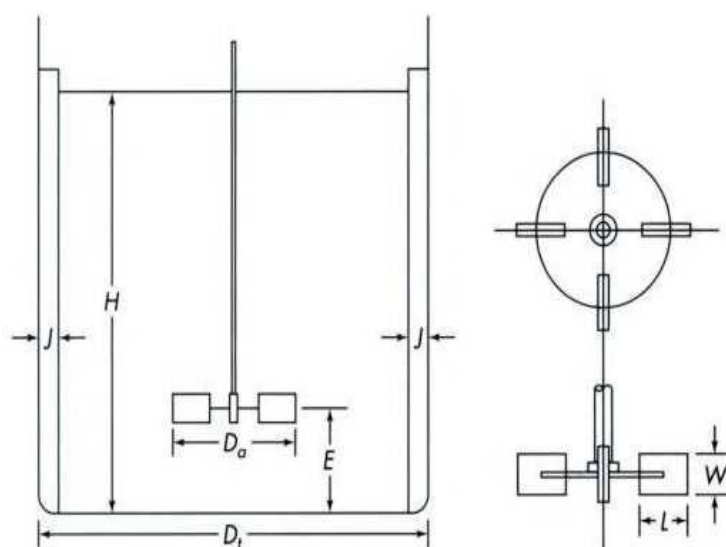


Figura 11.2.3.1. Parámetros característicos de una turbina y del tanque agitado.

Cálculo de consumo de potencia

El cálculo de la potencia consumida por el agitador se realiza mediante la ecuación:

$$P = N_p \cdot n^3 \cdot D_a^5 \cdot \rho$$

Donde: P: potencia consumida (W)

$N_p$ : número de potencia

$N$ : velocidad de giro del agitador (rps)

$D_a$ : diámetro del agitador (m)

$\rho$ : densidad de la mezcla ( $\text{kg/m}^3$ )

Como inicialmente existe en el tanque una suspensión de partículas de catalizador sólido se calculará la velocidad de giro del agitador mediante una ecuación adimensional llamada correlación de Zwietering, admitiendo en este caso que la velocidad de giro del agitador es igual a la velocidad de giro crítica.

$$n_c \cdot D_a^{0,85} = S \cdot \nu^{0,1} \cdot D_p^{0,2} \cdot \left( g \cdot \frac{\Delta\rho}{\rho} \right)^{0,45} \cdot B^{0,13}$$

Donde:  $n_c$ : velocidad crítica del agitador

$D_a$ : diámetro del agitador

$S$ : factor de forma

$\nu$ : viscosidad cinemática de la mezcla

$D_p$ : tamaño medio de la partícula sólida

$g$ : aceleración de la gravedad

$\Delta\rho$ : diferencia de densidad entre la mezcla y la partícula

$\rho$ : densidad del líquido

$B$ : 100\*peso del sólido/peso del líquido

A continuación, se muestran la figura 11.2.3.2. del libro “Operaciones unitarias de ingeniería química”, (McCabe, Smith; McGraw-Hill Companies, 2001) de la cual se extraen los datos a partir de los cuales se determinarán los parámetros característicos de la turbina de 6 palas fijando un factor de forma  $S=7,5$ .

Tipo de impulsor	$D_t/D_a$	$D_t/E$	$S$
Turbina de seis palas $D_a/W = 5$ $N_p = 6.2$	2	4	4.1
	3	4	7.5
	4	4	11.5
Paleta de dos palas $D_a/W = 4$ $N_p = 2.5$	2	4	4.8
	3	4	8
	4	4	12.5
Hélice (propulsor) de tres palas $N_p = 0.5$	3	4	6.5
	4	4	8.5
	4	2.5	9.5

Figura 11.2.3.2. Factor de forma  $S$  para el cálculo de la velocidad crítica de agitación.

En la siguiente tabla 11.2.3.5 se recogen los valores de los parámetros característicos de la turbina, calculados a partir de la tabla anterior.

Tabla 11.2.3.5. Parámetros característicos de la turbina de 6 palas.

PARÁMETROS CARACTERÍSTICOS TURBINA	
$N_p$	6,2
$D_a(m)$	1,11
$W(m)$	0,22
$S$	7,5
$E(m)$	0,89

Además, se considera la mezcla como si fuese agua, de modo que se toman los valores de la densidad y la viscosidad del agua a 20°C para el cálculo de la velocidad crítica del agitador.

$$\nu = 1,01 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}; \quad \rho = 997,13 \text{ kg/m}^3$$

Por otro lado, se toma como densidad de la partícula sólida, la correspondiente al cloruro de paladio ( $\rho = 4000 \text{ kg/m}^3$ ) y se admite un tamaño de partícula típica de  $D_p = 2 \cdot 10^{-4} \text{ m}$ .

El valor de B es de:  $B = \frac{7412,61}{107690,04} \cdot 100 = 6,88$

Sustituyendo todos los valores en la correlación de Zwietering se obtiene el siguiente valor de la velocidad de giro crítica:

$$n_c = 1,88 rps = 111,52 rpm$$

Una vez conocido el valor de la velocidad crítica de giro del agitador se puede proceder al cálculo de la potencia consumida por el agitador, sin más que sustituir los valores en la ecuación citada en el principio de esta sección.

Así:  $P = 263222,882 W = 263,22 kW$

Para comprobar el tipo de potencia que se tiene, se divide la potencia calculada entre el volumen del tanque, obteniendo el valor de 6,12 KW/m<sup>3</sup>. En la figura 11.2.3.3, se muestran los diferentes tipos de agitación y aplicaciones en función de la potencia del agitador en KW/m<sup>3</sup>:

Agitation	Applications	Power, kW/m <sup>3</sup>
Mild	Blending, mixing	0.04–0.10
	Homogeneous reactions	0.01–0.03
Medium	Heat transfer	0.03–1.0
	Liquid-liquid mixing	1.0–1.5
Severe	Slurry suspension	1.5–2.0
	Gas absorption,	1.5–2.0
	Emulsions	1.5–2.0
Violent	Fine slurry suspension	>2.0

Figura 11.2.3.3. Requerimientos de potencia en tanques agitados

El valor de 6,12 KW/m<sup>3</sup> es superior a 2, y por lo tanto se encuentra dentro del rango esperado para la agitación de suspensiones de partículas finas.

#### Peso del tanque

##### Peso del tanque vacío

El peso del tanque vacío se calcula como la suma del peso del cuerpo cilíndrico y los pesos del cabezal y del fondo toriesférico:

$$P_{\text{tanque vacío}} = P_{\text{cabezal}} + P_{\text{fondo}} + P_{\text{cuerpo cilíndrico}} + P_{\text{agitador}}$$



En primer lugar, se calcula el peso del cuerpo cilíndrico según la siguiente ecuación:

$$P_{\text{cuerpo cilíndrico}} = A_{\text{anular}} \cdot h \cdot \rho_{\text{material}}$$

Siendo: h la altura del tanque (m),  $A_{\text{anular}}$  el área anular del cuerpo cilíndrico ( $m^2$ ) y  $\rho_{\text{material}}$  la densidad del acero AISI 317L.

El área anular se calcula del siguiente modo:  $A_{\text{anular}} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_e^2 - D_i^2)$ , siendo  $D_i$  el diámetro interno del tanque y  $D_e$  en diámetro externo del tanque.

$$D_e = D_i + 2 \cdot \text{espesor pared} = 3,32 + 2 \cdot 0,004 = 3,328m$$

Sustituyendo en la ecuación del área anular se obtiene:  $A_{\text{anular}} = 0,042m^2$

$$\text{Entonces: } P_{\text{cuerpo cilíndrico}} = A_{\text{anular}} \cdot h \cdot \rho_{\text{material}} = 0,042m^2 \cdot 4,98m \cdot 8027 \frac{kg}{m^3} = 1669,762kg$$

El peso del cabezal y del fondo toriesféricos se calcula mediante las siguientes ecuaciones:

$$P_{\text{paredcabezal}} = V_{\text{paredcabezal}} \cdot \rho_{\text{acero}} = (V_e - V_i) \cdot \rho_{\text{acero}} = 0,0809 \cdot (D_e^3 - D_i^3) \cdot \rho_{\text{acero}}$$

$$P_{\text{fondo}} = V_{\text{fondo}} \cdot \rho_{\text{acero}} = (V_e - V_i) \cdot \rho_{\text{acero}} = 0,0809 \cdot (D_e^3 - D_i^3) \cdot \rho_{\text{acero}}$$

Teniendo en cuenta los espesores calculados para el cabezal y el fondo toriesférico y el diámetro interno del tanque después de realizar sustituciones en las ecuaciones anteriores se obtienen unos valores de pesos:

$$P_{\text{paredcabezal}} = 85,85kg$$

$$P_{\text{fondo}} = 146,53kg$$

Por otro lado, se estima un valor del peso del agitador de 600 kg.

Entonces, se obtiene un peso para el tanque vacío de  $P_{\text{tanquevacío}} = 2502,142kg$

Peso del tanque lleno con fluido de operación

Se calcula según la siguiente ecuación:

$$P_{operacion} = P_{tanquevacio} + V_{liquido} \cdot \rho_{fluido}$$

Se admite la densidad de la mezcla como la densidad del agua y el  $V_{liquido}$  como el volumen del tanque ocupado por la disolución, de modo que:

$$P_{operacion} = 2502,142kg + 39,12m^3 \cdot 997,13 \frac{kg}{m^3} = 41509,87$$

El peso del tanque lleno de agua es el mismo que el peso del tanque en operación pues se ha considerado la densidad de la disolución igual a la del agua.

## 11.3. Reactores

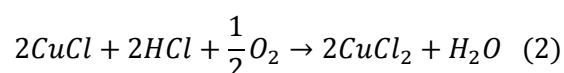
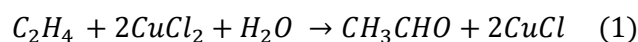
### 11.3.1 Reactor de proceso R-201

#### 11.3.1.1 Diseño teórico

El reactor consiste en una columna de burbujeo, conectada en su parte superior con un separador de fases.

Según el proceso Wacker-Hoeschst la oxidación del etileno se produce en el si de una solución catalítica de cloruro de cobre y cloruro de paladio. El etileno y el oxígeno necesario para la oxidación del primero se inyectan en forma de burbujas a través de unos dispersores situados en la parte inferior de la columna.

Las dos reacciones principales son las siguientes:



Para la modelización del reactor se toma como referencia la patente Núm. 1 (ver apartado reactor de la bibliografía). Las ecuaciones cinéticas que propone la patente para estas reacciones son:

$$r_1 = \frac{k_1 \times [PdCl_2] \times [C_2H_4]}{E_2(E_1 + 2[CuCl_2] + E_2)^2} \quad (3)$$

$$\text{Dónde: } E_1 = [CuCl_2]_0 - [CuCl_2] \quad (4)$$

$$E_2 = [H^+]_0 + [CuCl_2]_0 + [CuCl_2] \quad (5)$$

$$r_2 = \frac{k_2 \times [O_2]}{E_1^2} \quad (6)$$

La misma patente hace una serie de suposiciones para resolver los perfiles de concentración de cada especie:

- Se considera que la fase gaseosa asciende a lo largo del reactor en régimen de flujo pistón.
- La solución de catalizador se encuentra perfectamente agitada debido al burbujeo.
- Las reacciones de oxidación del etileno y del cloruro de cobre tienen lugar en la fase líquida.

-La resistencia a la transferencia de materia de la corriente gaseosa es despreciable.

-El reactor opera de forma isoterma.

-La velocidad superficial de la corriente gaseosa se considera constante.

Así pues, para un reactor gas-líquido que opera en estado estacionario realizando un balance de materia de los reactivos se obtiene:

$$\left\langle \frac{d[C_2H_4]_g}{dx} \right\rangle = -\frac{k_L a}{u_g} \left[ \frac{[C_2H_4]_g}{H_{C_2H_4}} - [C_2H_4]_l \right] \quad (7) \quad \text{Perfil etileno en fase gaseosa}$$

$$-u_g \left\langle \frac{d[O_2]_g}{dx} \right\rangle = k_L a \left[ \frac{[O_2]_g}{H_{O_2}} - [O_2]_l \right] \quad (8) \quad \text{Perfil oxígeno en fase gaseosa}$$

$$\int_0^L k_L a \left[ \frac{[C_2H_4]_g}{H_{C_2H_4}} - [C_2H_4]_l \right] dx = r_1 L \quad (9) \quad \text{Transferencia de materia gas - líquido del etileno}$$

$$\int_0^L k_L a \left[ \frac{[O_2]_g}{H_{O_2}} - [O_2]_l \right] dx = r_2 L \quad (10) \quad \text{Transferencia de materia gas - líquido del oxígeno}$$

Dónde:

-  $K_L a$ : coeficiente de transferencia de materia en la fase líquida (m/s)

-  $H_{C_2H_4}, H_{O_2}$ : Constantes de Henry del etileno y el oxígeno

(m<sup>3</sup> líquido / m<sup>3</sup> gas)

-  $u_g$ : velocidad superficial del gas (m/s)

-  $L$ : longitud del reactor (m)

Las ecuaciones 7 y 8 representan el perfil de concentraciones de los reactivos a lo largo de la columna. Las ecuaciones 9 y 10 muestran la concentración de reactivos que se transfiere a la fase líquida y que por lo tanto reacciona.

Resolver este sistema de ecuaciones no es trivial, se deberían considerar condiciones de contorno así como ecuaciones que representen la concentración de las otras especies presentes en solución (CuCl<sub>2</sub>, CuCl, HCl, etc.).

Para conocer el perfil de concentraciones de oxígeno y etileno en el reactor se plantea una simplificación. Los ecuaciones 7 y 8 del perfil de concentraciones de los reactivos en fase

gaseosa se igualan a las ecuaciones 9 y 10 de la transferencia de materia gas-líquido del etileno y el oxígeno.

$$-u_g \left\langle \frac{d[C_2H_4]_g}{dx} \right\rangle = r_1 L \quad (11)$$

$$-u_g \left\langle \frac{d[O_2]_g}{dx} \right\rangle = r_2 L \quad (12)$$

Reordenando los términos, de las ecuaciones 11 y 12 se obtiene:

$$d[C_2H_4]_g = - \left( \frac{r_1 L}{u_g} \right) dx \quad (13)$$

$$d[O_2]_g = - \left( \frac{r_2 L}{u_g} \right) dx \quad (14)$$

Integrando se obtiene:

$$[C_2H_4]_g = - \left( \frac{r_1 L}{u_g} \right) + [C_2H_4]_0 \quad (15)$$

$$[O_2]_g = - \left( \frac{r_2 L}{u_g} \right) + [O_2]_0 \quad (16)$$

Las ecuaciones 15 y 16 se pueden resolver fácilmente. Se itera el valor de la longitud del reactor des de la base de la columna hasta conseguir una longitud tal con la que se consiga una conversión  $X_k=0,35$ . Esta longitud resulta de 14 metros.

Los datos iniciales de concentraciones de solución de catalizador se han obtenido del mismo artículo:

Tabla 11.3.1.1.1. Concentraciones de la solución de catalizador

[PdCl <sub>2</sub> ]	0,0025 M
[CuCl <sub>2</sub> ]	0,4 M
[CuCl]	0,2 M
[HCl]	0,01 M

La constante cinética  $k_1$  se obtiene a partir del artículo 3, la cual es de 0,051. La constante cinética  $k_2$  se estima como la mitad de  $k_1$  según la misma fuente. También se fija una velocidad superficial del gas de 0,1m/s.

Para resolver las ecuaciones 15 y 16 solo falta conocer las concentraciones iniciales de etileno y oxígeno de entrada al reactor en fase gaseosa. Estas se obtienen según las siguientes relaciones a partir de los datos del balance de materia del proceso:

$$[C_2H_4]_g = \frac{\text{caudal molar etileno de entrada } (\frac{kmoles}{h})}{\text{caudal volumétrico total gas entrada } (\frac{m^3}{h})}$$

$$[O_2]_g = \frac{\text{caudal molar oxígeno de entrada } (\frac{kmoles}{h})}{\text{caudal volumétrico total gas entrada } (\frac{m^3}{h})}$$

Se calculan unos valores de 0,08M y 0,04M para el etileno y el oxígeno respectivamente.

A continuación se muestra el perfil de concentraciones de los reactivos en la columna:

Tabla 11.3.1.1.2. Concentraciones de la solución de catalizador

L (m)	$[C_2H_4]_g$ (moles/l)	$[O_2]_g$ (moles/l)
1	0,079434	0,039692
2	0,079395	0,039673
3	0,079356	0,039653
4	0,079317	0,039634
5	0,079278	0,039614
6	0,079239	0,039595
7	0,079199	0,039575
8	0,079160	0,039556
9	0,079121	0,039536
10	0,079082	0,039516
11	0,079043	0,039497
12	0,079004	0,039477
13	0,078965	0,039458
14	0,078926	0,039438
Concentración Promedio	0,079194	0,039572

Para hacer el cálculo de la conversión calculamos las concentraciones de etileno y oxígeno en fase líquida mediante las respectivas constantes de Henry. Solo hay que dividir el valor de la concentración en la fase gaseosa por su constante de Henry y se obtiene la concentración en la fase líquida.

Tabla 11.3.1.1.3. Constantes de Henry

Constante Henry etileno	11,32
Constante Henry oxígeno	38,17

La conversión de los reactivos se calcula a partir de las concentraciones de entrada al reactor en fase líquida, respecto a la concentración promedio de los reactivos en el reactor.

La fracción gaseosa en el reactor ( $\epsilon_g$ ) es del 19% y se encuentra con la siguiente correlación de Hikita y Kikukawa:

$$\epsilon_g = 0,505 V_g^{0,47} \left( \frac{0,072}{\sigma} \right)^{2/3} \left( \frac{0,001}{\mu_l} \right)^{0,05}$$

Aplicando este valor de hold up se determina que en el reactor hay 108 m<sup>3</sup> de solución líquida de catalizador, con un volumen para la circulación de gases de 26m<sup>3</sup>.

#### 11.3.1.1.1. Diseño funcional del reactor

En el diseño de nuestra planta se ha estudiado emplear una línea de producción doblada. Cada uno de los dos reactores de cada línea producirá la mitad de la producción anual requerida de acetaldehído, considerando que trabajen al 50% de su máxima capacidad.

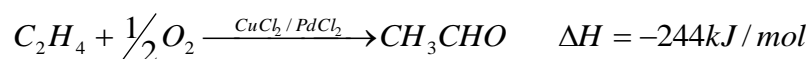
A partir de la producción total anual se determina la cantidad de acetaldehído que es necesaria producir por hora:

$$60000 \frac{tn}{año} \times \frac{1 año}{300 días} \times \frac{1 día}{24 horas} \times \frac{1000 kg}{1 tn} = 8333,33 kg/h$$

Haciendo una simple división se obtiene que cada línea debe producir 4166,66 kg/h de acetaldehído.

Hay que tener en cuenta que se producen pérdidas de producto en el proceso de purificación. Se ha simulado el proceso con el software Hysys obteniendo unas pérdidas de acetaldehído en la zona de purificación de alrededor del 1%. Estas pérdidas aunque pequeñas deben considerarse, por lo cual se obtiene una producción ligeramente superior a la requerida, de 8627,65kg/h (un 4% de exceso, 4313,83kg/h por cada línea).

La reacción global mencionada anteriormente es la siguiente:



En el reactor tiene lugar la oxidación del etileno en una sola etapa, como se explica en los primeros capítulos siendo las condiciones de operación del mismo, 130°C y 3 atm.

El tiempo de residencia es de difícil determinación ya que el volumen del gas que asciende a través de la columna va cambiando debido a que este va reaccionando.

#### Balance de materia

Planteando el balance de materia se obtienen los siguientes caudales molares:

Tabla 11.3.1.1.1. Balance de materia en el reactor

	Entrada reactor (kmoles /h)	Salida reactor (kmoles/h)
Etileno	279,48	181,66
Oxígeno	139,65	90,75
Acetaldehído	0,00	97,82
Subproductos	0,00	5,14

Los 97,82 kmoles/h de acetaldehído corresponden a un caudal másico de 4313,83 kg/h, el caudal necesario para obtener la producción requerida.

En la tabla se admite que a la entrada del reactor no tenemos acetaldehído ni subproductos cuando realmente si hay una pequeña cantidad debido a la recirculación. No se han considerado para simplificar los cálculos pero en el balance de materia se especifican todos los caudales de entrada y salida del reactor.

El etileno y oxígeno de entrada se obtienen a partir del alimento nuevo (102,84 y 53,08 kmoles/h respectivamente) y de la recirculación que proviene de la torre de absorción (176,65 y 86,57 kmoles/h respectivamente).

Como se puede observar el caudal de recirculación es muy alto respecto al alimento nuevo, pero resulta imprescindible debido a la baja conversión de la reacción global ( $X_k=0,35$ ).



Subproductos

Se considera que en el proceso global acaba reaccionando el 95% del etileno inicial de entrada para formar acetaldehído, gracias a la recirculación. El 5% restante, siguiendo la patente núm. 1 del reactor, permanece sin reaccionar o para formar distintos subproductos.

Tabla 11.3.1.1.1.2. Subproductos

Especie	% Etileno inicial	Kmols/h (100%)	Kmols/h (50%)
<b>Etileno sin reaccionar</b>	<u>1,1</u>	2,26	1,13
<b>Subproductos</b>	<u>3,9</u>	-	-
Ácido acético	0,7	1,44	0,72
Crotonaldehído	0,3	0,62	0,31
Cloruro de metilo	0,2	0,41	0,21
Cloroacetaldehído	1,9	3,91	1,95
CO <sub>2</sub>	0,8	1,65	0,82
TOTAL	5	10,28	5,14

Como se observa en la tabla el 1,1% del etileno inicial que entra al reactor por primera vez se queda sin reaccionar debido a las pérdidas en el proceso de purificación. El 3,9% restante reacciona para formar ácido acético, crotonaldehído, cloruro de metilo, cloroacetaldehído y dióxido de carbono. En la etapa de purificación se pretende eliminar estos subproductos para garantizar la máxima pureza del acetaldehído.

También se adjuntan los caudales molares de cada especie, suponiendo una producción del 100% y del 50% respectivamente.

Consumo de catalizador

La columna se carga inicialmente con 108 m<sup>3</sup> de agua, según el hold up calculado para esta. Aplicando las concentraciones de los componentes del catalizador, determinadas en el diseño teórico del reactor, se obtienen los siguientes valores:

Tabla 11.3.1.1.1.3. Cantidades necesarias de catalizador

Especie	Concentración (M)	kmoles totales	kg totales
CuCl <sub>2</sub>	0,4	43	7365
PdCl <sub>2</sub>	0,0025	0,27	48

Como se observa en la tabla hay que añadir 7365 kg de CuCl<sub>2</sub> y 48 kg de PdCl<sub>2</sub> en el volumen de agua determinada para tener las concentraciones de catalizador deseadas.

#### Balance de energía

Se calcula el caudal de agua líquida que debe evaporarse en la columna para mantener está en condiciones isothermas, a 130°C. Para este fin se plantea el siguiente balance de energía:

$$n_{\text{etileno inicial}} \Delta H_0 X_k = m_{\text{agua}} \lambda_{\text{agua}}$$

La única incógnita es el caudal de agua que actúa como refrigerante ( $m_{\text{agua}}$ ), el resto de valores son conocidos:

Tabla 11.3.1.1.1.4. Valores conocidos del balance de energía

Calor latente agua ( $\lambda_{\text{agua}}$ )	2253 KJ/Kg
Entalpia reacción	244000 KJ/Kmol
Etileno inicial	279,48 Kmoles/h

El caudal refrigerante necesario es de 588,55 kmoles/h, equivalente a 10,6 m<sup>3</sup>/h. Estos valores corresponden a una producción del 50%, si se trabajase al 100% solo habría que multiplicar por dos estos valores.

#### Cálculo del agua de recirculación

Mediante el balance de energía se conoce el caudal de agua vapor que pasa al separador de fases. Falta por conocer el caudal de agua líquida que asciende a lo largo de la columna para pasar al separador de fases y recircularse otra vez a la columna.

Para conocer este caudal se aplica la siguiente relación:

$$Q_L = v \times A$$

Donde: A: área de la sección de la columna  $A = \pi r^2$

v: velocidad superficial del líquido, estimada en 0,05m/s.

El caudal resultante es de 1603,52 kmoles/h, equivalente a 28,86m<sup>3</sup>/h.

### 11.3.1.2. Diseño mecánico del reactor

#### Volumen del reactor

##### Cálculo del volumen del cuerpo cilíndrico

El volumen de la columna se calcula considerándola como un cilindro perfecto de catorce metros de altura. El radio se fija en 1,75 metros, tomando una relación de longitud entre diámetro de la columna de 4.

Tabla 11.3.1.2.1 Dimensiones del cilindro

Diámetro	3,5 m
Altura cilindro	14 m

Con la siguiente expresión se calcula el volumen de la columna:

$$V = \pi r^2 h$$

Este volumen es de 135m<sup>3</sup>. Ahora hay que tener en cuenta el volumen de la tapa y el fondo, los cuales nos servirán para sobredimensionar el equipo.

##### Cálculo del volumen de los cabezales

Se escogen cabezales toriesféricos, de tipo Klöpper. Es un fondo normalizado en España (UNE-9201), el cual tiene la siguiente forma:

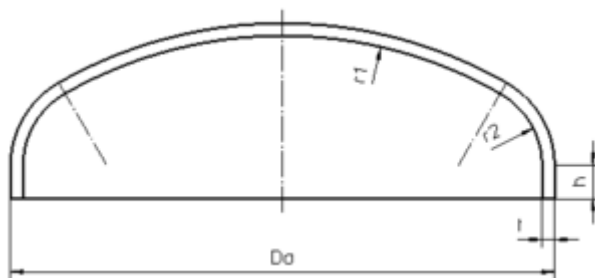


Tabla 11.3.1.2.1. Esquema de un cabezal toriesférico.

Como se observa en la figura,  $r$  es el radio del toro y  $L$  el de la esfera. Para el diseño de la columna se escoge una relación  $r/L$  de 0,06.

En este tipo de cabezal se cumplen las siguientes relaciones:

$$r_1 = D_0 = 3,5m$$

$$r_2 = 0,1D_0 = 0,35m$$

El volumen de un cabezal Klöpper se determina mediante la siguiente relación:

$$V_{\text{cabezal toriesférico}} = 0,08089 \cdot D_0^3$$

El volumen resultante es de  $3,5 \text{ m}^3$ . El volumen del fondo toriesférico se calcula de la misma manera que para un cabezal.

#### Volumen total del reactor

$$V_{\text{total}} = V_{\text{cilindro}} + V_{\text{fondo}} + V_{\text{cabezal}}$$

El volumen resultante es de  $142 \text{ m}^3$ . Así se consigue sobredimensionar el equipo un 5%.

Tabla 11.3.1.2.2. Volumen del equipo

Volumen cuerpo	$135 \text{ m}^3$
Volumen cabezal (x2)	$3,5 \text{ m}^3$
Volumen reactor	$142 \text{ m}^3$

#### Cálculo de la presión de diseño

Para calcular los grosores del equipo se utiliza el código ASME para el diseño de equipos a presión.

La presión de operación será la presión de trabajo más la presión que ejerce la columna de líquido sobredimensionada un 15%.

$$P_{\text{diseño}} = (P_{\text{trabajo}} + \rho g h_{\text{líquido}}) \frac{15}{100}$$

$$P_{\text{liquido}} = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 11\text{m} = 107910 \text{ Pa} = 1,0971 \text{ bar}$$

$$P_{\text{diseño final}} = 3,0975 \text{ bar} + 1,0971 \text{ bar} + (3,03975 \text{ bar} + 1,0971 \text{ bar}) \frac{15}{100} = 4,82 \text{ bar}$$

#### Cálculo de la temperatura de diseño

La temperatura de operación del reactor es de 130 °C. Se diseña el reactor con un margen de 30°C, por lo que se fija la temperatura máxima de diseño en 160°C.

Tabla 11.3.1.2.3. Valores de temperatura y presión reactor.

	Temperatura (°C)	Presión (bar)
Valor operación	130	3,04
Valor diseño	160	4,82

#### Espesores del equipo

El reactor contiene una solución de ácido clorhídrico, por lo que el material de construcción debe ser muy resistente a la corrosión. Además también debe soportar una presión elevada de trabajo.

Se escoge un acero inoxidable recocido recubierto de teflón. El acero en cuestión es el 317L, el cual es más resistente a la corrosión que los aceros austeníticos de cromo-níquel convencionales y ofrece mayor resistencia a la ruptura y límite elástico a elevadas temperaturas

Tabla 11.3.1.2.4. Composición del acero inoxidable 317L. Tiene un mayor porcentaje de molibdeno que otros aceros, propiedad que lo hace más resistente a la corrosión.

Componente	C	Cr	Fe	Mn	Mo	Ni	P	S	Si	N
%Peso	0,03	18	65,05	2	3	11	0,05	0,03	0,75	0,1

Tabla 11.3.1.2.5. Propiedades del acero inoxidable 317L.

Límite elástico (S)	2050 bar
Densidad (ρ)	8027 kg/m <sup>3</sup>
Punto de fusión	1400 °C
Conductividad térmica (k)	14,6 W/m·K

Espesor del cuerpo cilíndrico

El cálculo del grosor se determina mediante la siguiente fórmula, según el código ASME:

$$t = \frac{P \cdot D_i}{2S \cdot E - 1,2P} + C_1 + C_2$$

Dónde:

t: grosor de la columna (mm)

Di: diámetro interno (mm)

P: presión de diseño (bar)

S: límite elástico

E: factor de soldadura (soldadura en X i radiografiado parcial); E=0,85;

C1: grosor per corrosión (mm); C1=1,5mm (tiene HCl, muy corrosivo)

C2: tolerancia de fabricación (mm); C2=0,1·t<sub>1</sub>=0,635;

dónde t<sub>1</sub> es el grosor del equipo sin considerar C<sub>2</sub>.

El grosor calculado es de 6,98mm. Se consulta el libro Couldson and Richardson (volumen 6) para saber si este valor es correcto. El libro propone los siguientes grosores en función del diámetro del equipo:

Tabla 11.3.1.2.6. Espesores mínimos en función del diámetro

Diámetro equipo (m)	Espesor mínimo (mm)
1	5
1 a 2	7
2 a 2,5	9
2,5 a 3	10
3 a 3,5	12

El reactor tiene un diámetro de 3,5m, así que finalmente se escoge un grosor de 12mm.

Grosor de los cabezales

Los cabezales tienen forma toriesférica. Para una relación r/L=0,06 se usa la siguiente fórmula para el cálculo del grosor:

$$t = \frac{0,885 \cdot P \cdot L}{S \cdot E - 0,1 \cdot P} + C_1 + C_2$$

Dónde: L: diámetro de la columna

Los dos cabezales son iguales y soportan la misma presión de 3 atm. De esta manera los dos tienen el mismo grosor, de 10,71 mm.

Para mayor seguridad se sobredimensiona este grosor hasta los 12 mm del cuerpo cilíndrico.

### 11.3.1.3. Peso del reactor

#### Peso del reactor vacío

El peso total del reactor vacío se calcula según:

$$\text{Peso reactor}_{\text{vacío}} = \text{Peso}_{\text{pared reactor}} + 2 \cdot \text{Peso}_{\text{cabezal}}$$

En primer lugar se calcula el peso de la pared del reactor. Para ello hay que calcular previamente el área anular del cilindro que conforma la columna:

$$A_{\text{anular}} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_e^2 - D_i^2)$$

$$\text{Dónde: } D_e = D_{\text{reactor}} + 2 \cdot t = 3,524 \text{ m}$$

$$D_i = D_{\text{reactor}} = 3,5 \text{ m}$$

El área anular es de 0,13 m<sup>2</sup>.

El peso de la pared se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Peso}_{\text{pared reactor}} = A_{\text{anular}} \cdot h \cdot \rho_{\text{acero}}$$

El peso del cabezal se calcula como:

$$\text{Peso}_{\text{cabezal}} = V_{\text{pared cabezal}} \cdot \rho_{\text{acero}}$$

$$\text{Dónde: } V_{\text{pared cabezal}} = V_e - V_i = 0,0809 \cdot D_e^3 - 0,0809 \cdot D_i^3$$

$V_e$ , volumen exterior cabezal toriesférico.

$V_i$ , volumen interior cabezal toriesférico.

Peso del reactor lleno de agua

$$Peso\ reactor_{lleno\ de\ agua} = Peso\ reactor_{vacío} + V_{líquido} \cdot \rho_{agua}$$

El volumen de de líquido en el reactor es de 108 m<sup>3</sup>, como se explica en el apartado del diseño teórico del reactor.

El peso del reactor lleno de agua es de 116570,4 kg. Este valor será muy parecido al peso del reactor en operación ya que este contiene una disolución con un contenido mayoritario de agua.

Tabla 11.3.1.3.1. Resumen de los pesos calculados del reactor.

Peso cilindro vacío	7417 kg
Peso cabezal (x2)	576,7 kg
Peso reactor vacío	8570,4 kg
Peso reactor lleno de agua	116570,4 kg

11.3.1.4. Recubrimiento interior de teflón reactor R-201 y separador S-201

El recubrimiento de teflón es especialmente adecuado debido a las condiciones de corrosión del medio. Se escoge este material por sus propiedades antiadherentes, hidrófobas, de alta resistencia térmica ( hasta 290°C en forma continua) y en especial por su alta resistencia a la corrosión.

El proceso de aplicación del teflonado sobre el acero inoxidable consta de los siguientes pasos:

-Desengrase: eliminación de cualquier resto orgánico o inorgánico. Se puede realizar mediante disolventes o con pirolisis controlada.

-Arenado: preparación de la superficie para garantizar la adherencia del teflón. Se aplica un chorreado de óxido de aluminio.

-Imprimación: la aplicación del teflón se realiza mediante pistolas aerográficas de líquido, electrostáticas o de polvo. En el caso de un medio con gran corrosión como el de estos equipos se aplican tres capas.

-Curado: para garantizar que el teflón tenga todas sus propiedades hay que polimerizar el recubrimiento. Esto consiste en calentar el metal a 360°C durante 10 minutos.



-Acabado especial: es interesante disponer de una superficie completamente lisa. Para ello se puede pulir la superficie como tratamiento final.

#### 11.3.1.5. Diseño del dispersor del reactor

Para conseguir la el contacto gas-líquido que requiere el proceso se instala un difusor de tipo radial en la parte inferior de la columna.

Se sigue el procedimiento elaborado por Kulkarni (2009) para el diseño del difusor radial. Este consiste en los siguientes pasos:

##### 1.-Estimación de la velocidad mínima de operación y de la velocidad crítica de operación

$$V_{min} = 0,44 \left( \frac{L}{d_0} \right)^{-0,12} \left( \frac{\Delta x}{d_0} \right)^{-0,145} \left( \frac{H_L}{d_0} \right)^{0,67}$$

$$V_{critica} = 1,25 \sqrt{\left( \frac{(\rho_L - \rho_G) g d_0}{\rho_G} \right) 0,44 \left( \frac{L}{d_0} \right)^{-0,12} \left( \frac{\Delta x}{d_0} \right)^{-0,145} \left( \frac{H_L}{d_0} \right)^{0,67}}$$

Dónde: L : distancia de cada tubo difusor. Se define como el 80% del radio de la columna. Tiene un valor de 1,4 metros.

$d_0$  : diámetro de orificio. Se le asigna un valor típico de 5mm.

$\Delta x$  : distancia entre orificios. Se fija en 2 cm a a partir de la relación obtenida en la bibliografía  $\frac{\Delta x}{d_0} = 3$

$H_L$ : altura de líquido en la columna. Son 11 metros.

$\rho_L, \rho_G$  : Densidades del líquido y del gas. Tienen unos valores de 1000 y 4 kg/m<sup>3</sup> respectivamente.

$g$ : aceleración de la gravedad.

Se obtienen los siguientes valores de velocidades:

$V_{critica}$	25 m/s
$V_{min}$	33 m/s

A partir de valores inferiores de 25 m/se produce inundación de los orificios del difusor. Es recomendable impulsar el gas a una velocidad mínima de 33m/s.

2.-Estimación del número de orificios del difusor, a partir de la ecuación de continuidad:

$$d_0^2 n = \left( \frac{D^2 V_g}{V_{critica}} \right)$$

Conociendo la velocidad superficial del gas ( $V_g = 0,01m/s$ ) se calcula la cantidad de orificos necesarios (n) en total 1950.

3.-Estimación de la longitud lineal total de difusor radial:

$$L_{difusor} = \left( \frac{\Delta x}{d_0} \right) d_0 n$$

Se calcula una longitud total de difusor de 29 metros. Conociendo la longitud de cada difusor individual, de 1,4 metros, se obtiene que son necesarios 21 tubos dispuestos en forma radial en la base de la columna.

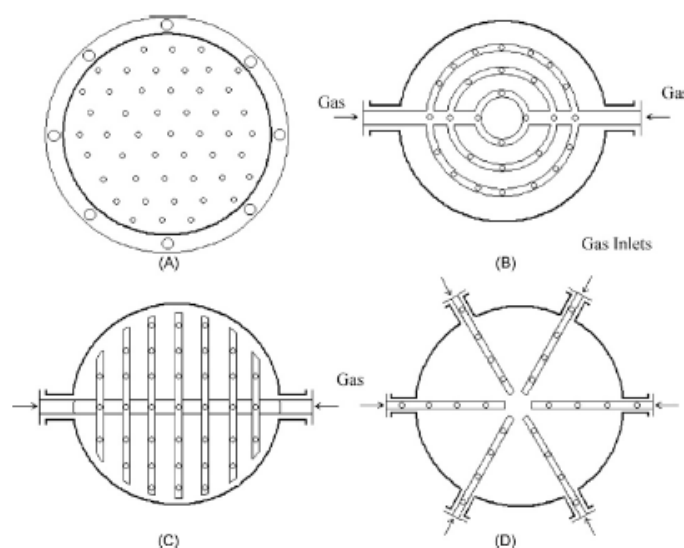


Figura 11.3.1.5.1. Distintos tipos de difusor para columnas de burbujeo: a) difusor de plato perforado; b) difusor de anillos; c) difusor de araña; d) difusor radial.

Se ha escogido un difusor radial ya que según la bibliografía es adecuado para velocidades superficiales de gas relativamente bajas, como es el caso del reactor del proceso. Para

velocidades mayores sería aconsejable usar un dispersor tipo araña, el cual permite tener más longitud total de tubo perforado. El difusor de anillos también sería adecuado para alta velocidades superficiales del gas aunque la disposición de los orificios es más ordenada.

### 11.3.2 Reactor de oxidación catalítica (RC-801)

#### 11.3.2.1. Diseño funcional:

El reactor de oxidación catalítica (RC-801) está diseñado para conseguir eliminar la presencia de hidrocarburos volátiles (COV's). Las corrientes a tratar son, la corriente 18 que contiene mayoritariamente etileno y oxígeno, y la corriente 39 que contiene acetaldehído y trazas de hidrocarburos clorados. Se realizará el diseño del reactor considerando una oxidación total de los compuestos orgánicos volátiles con una conversión del 99,99%

A continuación, en la tabla 11.3.2.1.1., se muestra la caracterización de las corrientes de entrada y salida del reactor observándose que se obtiene la eliminación esperada produciendo dióxido de carbono y agua.

Tabla 11.3.2.1.1. Caracterización de caudales y composiciones de las corrientes de entrada del reactor de oxidación catalítica (RC-801)

Corriente	ENTRADA					
	39+18 (gases a tratar)			Aire (47)		
Temperatura (°C)	250,00			43,49		
Presión (atm)	1,00			1,00		
Densidad (Kg/m <sup>3</sup> )	1,31			1,62		
Estado físico	G			G		
	Caudal másico	fracción molar	Caudal molar	Caudal másico	Fracción molar	Caudal molar
Etileno	510,53	0,60	18,20	0,00	0,0000	0,00
Oxígeno	291,73	0,30	9,12	2316,43	0,2100	72,39
Acetaldehído	95,28	0,07	2,16	0,00	0,0000	0,00
Agua	8,17	0,01	0,45	0,00	0,0000	0,00
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00
Crotonaldehído	0,03	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00
Cloruro de metilo	10,92	0,01	0,22	0,00	0,0000	0,00
Cloroacetaldehído	0,04	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00
Nitrógeno	0,00	0,00	0,00	7624,93	0,7900	272,32
Ácido clorhídrico	0,00	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,00
CO <sub>2</sub>	3,97	0,00	0,09	0,00	0,0000	0,00
Total	920,67	1,00	30,24	9941,36	1,00	344,71

Tabla 11.3.2.1.2. Caracterización de caudales y composiciones de las corrientes de entrada del reactor de oxidación catalítica (RC-801).

	SALIDA		
Corriente	45 (Salida del reactor)		
Temperatura (°C)	750,00		
Presión (atm)	1,00		
Densidad (Kg/m <sup>3</sup> )	1,31		
Estado físico	G		
	Caudal másico	fracción molar	Caudal molar
Etileno	0,05	0,00	0,00
Oxígeno	677,81	0,06	21,17
Acetaldehído	0,01	0,00	0,00
Agua	745,02	0,11	41,40
Ácido acético	0,00	0,00	0,00
Crotonaldehído	0,00	0,00	0,00
Cloruro de metilo	0,00	0,00	0,00
Cloroacetaldehído	0,00	0,00	0,00
Nitrógeno	7624,98	0,72	272,32
Ácido clorhídrico	7,92	0,00	0,11
CO <sub>2</sub>	1805,21	0,11	41,02
Total	10860,99	1,00	376,03

Para calcular el volumen del reactor de oxidación catalítica se fija un tiempo de residencia de 5,4 segundos ( $GHSV = 670h^{-1}$ ), valor obtenido bibliográficamente para la eliminación de COV's clorados usando como catalizador ( $CuO/Cr_2O_3/\gamma-Al_2O_3$ ). Este catalizador se considera idóneo para la oxidación de compuestos clorados, ya que retienen más del 50% del ácido clorhídrico formado en la oxidación de los compuestos orgánicos volátiles con cloro, formando el compuesto de  $CrO_2Cl_2$ . Además, este catalizador se utiliza para altos rangos de concentración de COV's clorados (hasta  $53000\text{ mg/Nm}^3$ ) y en este caso de estudio la concentración es de  $15500\text{ mg/Nm}^3$ .

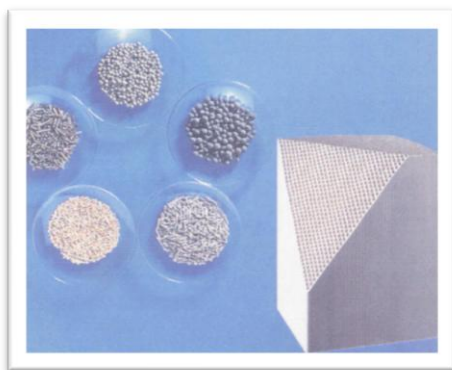


Figura 11.3.2.1.1. Tipos de catalizadores utilizados para reactores de oxidación catalítica.

La elección del catalizador está limitada por la concentración de compuestos clorados ya que los otros catalizadores se utilizan para concentraciones más bajas de  $2000 \text{ mg/Nm}^3$ . El tiempo de vida media de este catalizador se estima en alrededor de 350 días (este tipo de catalizador por lo común tiene una vida útil de 8000 a 20000 horas).

Las principales causas de su agotamiento son:

- Envejecimiento térmico (sinterización), debido al crecimiento cristalino.
- Taponamiento físico de los poros, debido a la presencia de partículas en el aire.
- Envenenamiento del catalizador.
- Reacción del catalizador con determinadas sustancias formando compuestos químicos que no reaccionan con el oxígeno ni con los hidrocarburos.

A continuación, se calcula el volumen del reactor de oxidación catalítica utilizando para ello el tiempo de residencia obtenido bibliográficamente y el caudal de gas a tratar en condiciones normales.

$$Q \left( \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}} \right) = \frac{n \left( \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right) \times R \left( \frac{\text{atm} \cdot \text{Nm}^3}{\text{K} \cdot \text{Kmol}} \right) \times T(\text{K})}{P(\text{atm})}$$

$$Q \left( \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}} \right) = \frac{374,95 \left( \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \right) \times 0,082 \left( \frac{\text{atm} \cdot \text{Nm}^3}{\text{K} \cdot \text{Kmol}} \right) \times 273(\text{K})}{1(\text{atm})} = 8393,63 \left( \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}} \right)$$

$$V(\text{m}^3) = \tau(\text{s}) \times Q \left( \frac{\text{Nm}^3}{\text{s}} \right) = 5,4 \text{ s} \times 2,33 \left( \frac{\text{Nm}^3}{\text{s}} \right) = 12,6 \text{ m}^3$$

Se sobredimensiona el reactor hasta un valor final de volumen de  $13 \text{ m}^3$ , distribuyendo dentro del reactor dos placas con catalizador a 1,30 metros de distancia entre ellas para conseguir una mayor eficacia. Estas placas tienen un grosor de 35 cm y ocupan toda la sección transversal del reactor. El reactor se diseña con una longitud de 7 metros y un diámetro de 1,54 metros.

A continuación, se muestran las reacciones que tienen lugar en el interior del reactor catalítico:



A partir de los coeficientes estequiométricos y de la conversión fijada anteriormente se calculan las necesidades de oxígeno, es decir de aire, y también la cantidad de subproductos generados tales como agua, dióxido de carbono y de ácido clorhídrico.

Ejemplo para el etileno:

Necesidades de oxígeno:

$$n\left(\frac{\text{kmol } O_2}{h}\right) = n\left(\frac{\text{kmol } C_2H_4}{h}\right) \times \frac{3 \text{ kmol } O_2}{1 \text{ kmol } C_2H_4} \times X$$

$$n\left(\frac{\text{kmol } O_2}{h}\right) = 18,2 \left(\frac{\text{kmol } C_2H_4}{h}\right) \times \frac{3 \text{ kmol } O_2}{1 \text{ kmol } C_2H_4} \times 0,99 = 54,05 \left(\frac{\text{kmol } O_2}{h}\right)$$

Producción de dióxido de carbono:

$$n\left(\frac{\text{kmol } CO_2}{h}\right) = n\left(\frac{\text{kmol } C_2H_4}{h}\right) \times \frac{2 \text{ kmol } CO_2}{1 \text{ kmol } C_2H_4} \times X$$

$$n\left(\frac{\text{kmol } CO_2}{h}\right) = 18,2 \left(\frac{\text{kmol } C_2H_4}{h}\right) \times \frac{2 \text{ kmol } CO_2}{1 \text{ kmol } C_2H_4} \times 0,99 = 36,03 \left(\frac{\text{kmol } CO_2}{h}\right)$$

Producción de vapor de agua:

$$n\left(\frac{\text{kmol } H_2O}{h}\right) = n\left(\frac{\text{kmol } C_2H_4}{h}\right) \times \frac{2 \text{ Kmol } H_2O}{1 \text{ Kmol } C_2H_4} \times X$$

$$n\left(\frac{\text{kmol } H_2O}{h}\right) = 18,2\left(\frac{\text{kmol } C_2H_4}{h}\right) \times \frac{2 \text{ Kmol } H_2O}{1 \text{ Kmol } C_2H_4} \times 0,99 = 36,03\left(\frac{\text{kmol } H_2O}{h}\right)$$

Así, consecutivamente con los otros hidrocarburos volátiles, se calcula la necesidad total de oxígeno, así como las producciones de agua y dióxido de carbono.

Finalmente se muestra el cálculo de la producción de ácido clorhídrico, asumiendo que el 50% de este se retiene en el catalizador en forma de  $CrO_2Cl_2$

Ejemplo para el cloruro de metilo:

Producción de ácido clorhídrico:

$$n\left(\frac{\text{kmol } HCl}{h}\right) = n\left(\frac{\text{kmol } CH_3Cl}{h}\right) \times \frac{1 \text{ Kmol } O_2}{1 \text{ Kmol } C_2H_4} \times X$$

$$n\left(\frac{\text{kmol } HCl}{h}\right) = 0,22\left(\frac{\text{kmol } CH_3Cl}{h}\right) \times \frac{1 \text{ Kmol } O_2}{1 \text{ Kmol } C_2H_4} \times 0,99 = 0,217\left(\frac{\text{kmol } HCl}{h}\right)$$

En la siguiente tabla 11.3.2.1.3. se muestran las producciones totales de subproductos y la necesidad de oxígeno, es decir de aire.

Tabla 11.3.2.1.3. Producción de  $CO_2$  y de  $H_2O$ , y necesidades de oxígeno y de aire para la oxidación de los COV's.

<b>Producción de <math>CO_2</math> (kg/h)</b>	1801,24
<b>Producción de <math>H_2O</math> (kg /h)</b>	736,86
<b>Necesidades de oxígeno (kg/h)</b>	1930,36
<b>Caudal de aire (Kg/h)</b>	9941,36

El caudal de aire está calculado para un exceso de oxígeno del 20% y sabiendo que la composición del aire es de un 79% de nitrógeno y un 21% de oxígeno.



Finalmente, se realiza el balance de energía para calcular la temperatura de salida de los gases.

Sabiendo que la entalpia de combustión del etileno es de 2769 kJ/kg, y que mayoritariamente es el compuesto que se oxida, se calcula la temperatura de salida del reactor:

$$q \left( \frac{kJ}{h} \right) = m \left( \frac{kg}{h} \right) \times \Delta H_{combustion} \left( \frac{kJ}{kg} \right) = 510,53 \times 27649 = 1,4 \cdot 10^7 kJ/h$$

A continuación, se calcula la temperatura aproximada de salida del gas a partir de este calor generado.

$$q \left( \frac{kJ}{h} \right) = m \left( \frac{kmol}{h} \right) \times C_{pmezcla} \left( \frac{kJ}{kmol \cdot ^\circ C} \right) \times \Delta T(^{\circ}C)$$

$$1,4 \cdot 10^7 \frac{kJ}{h} = 376,06 \frac{kmol}{h} \times 78,148 \frac{kJ}{kmol \cdot ^\circ C} \times (T_{salida} - 250)$$

Calculando la temperatura de salida del reactor mediante la expresión anterior se encuentra que el valor de la temperatura de salida del reactor es igual a 726,28 °C.

#### 11.3.2.2. Diseño mecánico:

En el diseño mecánico del reactor se ha considerado que el material a utilizar es el **AISI-317-L**, ya que es un acero inoxidable con buenas propiedades anticorrosión.

Se diseñará considerando una geometría cilíndrica con fondo y cubierta planas.

Primero se fija la temperatura de diseño, considerando la temperatura de operación la más elevada del reactor que corresponde a 750 °C,

$$Td = Top + 50^{\circ}C = 7500 + 50 = 750^{\circ}C$$

A continuación, se fija la presión de diseño:

$$Pd = Pop + 1bar$$

La presión de operación del reactor es de 1 atm de modo que la presión de diseño será:

$$Pd = 1,01bar + 1bar = 2,01bar$$

Diseño del espesor de la carcasa cilíndrica del reactor de oxidación:

El espesor de la carcasa para el caso de cilindros a presión interna se calcula mediante la siguiente expresión:

$$t = \frac{Pd \cdot R}{S \cdot E + 0,4 \cdot Pd} + C_1$$

Donde:

**t** es el grosor de la carcasa (mm)

**E** es el factor de soldadura que corresponde a un radiografiado parcial (0,85)

**Pd**, es la presión de diseño (0,02 N/mm<sup>2</sup>)

**S** es el esfuerzo máximo del material a la temperatura de diseño, (215 N/mm<sup>2</sup>)

**R** es el radio del cilindro (770 mm)

**C<sub>1</sub>** es el grosor por corrosión (2mm)

Es recomendable aplicar un factor de incremento por fabricación a este grueso, definido como C<sub>1</sub>=2 mm. De este modo, se obtiene un grueso final de 2,08 mm. Normalizando, se considera un grueso de 3mm, valor existente en el mercado.

Tabla 11.3.2.2.1. Espesores mínimos para recipientes cilíndricos.

<b>Diámetro del recipiente (m)</b>	<b>Espesor mínimo (mm)</b>
1	5
De 1,0 a 2,0	7
De 2,0 a 2,5	9
De 2,5 a 3,0	10
De 3,0 a 3,5	12

Una vez calculado el grosor necesario, se observa que éste es menor que el espesor mínimo correspondiente a un recipiente cilíndrico con un diámetro superior a 1 metro e inferior a 2 metros (caso del reactor de oxidación catalítica RC-801), por lo tanto, tendremos que aplicar un espesor de 7 mm.

Aislamiento térmico

Debido a que la temperatura superficial de la pared de la columna puede alcanzar hasta 750 °C es necesario poner un aislamiento. El cálculo del espesor requerido se calcula gracias al programa ISOVER y el valor recomendado es de 120 mm de Manta Spintex 342-G-125. El volumen de aislante requerido se calcula mediante la siguiente fórmula:

$$V_{\text{aislante}} = x \cdot S$$

Donde:

**x** es el espesor (m)

**S** es la superficie externa de la columna (m<sup>2</sup>).

La superficie externa de la columna se calcula con la siguiente expresión:

$$S = \pi \cdot D_{\text{ext}} \cdot H + \left(\frac{\pi}{16}\right) \cdot D_{\text{ext}}^2$$

$$S = \pi \cdot 1,554 \cdot 7 + \left(\frac{\pi}{16}\right) \cdot 1,554^2 = 36,07 \text{ m}^2$$

Así, el volumen de aislante requerido es de 4,32 m<sup>3</sup>.

Peso del equipo vacío:

Para saber el peso total del reactor (RC-801) se tiene que sumar el peso del equipo vacío y el peso del reactor lleno de agua. Así que, a continuación se calculará el peso del equipo vacío teniendo en cuenta que el material utilizado es acero AISI 317-L.

Peso de la carcasa:

$$P_{\text{carcasa}} = \frac{\pi}{4} \cdot ((D + t \cdot 2)^2 - D^2) \cdot H \cdot \rho$$

Donde **D** es el diámetro interno del reactor (m),

**t** es el grosor de la pared del equipo (m),

**H** es la altura del cilindro del equipo (m),

**p** es la densidad del material (AISI 317-L) (kg/m<sup>3</sup>)

Así obtenemos:

$$P_{carcasa} = \frac{\pi}{4} \cdot ((1,54 + 0,007 \cdot 2)^2 - 1,54^2) \cdot 7 \cdot 8030 = 1912,28 \text{ Kg}$$

Peso del aislante:

Conociendo la densidad aproximada de la Manta spintex 342-G-125, el peso del aislante se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$P_{aislante} = V_{aislante} \cdot \rho_{aislante}$$

$$P_{aislante} = 4,32 \cdot 125 = 540 \text{ kg}$$

Peso de la columna vacía:

$$P_{Columna\ vacía} = P_{carcasa} + P_{aislante} = 1912,28 + 540 = 2452,3 \text{ Kg}$$

Peso del equipo lleno de agua:

Para conocer el peso del equipo lleno de agua se deben sumar el peso total del equipo vacío y el peso del equipo lleno de agua. Para saber el agua que cabe en el equipo se debe calcular el volumen del cilindro, del cabezal esférico y del fondo esférico.

Volumen del cilindro:

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{int}^2) \cdot H$$

$$V_{cilindre} = \frac{\pi}{4} \cdot (1,54^2) \cdot 7 = 13 \text{ m}^3$$

Ahora, ya se puede calcular el peso del equipo lleno de agua:

$$P_{equipo\ lleno\ de\ agua} = P_{equipo\ vacío} + V_{equipo} \cdot \rho_{agua}$$

$$P_{equipo\ lleno\ de\ agua} = 2452,3 \text{ kg} + 13 \text{ m}^3 \cdot 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 14452,3 \text{ kg}$$

## 11.4 Separadores de fases.

### 11.4.1. Separador de fases S-201

#### 11.4.1.1 Diseño del separador de fases S-201

Como se ha dicho la salida superior de la columna de burbujeo está conectada a un separador de fases vertical. El objetivo es separar la corriente gaseosa de salida del reactor de la corriente líquida de catalizador que debe recircularse de nuevo al reactor.

El diseño del separador se realiza con el fin de requerir el mínimo volumen posible. De esta forma se disminuyen los costes de construcción y el mantenimiento del equipo resulta más sencillo.

En el equipo se separa la solución de catalizador proveniente del reactor, por lo que se usan los mismos materiales de construcción empleados en el reactor, con el fin de garantizar la máxima protección ante la corrosión. En concreto se usa como se ha dicho anteriormente acero inoxidable 317L con un recubrimiento de teflón.

#### Dimensionamiento del separador de fases

El procedimiento para dimensionar el separador de fases es el siguiente:

##### 1.-Calcular el factor de separación vapor-líquido :

$$\left(\frac{W_L}{W_V}\right) \sqrt{\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)}$$

Donde:            -  $W_L, W_V$  : caudal másico de líquido y gas respectivamente (kg/h)  
                       -  $\rho_L, \rho_V$  : densidades del líquido y el gas respectivamente (kg/m<sup>3</sup>)

##### 2.- Determinar el valor del factor de diseño de la velocidad del gas ( $K_v$ ).

A partir de la figura 11.4.1.1.1, leyendo el valor de la ordenada se encuentra  $K_v$ .

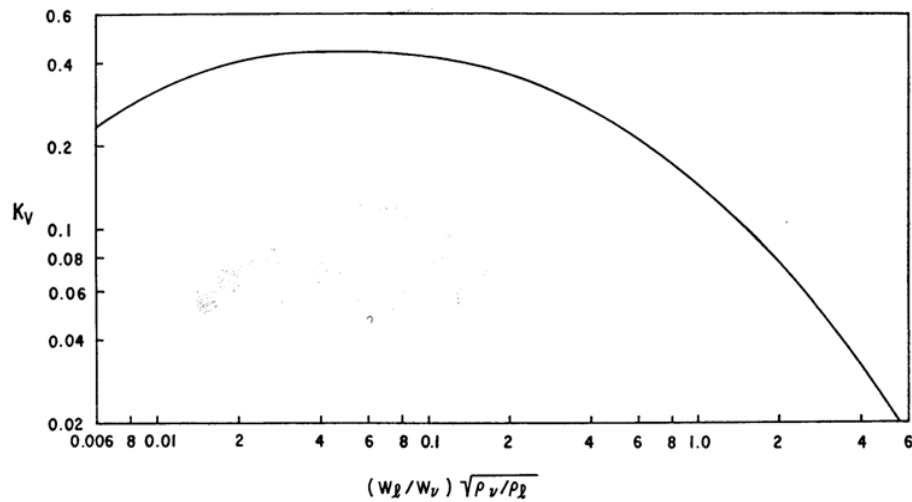


Figura 11.4.1.1.1. Espesores mínimos para recipientes cilíndricos.

Para un valor de abcisa de 0,0293 se determina gráficamente que el valor de  $K_v$  es igual a 0,405 m/s.

3.-Calcular la velocidad máxima esperada del gas ( $u_{v,max}$ ) mediante la ecuación de Souders-Brown:

$$(u_v)_{max} = K_v \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

El valor calculado es de 2,62 m/s.

4.-Calcular el área de sección mínima del separador:

$$A_{min} = \frac{Q_v}{(u_v)_{max}}$$

El área mínima de la sección es de 2,27 m<sup>2</sup>.

5.- Determinar el diámetro del separador:

$$D_{min} = \sqrt{4 \frac{A_{min}}{\pi}}$$

El diámetro resulta de 1,7 m.

6.- Determinar la altura del separador de fases.

Tomando una relación  $\frac{H}{D} = 3$ , la altura se fija en 5,1 metros.

Tabla 11.4.1.1.1. Resumen de las dimensiones del separador de fases.

Diámetro (m)	1,7
Altura (m)	5,1

#### 11.4.1.2 Volumen del separador de fases S-201

##### Volumen del cuerpo cilíndrico

Se determina a partir del volumen del cilindro, aplicando la ecuación utilizada en el diseño del reactor para las propiedades del acero inoxidable 316L. El volumen resultante es de  $11,6 \text{ m}^3$ .

##### Volumen de los cabezales

Se usan los mismos cabezales torisfericos tipo Köppler usados en el reactor. Aplicando la misma ecuación usada para el reactor se tiene que cada cabezal ocupa un volumen de  $0,4 \text{ m}^3$ .

##### Volumen total del separador de fases

En la siguiente tabla se especifican los distintos volúmenes que conforman el separador de fases:

Volumen cuerpo	$11,6 \text{ m}^3$
Volumen cabezal (x2)	$0,4 \text{ m}^3$
Volumen real	$12,6 \text{ m}^3$

Tabla 11.4.1.2.1. Volúmenes separadores de fases.

El volumen del separador de fases según los cálculos es de  $12,6 \text{ m}^3$ . Con el volumen de los cabezales sobredimensionamos el equipo un 7%.

#### 11.4.1.3. Selección del separador de nieblas del separador S-201

En la actualidad se encuentra en el mercado una gran variedad de separadores de nieblas. Los principales tipos son de mallas, de paleta o platos corrugados y de tejido fibroso.

Para determinar cuál de ellos se adapta mejor a las condiciones de trabajo hay que tener en cuenta los siguientes parámetros:

Diámetro medio de gota

El vapor que asciende hacia la parte superior arrastra con él partículas líquidas que deben ser retenidas por el separador de nieblas. En la bibliografía se encuentra el valor medio de una gota de niebla ácida, estimada con  $15\mu\text{m}$ .

Se descarta el separador de tejido fibroso debido a que este se usa para retener partículas con tamaño inferior a  $1\mu\text{m}$ .

Valor de  $K_v$ :

El factor de diseño de la velocidad del gas ( $K_v$ ) tiene un valor de  $0,405\text{ ft/s}$ .

Tabla 11.4.1.3.1. Valores de  $K_v$  (ft/s) para los distintos eliminadores de niebla disponibles para un separador de nieblas vertical. Datos obtenidos de la empresa Amistco.

Malla	0,1-0,15
Platos corrugados	0,15-0,3
Platos corrugados de doble caja	0,3-0,45

A partir de la tabla 11.4.1.3.1 se escoge como separador de nieblas uno del tipo de platos corrugados de doble caja, al estar  $K_v$  dentro del rango de diseño.



Figura 11.4.1.3.1. Separador de nieblas de plato corrugados de doble caja de la empresa Amistco. Vista sección.



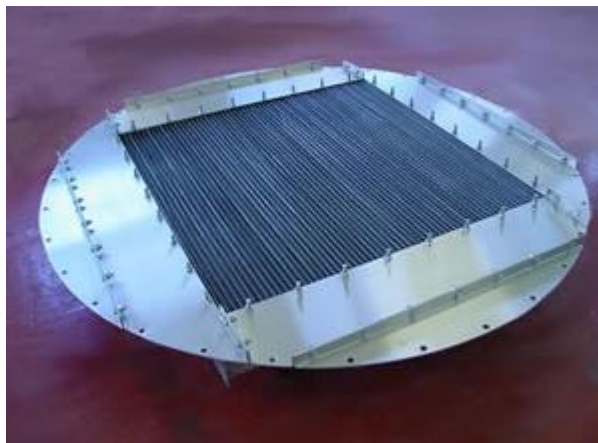


Figura 11.4.1.3.2. Separador de platos corrugados de la empresa KnitMesh. Vista general.

Este tipo de separador es muy eficiente y impide el paso de cualquier gota mayor de  $8\text{ }\mu\text{m}$ .

#### Ventajas de un separador de platos corrugados

Además este dispositivo tiene una serie de ventajas con respecto a los separadores de malla:

8.3.1.-Permiten trabajar a altas velocidades de gas, como sucede en el caso que nos ocupa, con  $8\text{ m/s}$ .

8.3.2.-Permite trabajar con cargas de líquido elevadas. Estas son de unos  $43\text{ m}^3/\text{h}$ .

8.3.3.-Requieren menos limpieza y con menor frecuencia que los separadores de malla. Sus oberturas son mayores facilitando la limpieza, al mismo tiempo su forma impide acumulaciones de suciedad.

8.3.4.-Alta resistencia a la corrosión. Quizás la propiedad más importante debido a las condiciones de trabajo, con una solución ácida de HCl. Los platos corrugados son gruesos y resistentes. Además se opta por construirlos de titanio para trabajar con más seguridad.

8.3.5.-Pérdida de presión pequeña.

8.3.6.- Eficiente para controlar la posible formación de espumas.

### Selección del difusor de entrada del separador S-201

Una alta velocidad del gas de entrada en el separador, como es el caso, puede provocar que el gas no se distribuya de forma suficientemente aleatoria. Además altas velocidades de gas pueden provocar que el gas choque con la superficie del líquido presente en el separador.

Para evitar estos problemas se escoge un dispersor que consigue dispersar el gas en todas direcciones pero solo hacia dos lados. A continuación se muestra un esquema del mismo:

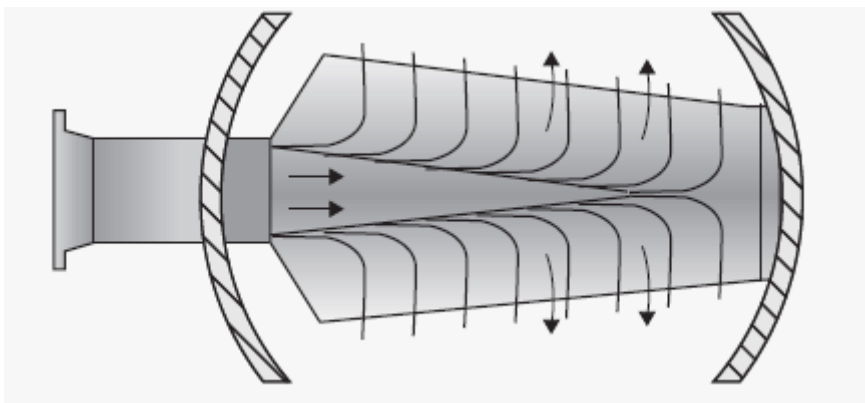


Figura 11.4.1.3.3. Vista superior del difusor de entrada.

Con este difusor conseguiremos además disminuir la velocidad del gas de entrada, facilitando la separación gas-líquido, y evitaremos la entrada de gotas a este ya que solo tiene orificios en los laterales.

### 11.4.1.4. Diseño mecánico del separador de fases S-201

La presión y temperatura de diseño son las mismas consideradas para el reactor debido a que el separador tiene las mismas condiciones de operación.

### Separador de nieblas

El separador de fases tiene 5,1 metros de altura. El separador de nieblas estará a una distancia inferior a  $\frac{D}{2}$  de la salida superior del equipo. Se fija esta distancia H en 0,5 metros.

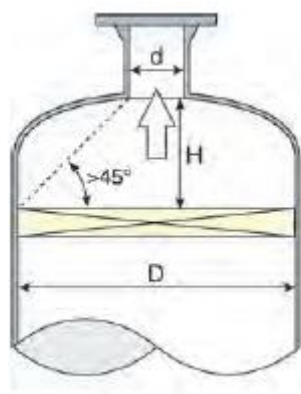


Figura 11.4.1.4.1. Parte superior del separador de fases.

Entrada lateral

El separador de fases tiene una entrada líquida lateral proveniente del primer condensador para recircular el agua. Se vuelve a fijar la misma distancia  $H$  de 0,5 metros desde la entrada lateral al separador de nieblas.

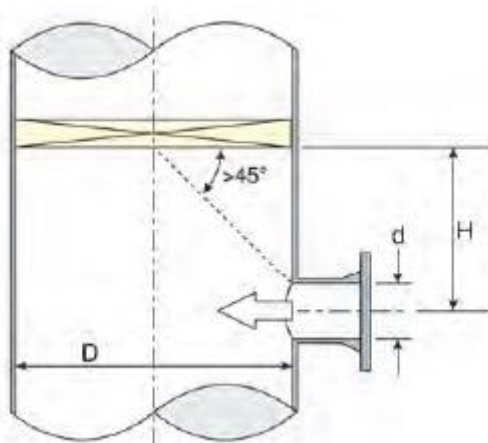


Figura 11.4.1.4.2. Entrada lateral del separador de fases.

Se considera que la altura máxima de líquido en el equipo la que ocuparía el 50% del volumen total de este. Esta altura es de 2,6 metros.

Entrada principal

La entrada principal proveniente del reactor estará situada pues entre los 2,6 metros y los 4,1 metros de la entrada lateral. Se fija una distancia mínima de la entrada principal respecto al nivel de líquido de 1 m. Esta entrada se encuentra entonces a una altura de 3,6 metros.

Espesores del separador de fases S-201

Se usa el mismo acero inoxidable 317L empleado en el reactor, recubierto de teflón.

Los espesores se determinan mediante las mismas fórmulas del código ASME utilizadas para el diseño del reactor R-201. De esta manera se considera el separador de fases como un cuerpo cilíndrico con cabezales toriesféricos.

Se calculan unos espesores de 3,75 mm y 5,10 mm para el cuerpo cilíndrico y los cabezales respectivamente. Según la tabla de sobredimensionamiento de espesores extraída del Coulson para un diámetro del equipo comprendido entre uno y dos metros se aconseja un espesor mínimo de 7mm.

Al ser los valores calculados inferiores al valor recomendado se sobredimensiona considerando que todo el equipo tiene un espesor de 7mm, incluido los cabezales.

11.4.1.5. Peso del separador de fases S-201Peso del separador de fases vacío

El peso total del separador vacío se calcula según:

$$\text{Peso separador}_{\text{vacío}} = \text{Peso}_{\text{pared separador}} + 2 \cdot \text{Peso}_{\text{cabezal}}$$

En primer lugar se calcula el peso de la pared del separador. Para ello hay que calcular previamente el área anular del cilindro que conforma el equipo:

$$A_{\text{anular}} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_e^2 - D_i^2)$$

$$\text{Dónde: } D_e = D_{\text{separador}} + 2 \cdot t = 1,714 \text{ m}$$

$$D_i = D_{\text{separador}} = 1,7 \text{ m}$$

El área anular es de 0,096 m<sup>2</sup>.

El peso de la pared se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Peso}_{\text{pared separador}} = A_{\text{anular}} \cdot h \cdot \rho_{\text{acero}}$$

El peso del cabezal se calcula como:

$$\text{Peso}_{\text{cabezal}} = V_{\text{pared cabezal}} \cdot \rho_{\text{acero}}$$

$$\text{Dónde: } V_{\text{pared cabezal}} = V_e - V_i = 0,0809 \cdot D_e^3 - 0,0809 \cdot D_i^3$$

$V_e$ , volumen exterior cabezal toriesférico.

$V_i$ , volumen interior cabezal toriesférico.

#### Peso del separador de fases lleno de agua

$$\text{Peso reactor}_{\text{lleno de agua}} = \text{Peso reactor}_{\text{vacío}} + V_{\text{líquido}} \cdot \rho_{\text{agua}}$$

El volumen de líquido en el separador de fases es de  $5,9 \text{ m}^3$ , teniendo en cuenta que la altura del líquido es de 2,6 m.

El peso del separador de fases lleno de agua es de 7597,3 kg. Este valor será muy parecido al peso del separador de fases en operación ya que este contiene una disolución con un contenido mayoritario de agua.

Tabla 11.4.1.5.1. Resumen de los pesos calculados del separador de fases.

Peso cilindro vacío	1536,8 kg
Peso cabezal (x2)	79,5 kg
Peso separador vacío	1695,8 kg
Peso separador lleno de agua	7597,3 kg

### 11.4.2. Separador de fases S-202

#### 11.4.2.1. Diseño funcional del separador de fases S-202

Este equipo tiene como objetivo separar la fase líquida de la gaseosa del corriente proveniente del condensador CN-201. En concreto se pretende separar gran parte del agua que ha salido previamente del sistema formado por el reactor R-201 y el separador de fases S-201 en forma de vapor; para poder recircularla al reactor y minimizar el consumo de agua.

En la corriente gaseosa de del separador S-202 salen de forma mayoritaria los reactivos no reaccionados así como el acetaldehído formado en el reactor, junto con trazas de subproductos.

#### Dimensionamiento del equipo

Para el diseño de este separador de fases se sigue el mismo procedimiento de cálculo descrito en el diseño del separador de fases S-201.

Se obtienen los siguientes valores en el diseño del separador S-202:

Tabla 11.4.2.1.1. Resumen de los pesos calculados del separador de fases.

Diámetro (m)	1,5
Altura (m)	4,6

#### 11.4.2.2. Volumen del separador de fases S-202

##### Volumen del cuerpo cilíndrico

Se determina a partir de la ecuación para calcular el volumen del cilindro, para los valores de la tabla 11.4.2.1.1. El volumen resultante es de  $8,2 \text{ m}^3$ .

##### Volumen de los cabezales

Se usan los mismos cabezales torisfericos tipo Köppler usados en el reactor. Aplicando la misma ecuación usada para el cálculo del volumen del reactor se tiene que cada cabezal ocupa un volumen de  $0,275 \text{ m}^3$ .

##### Volumen total del separador de fases

En la siguiente tabla se especifican los distintos volúmenes que conforman el separador de fases:

11.4.7.1. Volúmenes separadores de fases S-202.

Volumen cuerpo	8,2 m <sup>3</sup>
Volumen cabezal (x2)	0,275 m <sup>3</sup>
Volumen real	8,75 m <sup>3</sup>

El volumen del separador de fases según los cálculos es de 8,75 m<sup>3</sup>. Con el volumen de los cabezales sobredimensionamos el equipo un 6%.

11.4.2.3. Selección del separador de nieblas

En el diseño de este equipo se obtiene un valor del factor de diseño de la velocidad del gas ( $K_v$ ) de 0,375 ft/s. Para este valor, según la tabla 11.4.1.3.1. se determina que se debe usar un separador de nieblas de platos corrugados de doble caja, como en el caso del separador S-201.

11.4.2.4. Diseño mecánico del separador de fases S-202

El separador S-202 tiene una altura de 4,6 metros y un diámetro de 1,5 metros. El separador de nieblas estará a una distancia inferior a  $\frac{D}{2}$  de la salida superior del equipo. Se fija esta distancia en 0,5 metros.

De esta manera el separador de fases se encuentra a una altura de 4,1 metros. La altura estimada de líquido vendrá determinada por el volumen que ocupa el recipiente medio lleno, es decir de 2,3 metros. La corriente de entrada deberá estar situada a una distancia de seguridad del nivel máximo de líquido; en este caso a un metro, a una altura de 3,3 metros.

Espesores del separador de fases S-202

El equipo no está sometido a condiciones de corrosión al no estar en contacto con la solución de catalizador, por lo cual no es necesario emplear el acero inoxidable 317L. Se opta por un acero muy polivalente y más económico como es el 316.

11.4.2.4.1. Características del Acero 316

Límite elástico (S)	2050 bar
Densidad ( $\rho$ )	8000 kg/m <sup>3</sup>
Punto de fusión	1398 °C
Conductividad térmica (k)	16,2 W/m·K

La temperatura de operación es de 110°C y la presión de operación sigue siendo de 3 atmosferas como en el reactor R-201 y el separador S-201.

11.4.2.4.2. Tabla resumen valores de temperatura y presión en el separador S-202.

	Temperatura (°C)	Presión (bar)
Valor operación	110	3,04
Valor diseño	140	4,82

Los espesores se determinan mediante las mismas fórmulas del código ASME utilizadas para el diseño del reactor. De esta manera se considera el separador de fases como un cuerpo cilíndrico con cabezales toriesféricos.

Se calculan unos espesores de 4 mm y 5,6 mm para el cuerpo cilíndrico y los cabezales respectivamente. Según la tabla de sobredimensionamiento de espesores extraída del Coulson para un diámetro del equipo comprendido entre uno y dos metros se aconseja un espesor mínimo de 7mm.

Al ser los valores calculados inferiores al valor recomendado se sobredimensiona considerando que todo el equipo tiene un espesor de 7mm, incluido los cabezales.

#### 11.4.2.5. Peso del separador de fases S-202

##### Peso del separador de fases vacío

El peso total del separador vacío se calcula según:

$$\text{Peso separador}_{\text{vacío}} = \text{Peso}_{\text{pared separador}} + 2 \cdot \text{Peso}_{\text{cabezal}}$$



En primer lugar se calcula el peso de la pared del separador. Para ello hay que calcular previamente el área anular del cilindro que conforma el equipo:

$$A_{\text{anular}} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_e^2 - D_i^2)$$

$$\text{Dónde: } D_e = D_{\text{separador}} + 2 \cdot t = 1,514 \text{ m}$$

$$D_i = D_{\text{separador}} = 1,5 \text{ m}$$

El área anular es de 0,033 m<sup>2</sup>.

El peso de la pared se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Peso}_{\text{pared separador}} = A_{\text{anular}} \cdot h \cdot \rho_{\text{acero}}$$

El peso del cabezal se calcula como:

$$\text{Peso}_{\text{cabezal}} = V_{\text{pared cabezal}} \cdot \rho_{\text{acero}}$$

$$\text{Dónde: } V_{\text{pared cabezal}} = V_e - V_i = 0,0809 \cdot D_e^3 - 0,0809 \cdot D_i^3$$

$V_e$ , volumen exterior cabezal toriesférico.

$V_i$ , volumen interior cabezal toriesférico.

#### Peso del separador de fases lleno de agua

$$\text{Peso reactor}_{\text{lleno de agua}} = \text{Peso reactor}_{\text{vacío}} + V_{\text{líquido}} \cdot \rho_{\text{agua}}$$

El volumen de líquido en el separador de fases es de 4,1 m<sup>3</sup>, teniendo en cuenta que la altura del líquido es de 2,3 m.

El peso del separador de fases lleno de agua es de 5407,4 kg. Este valor será muy parecido al peso del separador de fases en operación ya que este contiene una disolución con un contenido mayoritario de agua.

11.4.2.5.1. Resumen de los pesos calculados del separador de fases S-202.

Peso cilindro vacío	1219,6 kg
Peso cabezal (x2)	61,7 kg
Peso separador vacío	1343 kg
Peso separador lleno de agua	5407,4 kg

### 11.4.3. Separador de fases S-203

#### 11.4.3.1. Diseño funcional del separador de fases S-301

Este equipo tiene como objetivo separar la fase líquida de la gaseosa del corriente proveniente del condensador CN-202. En concreto se pretende separar por un lado una corriente gaseosa con los reactivos no reaccionados en el reactor y gran parte del acetaldehído; y por el otro lado una corriente líquida que contiene básicamente agua y subproductos.

Para este fin se trabaja a una presión menor de 1 atm y a una temperatura de 50°C; a presión atmosférica el etileno y el oxígeno se encuentran en fase gaseosa (sus puntos de ebullición son de -183°C y -103°C respectivamente). El acetaldehído tiene un punto de ebullición de unos 20°C, trabajando a 50°C aseguramos separar la mayor parte de este en la corriente gaseosa.

#### Dimensionamiento del equipo

Para el diseño de este separador de fases se sigue el mismo procedimiento de cálculo descrito en el diseño del separador de fases S-201.

Se obtienen los siguientes valores en el diseño del separador S-203:

##### 11.4.3.1.1. Resumen de los pesos calculados del separador de fases S-202.

Diámetro (m)	1,6
Altura (m)	4,7

#### 11.4.3.2. Volumen del separador de fases S-203

##### Volumen del cuerpo cilíndrico

Se determina a partir del volumen del cilindro, aplicando la ecuación que determina el volumen de un cilindro, para los valores de la tabla 11.4.3.1.1. El volumen resultante es de 9,45 m<sup>3</sup>.

##### Volumen de los cabezales

Se usan los mismos cabezales torisfericos tipo Köppler usados en el reactor. Aplicando la misma ecuación usada para el reactor para los cabezales se tiene que cada cabezal ocupa un volumen de 0,33 m<sup>3</sup>.

Volumen total del separador de fases

En la siguiente tabla se especifican los distintos volúmenes que conforman el separador de fases:

Tabla 11.4.3.2.2. Volúmenes separadores de fases S-202.

Volumen cuerpo	9,45 m <sup>3</sup>
Volumen cabezal (x2)	0,33 m <sup>3</sup>
Volumen real	10,2 m <sup>3</sup>

El volumen del separador de fases según los cálculos es de 9,5 m<sup>3</sup>. Con el volumen de los cabezales sobredimensionamos el equipo un 7%.

11.4.3.3. Selección del separador de nieblas del separador S-203

En el diseño de este equipo se obtiene un valor del factor de diseño de la velocidad del gas ( $K_v$ ) de 0,36 ft/s. Para este valor, según la tabla 11.4.1.3.1. se determina que se debe usar un separador de nieblas de platos corrugados de doble caja, como en el caso de los separadores S-201 y S-202.

11.4.3.4. Diseño mecánico del separador de fases S-203

El separador S-203 tiene una altura de 4,7 metros y un diámetro de 1,6 metros. El separador de nieblas estará a una distancia inferior a  $\frac{D}{2}$  de la salida superior del equipo. Se fija esta distancia en 0,6 metros.

De esta manera el separador de nieblas se encuentra a una altura de 4,1 metros. La altura estimada de líquido vendrá determinada por el volumen que ocupa el recipiente medio lleno, es decir de 2,4 metros. La corriente de entrada deberá estar situada a una distancia de seguridad del nivel máximo de líquido; en este caso a un metro, a una altura de 3,4 metros.

Espesores del separador de fases S-203

El equipo no está sometido a condiciones de corrosión al no estar en contacto con la solución de catalizador, por lo cual no es necesario emplear el acero inoxidable 317L. Se opta por un

acero muy polivalente y más económico como es el 316, el mismo considerado para el separador S-202.

Tabla 11.4.3.4.1. Propiedades del Acero 316

Límite elástico (S)	2050 bar
Densidad ( $\rho$ )	8000 kg/m <sup>3</sup>
Punto de fusión	1398 °C
Conductividad térmica (k)	16,2 W/m·K

La temperatura de operación es de 50°C y la presión de operación es de 1 atmosfera.

#### Cálculo de la presión de diseño

La presión de operación será la presión de trabajo más la presión que ejerce la columna de líquido sobredimensionada un 15%.

$$P_{\text{diseño}} = (P_{\text{trabajo}} + \rho g h_{\text{líquido}}) \frac{15}{100}$$

$$P_{\text{líquido}} = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 2,4 \text{m} = 23544 \text{ Pa} = 0,24 \text{ bar}$$

$$P_{\text{diseño final}} = 3,0975 \text{ bar} + 0,24 \text{ bar} + (3,0975 \text{ bar} + 0,24 \text{ bar}) \frac{15}{100} = 3,83 \text{ bar}$$

Tabla 11.4.3.4.2. Resumen valores de temperatura y presión en el separador S-203.

	Temperatura (°C)	Presión (bar)
Valor operación	50	1,04
Valor diseño	80	3,83

Los espesores se determinan mediante las mismas fórmulas del código ASME utilizadas para el diseño del reactor. De esta manera se considera el separador de fases como un cuerpo cilíndrico con cabezales toriesféricos.

Se calculan unos espesores de 3,6 mm y 5 mm para el cuerpo cilíndrico y los cabezales respectivamente. Según la tabla de sobredimensionamiento de espesores extraída del Coulson

para un diámetro del equipo comprendido entre uno y dos metros se aconseja un espesor mínimo de 7mm.

Al ser los valores calculados inferiores al valor recomendado se sobredimensiona considerando que todo el equipo tiene un espesor de 7mm, incluido los cabezales.

#### 11.4.3.5. Peso del separador de fases S-203

##### Peso del separador de fases vacío

El peso total del separador vacío se calcula según:

$$\text{Peso separador}_{\text{vacío}} = \text{Peso}_{\text{pared separador}} + 2 \cdot \text{Peso}_{\text{cabezal}}$$

En primer lugar se calcula el peso de la pared del separador. Para ello hay que calcular previamente el área anular del cilindro que conforma el equipo:

$$A_{\text{anular}} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_e^2 - D_i^2)$$

$$\text{Dónde: } D_e = D_{\text{separador}} + 2 \cdot t = 1,614 \text{ m}$$

$$D_i = D_{\text{separador}} = 1,6 \text{ m}$$

El área anular es de 0,035 m<sup>2</sup>.

El peso de la pared se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Peso}_{\text{pared separador}} = A_{\text{anular}} \cdot h \cdot \rho_{\text{acero}}$$

El peso del cabezal se calcula como:

$$\text{Peso}_{\text{cabezal}} = V_{\text{pared cabezal}} \cdot \rho_{\text{acero}}$$

Dónde:  $V_{\text{pared cabezal}} = V_e - V_i = 0,0809 \cdot D_e^3 - 0,0809 \cdot D_i^3$

$V_e$ , volumen exterior cabezal toriesférico.

$V_i$ , volumen interior cabezal toriesférico.

#### Peso del separador de fases lleno de agua

$$Peso_{\text{reactor}}_{\text{lleno de agua}} = Peso_{\text{reactor}}_{\text{vacío}} + V_{\text{líquido}} \cdot \rho_{\text{agua}}$$

El volumen de líquido en el separador de fases es de 4,82 m<sup>3</sup>, teniendo en cuenta que la altura del líquido es de 2,4 m.

El peso del separador de fases lleno de agua es de 6204,7 kg. Este valor será muy parecido al peso del separador de fases en operación ya que este contiene una disolución con un contenido mayoritario de agua.

#### 11.4.3.5.1. Resumen de los pesos calculados del separador de fases S-203.

Peso cilindro vacío	1328,8 kg
Peso cabezal (x2)	70,2 kg
Peso separador vacío	1469,2 kg
Peso separador lleno de agua	6204,7 kg

#### 11.4.4. Cálculo del aislamiento del reactor R-201 y los separadores de fase

El cálculo del aislamiento se ha realizado utilizando el software Induver de la empresa ISOVER.

En la siguiente tabla se muestran los resultados obtenidos en función de cada equipo:

Tabla 11.4.4.1 Resultados del cálculo del grosor del aislamiento.

	<b>Reactor R-201</b>	<b>Separador S-201</b>	<b>Separador S-202</b>	<b>Separador S-202</b>
<b>Temperatura fluido interior (°C)</b>	130	130	110	50
<b>Temperatura ambiente exterior (°C)</b>	25	25	25	25
<b>Altura pared (m)</b>	14	5,1	4,6	4,7
<b>Temperatura superficie exterior revestimiento (°C)</b>	40	40	40	40
<b>Revestiminiento exterior</b>	acero austenítico	acero austenítico	acero austenítico	acero austenítico
<b>Aislamiento</b>	Manta spintex 342-G-125	Manta spintex 342-G-125	Manta spintex 342-G-125	Manta spintex 342-G-125
<b>Espesor teórico (mm)</b>	50	50	40	10
<b>Espesor recomendado ISOVER (mm)</b>	50	50	40	10

El aislamiento escogido (spintex 342-G-125) es una manta de lana de roca con malla metálica de acero galvanizado por su cara exterior. Esta manta tiene gran aplicación en aislamiento térmico en equipos, tuberías, hornos y calderas.

Sus características técnicas más relevantes son las siguientes:

- Temperatura límite de empleo: 750 °C en régimen continuo.
- Comportamiento al agua: No hidrófilo.
- Dilatación y contracción: Material totalmente estable.
- No corrosivo.
- Densidad: 125 kg/m3.



Como se puede observar en la tabla 11.4.4.1, se obtienen unos grosores de aislante de un tamaño bastante razonable, de 50mm para los equipos que operan a 130°C hasta 10mm para el separador que opera a 50°C.

## 11.5. Columnas de absorción, desabsorción, destilación y de adsorción.

### 11.5.1 Columna de absorción (AB-201)

Para un correcto diseño de una columna de absorción o de destilación se tienen que seguir los siguientes pasos:

- Especificar el grado de separación requerido: especificaciones del producto.
- Seleccionar las condiciones de operación de la columna: continua o discontinua y presión de operación.
- Seleccionar el tipo de contacto entre fases: platos o relleno.
- Determinar el número de etapas de equilibrio y de reflujo requeridos.
- Dimensionar la columna: diámetro y número real de etapas.
- Diseño interno de la columna: platos, distribuidores y tipo de soporte.
- Diseño mecánico de la columna: tipo de recipiente así como alimentaciones de la columna.

#### Diseño funcional:

La columna de absorción (AB-201) está diseñada para absorber el acetaldehído gaseoso de la corriente de proceso (16), con agua recirculada de la corriente (21). El objetivo de la columna es conseguir absorber el acetaldehído gas, en la fase líquida de la columna así como recircular los excesos de reactivos gaseosos (etileno y oxígeno) de la corriente de proceso (16) al reactor.

A continuación, en la tabla 11.5.1.1, se muestra la caracterización de las corrientes de entrada y salida de la columna observándose que se obtiene el resultado esperado.

Tabla 11.5.1.1. Caracterización de caudales y composiciones de las corrientes de entrada de la columna de absorción AB-201.

	ENTRADA					
Corriente	21 (agua recirculada)			16 (corriente proceso)		
Temperatura (°C)	5,00			50,00		
Presión (atm)	1,00			1,00		
Densidad (Kg/m3)	1022,10			1,19		
Estado físico	L			G		
	Caudal másico	fracción molar	Caudal molar	Caudal másico	Fracción molar	Caudal molar
Etileno	0,00	0,00	0,00	10192,60	0,43	363,32
Oxígeno	0,00	0,00	0,00	5807,50	0,21	181,48
Acetaldehído	31,82	0,00	0,72	8150,12	0,22	185,00
Agua	99685,70	0,99	5533,45	1808,38	0,12	100,38
Ácido acético	17,97	0,00	0,30	11,08	0,00	0,18
Crotonaldehído	14,21	0,00	0,20	31,41	0,00	0,45
Cloruro de metilo	0,00	0,00	0,00	20,23	0,00	0,40
Cloroacetaldehído	9,40	0,00	0,12	252,00	0,00	3,21
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	72,38	0,00	1,64
<b>Total</b>	99759,10	1,00	5534,80	26345,70	1,00	836,08

Tabla 11.5.1.2. Caracterización de caudales y composiciones de las corrientes de salida de la columna de absorción AB-201.

	SALIDA					
Corriente	17 (corriente a recircular al reactor)			19 (corriente proceso)		
Temperatura (°C)	5,29			29,70		
Presión (atm)	1,00			1,00		
Densidad (Kg/m3)	1,29			987,17		
Estado físico	G			L		
	Caudal másico	fracción molar	Caudal molar	Caudal másico	Fracción molar	Caudal molar
Etileno	10191,67	0,6569	363,29	0,93	0,00	0,03
Oxígeno	5806,15	0,3281	181,44	1,35	0,00	0,04
Acetaldehído	69,70	0,0029	1,58	8112,24	0,03	184,14

Agua	87,34	0,0088	4,85	101406,74	0,97	5628,99
Ácido acético	0,03	0,0000	0,00	29,02	0,00	0,48
Crotonaldehído	0,39	0,0000	0,01	45,23	0,00	0,65
Cloruro de metilo	10,18	0,0004	0,20	10,06	0,00	0,20
Cloroacetaldehído	0,72	0,0000	0,01	260,68	0,00	3,32
CO <sub>2</sub>	72,03	0,0030	1,64	0,34	0,00	0,01
<b>Total</b>	<b>16238,21</b>	<b>1,00</b>	<b>553,02</b>	<b>109866,59</b>	<b>1,00</b>	<b>5817,86</b>

Para el diseño de la columna se ha utilizado el programa Hysys y más concretamente, su utilidad “tray sizing”, la cual permite conocer las características de diseño de la columna de absorción. Estos valores se han obtenido en base a la necesidad de recircular los reactivos en exceso al reactor, y la cantidad de acetaldehído a absorber. Mediante un proceso iterativo se probaron diferentes condiciones de operación y caudales de agua recirculada hasta alcanzar la solución óptima. Los parámetros fijados después de encontrar la solución óptima se resumen en la siguiente tabla 11.5.1.3.:

Tabla 11.5.1.3. Parámetros necesarios para la absorción de acetaldehído

<b>Caudal de agua de lavado (kg/h)</b>	99759,10
<b>Caudal de gas de salida (kg/h)</b>	16238,21
<b>Caudal del líquido de salida(kg/h)</b>	109866,59

El caudal de agua de lavado se ha fijado para absorber el máximo de acetaldehído posible y el caudal de gas de salida se fija en base a la cantidad de etileno y oxígeno a recircular al reactor, que debe ser de 10191,67 kg/h de etileno y 5807,5 kg/h de oxígeno. Finalmente, el caudal de líquido de salida queda fijado por el agua necesaria para llevar a cabo el proceso de absorción y la cantidad de acetaldehído que debe ser absorbido.

En la figura 11.5.1.1. se muestra la pantalla principal del programa Hysys donde se fijan los corrientes de entrada y salida así como la presión y temperatura de la columna para su simulación.

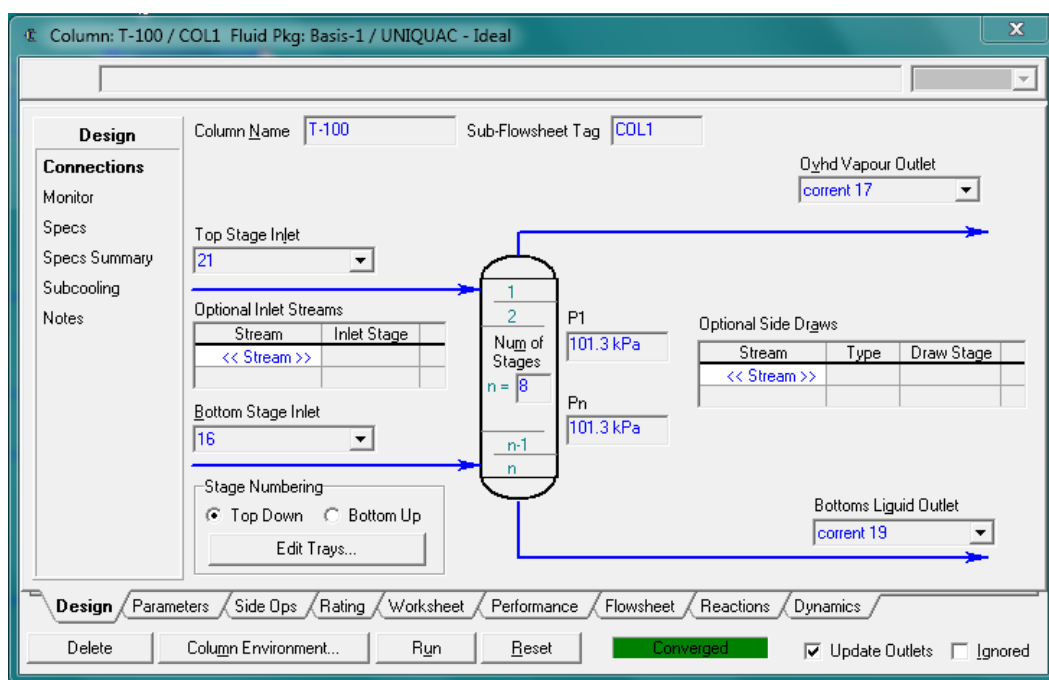


Figura 11.5.1.1. Pantalla del simulador Hysys.

A continuación, se muestran los resultados de la utilidad Tray sizing, que fijará el diámetro y altura de la columna así como el tipo de columna y sus características principales.

Tabla 11.5.1.4. Características de la columna.

<b>Número de etapas</b>	8
<b>Tipo de columna</b>	Relleno
<b>Etapas entrada alimento</b>	8
<b>Etapas entrada agua</b>	1
<b>Tipo de relleno</b>	Pall Rings (plástico)
<b>Tamaño relleno (in)</b>	3,5
<b>Correlación de relleno</b>	Robbins
<b>Número estimado de piezas de relleno</b>	17712
<b>HETP (m)</b>	0,61
<b>Altura de la columna (m)</b>	4,91
<b>Diámetro de la columna (m)</b>	1,98
<b>Porcentaje de inundación %</b>	58,59
<b>Presión de trabajo (bar)</b>	1,01
<b>Temperatura de trabajo (°C)</b>	20-50

Diseño mecánico:

Para el diseño mecánico de la columna se ha seleccionado acero inoxidable **AISI-316**, caracterizado por sus excelentes propiedades anticorrosivas.

Se diseñará la columna considerando una geometría cilíndrica con fondo y cubierta esféricas. Primero, se fija la temperatura de diseño considerando la temperatura de operación la más elevada de la columna que corresponde a 50 °C,

$$T_d = T_{op} + 20^{\circ}C = 50 + 20 = 70^{\circ}C$$

A continuación, se fija la presión de diseño definida como:

$$P_d = P_{op} + 1bar$$

La presión de operación de la columna es de 1 atm de modo que la presión de diseño será:

$$P_d = 1,01325bar + 1bar = 2,01325bar$$

Diseño del espesor de la carcasa cilíndrica de la columna de destilación:

El espesor de la carcasa para el caso de cilindros a presión interna se calcula mediante la siguiente expresión:

$$t = \frac{P_d \cdot R}{S \cdot E + 0,4 \cdot P_d} + C_1$$

Donde:

**t** es el grosor de la carcasa (mm)

**E** es el factor de soldadura que corresponde a un radiografiado parcial (0,85)

**P<sub>d</sub>** es la presión de diseño (0,02 N/mm<sup>2</sup>)

**S** es el esfuerzo máximo del material a la temperatura de diseño (165 N/mm<sup>2</sup>)

**R** es el radio del cilindro (990,5 mm)

**C<sub>1</sub>** es el grosor por corrosión (2 mm)

Es recomendable aplicar un factor de incremento por fabricación a este grueso, definido como C<sub>1</sub>=2 mm. De este modo, se obtiene un espesor final de 2,14 mm. Normalizando, se considera un espesor de 3mm, valor existente en el mercado.

Tabla 11.5.1.5. Espesores mínimos para recipientes cilíndricos.

Diámetro del recipiente (m)	Espesor mínimo (mm)
1	5
De 1,0 a 2,0	7
De 2,0 a 2,5	9
De 2,5 a 3,0	10
De 3,0 a 3,5	12

Una vez calculado el grosor necesario, se observa que éste es menor que el espesor mínimo correspondiente a un recipiente cilíndrico con un diámetro superior a 1 metro y menor a 2 metros (caso de la columna de absorción AB-401), por lo tanto, tendremos que aplicar un espesor de 7 mm.

#### Grueso del fondo y cabeza esférico decimal

$$t = \frac{Pd \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0,8 \cdot Pd} + C_1$$

Donde:

**t** es el grueso del fondo esférico (mm)

**E** es el factor de soldadura que corresponde a un radiografiado doble, 0,85

**Pd** es la presión de diseño (0,02 N/mm<sup>2</sup>)

**S** es el esfuerzo máximo del material a la temperatura de diseño, (165 N/mm<sup>2</sup>)

**R** es el radio del cilindro (990,5 mm)

**C1** es el incremento por corrosión, 2 mm

Aplicando el incremento por fabricación definido en el apartado anterior, se obtiene un espesor final de 2,07 mm. Este grosor es menor que el espesor mínimo correspondiente a un recipiente cilíndrico con un diámetro superior a 1 metro e inferior a 2 metros (caso de la columna de absorción AB-401), por lo tanto, tendremos que aplicar un espesor de 7 mm.

Aislamiento térmico

Debido a que la temperatura superficial de la pared de la columna puede alcanzar hasta 70 °C es necesario poner un aislamiento. El cálculo del espesor requerido se calcula gracias al programa ISOVER y el valor recomendado es de 10 mm de Manta Spintex 342-G-125.

El volumen de aislante requerido se muestra a continuación:

$$V_{\text{aislante}} = x \cdot S$$

Donde:

**x** es el espesor (m)

**S** es la superficie externa de la columna (m<sup>2</sup>).

La superficie externa de la columna se calcula con la siguiente expresión:

$$S = \pi \cdot D_{\text{ext}} \cdot H + \left(\frac{\pi}{16}\right) \cdot D_{\text{ext}}^2$$

$$S = \pi \cdot 1,995 \cdot 4,911 + \left(\frac{\pi}{16}\right) \cdot 1,995^2 = 31,56 \text{ m}^2$$

Así, el volumen de aislante requerido es de 0,32 m<sup>3</sup>.

Peso del equipo vacío:

Para saber el peso de la columna (AB-401) primero se debe calcular el peso del equipo vacío. Así que, a continuación se calculará el peso del equipo vacío teniendo en cuenta que el material utilizado es acero AISI 316.

Peso de la carcasa:

$$P_{\text{carcasa}} = \frac{\pi}{4} \cdot ((D + t \cdot 2)^2 - D^2) \cdot H \cdot \rho$$

Donde, **D** es el diámetro interno de la columna (m)

**t** es el grosor de la pared del equipo (m)

**H** es la altura del cilindro del equipo (m)

**ρ** es la densidad del material (AISI 316) (kg/m<sup>3</sup>)



Así obtenemos:

$$P_{carcasa} = \frac{\pi}{4} \cdot ((1,981 + 0,007 \cdot 2)^2 - 1,981^2) \cdot 4,911 \cdot 8000 = 1717,6 \text{ Kg}$$

Peso del cabezal y el fondo esférico:

$$P_{esférico} = \frac{\pi}{12} \cdot ((D + t \cdot 2)^2 - D^2) \cdot \rho$$

$$P_{esférico} = \frac{\pi}{12} \cdot ((1,981 + 0,007 \cdot 2)^3 - 1,981^3) \cdot 8000 = 347,65 \text{ Kg}$$

$$P_{cabezal y fondo} = 2 \cdot P_{esférico} = 695,3 \text{ Kg}$$

Peso del aislante:

Conociendo la densidad aproximada de la Manta spintex 342-G-125, el peso del aislante se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$P_{aislante} = V_{aislante} \cdot \rho_{aislante}$$

$$P_{aislante} = 0,32 \cdot 125 = 40 \text{ kg}$$

Peso de la columna vacía:

$$P_{Columna vacía} = P_{carcasa} + P_{cabezal y fondo} + P_{aislante} =$$

$$1717,6 + 695,3 + 40 = 2452,9 \text{ Kg}$$

Peso del equipo lleno de agua:

Para conocer el peso del equipo lleno de agua se deben sumar el peso total del equipo vacío y el peso del equipo lleno de agua. Para saber la cantidad de agua que puede albergar el equipo se deben calcular el volumen del cilindro, del cabezal esférico y del fondo esférico.

Volumen del cilindro:

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{int}^2) \cdot H$$

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot (1,981^2) \cdot 4,911 = 15,13 \text{ m}^3$$

Volumen del cabezal y del fondo esférico:

$$V_{esférico} = \frac{\pi}{12} \cdot D_{int}^3$$

$$V_{esférico} = \frac{\pi}{12} \cdot 1,981^3 = 2,035 \text{ m}^3$$

Una vez calculados los volúmenes de las partes de la columna, se obtiene el volumen total:

$$V_{total} = V_{cilindro} + V_{cabezal} + V_{fondo}$$
$$V_{total} = 15,13 + 2,035 + 2,035 = 19,2m^3$$

Ahora, ya se puede calcular el peso del equipo lleno de agua:

$$P_{equipo \text{ lleno de agua}} = P_{equipo \text{ vacio}} + V_{equipo} \cdot \rho_{agua}$$
$$P_{equipo \text{ lleno de agua}} = 2452,9 \text{ kg} + 19,2m^3 \cdot 1000 \frac{kg}{m^3} = 21652,9 \text{ kg}$$

### 11.5.2 Columna de desabsorción (DA-401)

#### Diseño funcional:

La columna de desabsorción (DA-401) está diseñada para conseguir separar de la corriente de proceso, el cloruro de metilo, así como los restos de etileno y oxígeno, juntamente con las trazas de dióxido de carbono. Finalmente se obtiene una corriente con el producto deseado, donde se llevara a la columna CD-401, donde se obtendrá el producto final, con el grado de pureza deseado.

A continuación, en la tabla 11.5.2.1, se muestra la caracterización de las corrientes de entrada y salida de la columna observándose que se obtiene el resultado esperado.

Tabla 11.5.2.1 Caracterización de caudales y composiciones de las corrientes de entrada de la columna de adsorción AD-401.

Corriente	ENTRADA								
	20b (corriente proceso)			22 (agua recirculada)			25 (vapor directo)		
Temperatura (°C)	15,00			5,00			145,00		
Presión (atm)	1,00			1,00			1,00		
Densidad (Kg/m3)	999,38			1022,10			0,53		
Estado físico	L			L			G		
	Caudal másico	fracción molar	Caudal molar	Caudal másico	Fracción molar	Caudal molar	Caudal másico	Fracción molar	Caudal molar
Etileno	0,95	0,00	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Oxígeno	1,43	0,00	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetaldehído	8442,28	0,03	191,63	19,09	0,00	0,43	0,00	0,00	0,00
Agua	111397,40	0,97	6183,56	59809,42	0,99	3319,96	19959,72	1,00	1107,94
Ácido acético	72,01	0,00	1,20	10,78	0,00	0,18	0,00	0,00	0,00
Crotonaldehído	54,52	0,00	0,78	8,53	0,00	0,12	0,00	0,00	0,00
Cloruro de metilo	10,42	0,00	0,21	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cloroacetaldehído	302,19	0,00	3,85	5,64	0,00	0,07	0,00	0,00	0,00
CO <sub>2</sub>	0,36	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<b>Total</b>	120281,55	1,00	6381,31	59853,46	1,00	3320,77	19959,72	1,00	1107,94

Tabla 11.5.2.2. Caracterización de caudales y composiciones de las corrientes de salida de la columna de adsorción AD-401.

	SORTIDA					
Corriente	27 (corriente proceso)			39 (gases a tratar)		
Temperatura (°C)	77,28			43,49		
Presión (atm)	1,00			1,00		
Densidad (Kg/m3)	950,36			1,62		
Estado físico	L			G		
	Caudal másico	fracción molar	Caudal molar	Caudal másico	Fracción molar	Caudal molar
Etileno	0,00	0,00	0,00	0,95	0,01	0,03
Oxígeno	0,00	0,00	0,00	1,43	0,02	0,04
Acetaldehído	8369,55	0,02	189,98	91,82	0,81	2,08
Agua	191162,74	0,98	10611,25	3,80	0,08	0,21
Ácido acético	82,79	0,00	1,38	0,00	0,00	0,00
Crotonaldehído	63,04	0,00	0,90	0,01	0,00	0,00
Cloruro de metilo	0,01	0,00	0,00	10,41	0,08	0,21
Cloroacetaldehído	307,82	0,00	3,92	0,01	0,00	0,00
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,36	0,00	0,01
<b>Total</b>	199985,95	1,00	10807,43	108,78	1,00	2,59

Para el diseño de la columna se utilizó el programa Hysys y más concretamente, su utilidad “tray sizing”, la cual permite conocer las características de diseño de la columna de desadsorción. Estos valores se han obtenido en base a la necesidad de desadsorber los compuestos anteriormente nombrados. Con el simulador y su utilidad de diseño, se obtuvo la columna de desadsorción mediante un proceso iterativo hasta alcanzar la solución deseada. Los parámetros fijados después de encontrar la solución se resumen en la siguiente tabla 11.5.2.3.

Tabla 11.5.2.3. Parámetros necesarios para la desabsorción de compuestos como el cloruro de metilo.

<b>Caudal de vapor directo (kg/h)</b>	20000
<b>Caudal de la corriente de proceso (kg/h)</b>	191162,74
<b>Caudal de la corriente gaseosa (kg/h)</b>	108,78

El caudal de vapor directo se ha fijado por la necesidad de desabsorber los compuestos ya citados, y el caudal de corriente de proceso se fija con la necesidad de que la mayoría de acetaldehído siga en la corriente líquida i no se desabsorba, que debe ser de unos 200000 kg/h. Finalmente, el caudal de la corriente gaseosa de salida ha sido elegido para que todos los compuestos ( cloruro de metilo, dióxido de carbono, etileno y oxígeno) que contiene la corriente del proceso se desabsorben y salgan por la corriente 39 (gases a tratar) evitando de este modo que la corriente de proceso que contienen el acetaldehído no contengan estos compuestos.

A continuación, se muestra la pantalla principal del programa Hysys donde se fijan la presión y temperatura de la columna, así como todos los caudales de entrada y composiciones necesarios para la obtención de los caudales de salida deseados.

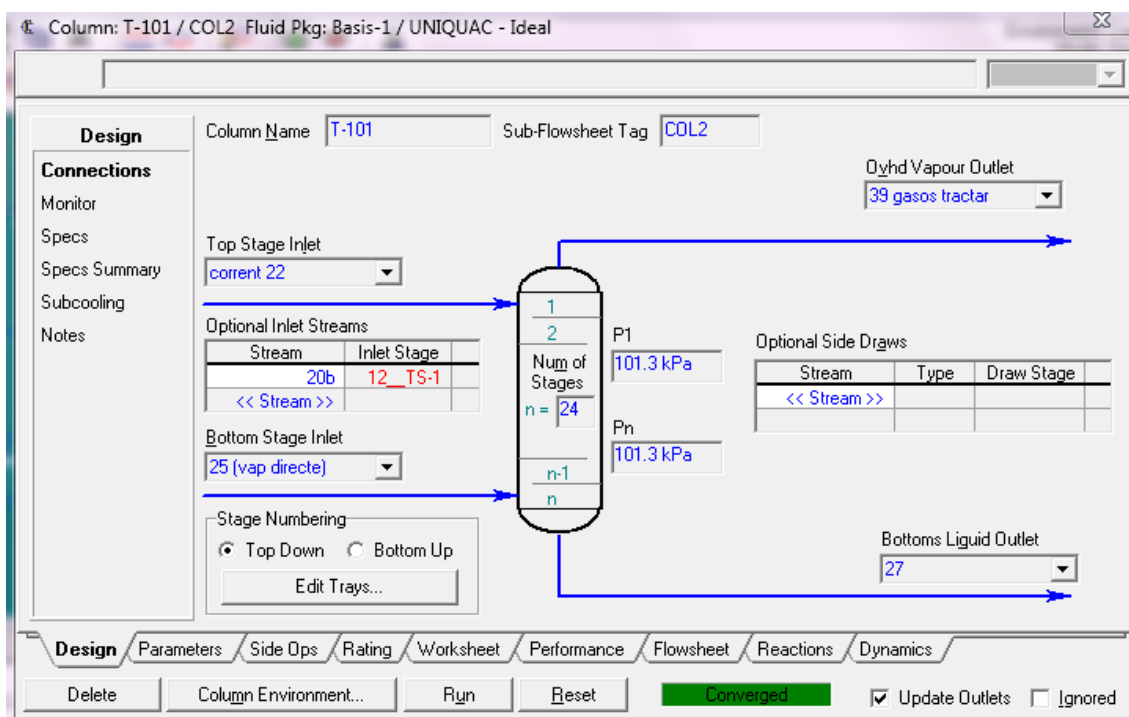


Figura 11.5.2.1 Pantalla del simulador Hysys.

El siguiente paso es la elección del tipo de columna (platos o relleno) en la cual se llevará a cabo la operación de desabsorción.

En este caso en particular al ser cabales grandes y la columna tienen un diámetro grande se debería elegir una columna de platos, aun así, se escoge una columna de relleno ya que según el simulador da buenos resultados y normalmente las torres de absorción y desabsorción se diseñan con relleno.

A continuación, se muestran los resultados de la utilidad Tray sizing, que fijará el diámetro y altura de la columna, así como el tipo de columna y sus características principales.

Tabla 11.5.2.4. Características de la columna.

<b>Número de etapas</b>	24
<b>Tipo de columna</b>	Relleno
<b>Etapas entrada alimento</b>	12
<b>Etapas entrada agua</b>	1
<b>Etapas entrada vapor</b>	24
<b>Tipo de relleno</b>	Pall Rings (Plástico)
<b>Tamaño relleno (pulg)</b>	3,5
<b>Correlación de relleno</b>	Robbins
<b>Número estimado de piezas de relleno</b>	73847
<b>HETP (m)</b>	0,6408
<b>Altura de la columna (m)</b>	15,38
<b>Diámetro de la columna (m)</b>	2,286
<b>Porcentaje de inundación %</b>	70
<b>Presión de trabajo (bar)</b>	1,013
<b>Temperatura de trabajo (°C)</b>	45-145

#### Diseño mecánico:

En el diseño mecánico de la columna se ha considerado que el material a utilizar es el **AISI-316**, ya que es un acero inoxidable con buenas propiedades anticorrosión.

Se diseñará considerando una geometría cilíndrica con fondo y cubierta esférica.

Primero se fija la temperatura de diseño, considerando la temperatura de operación la más elevada de la columna que corresponde a 145 °C,

$$T_d = T_{op} + 20^{\circ}C = 145 + 20 = 165^{\circ}C$$

A continuación, se fija la presión de diseño

$$P_d = P_{op} + 1bar$$

La presión de operación de la columna es de 1 atm de modo que la presión de diseño será:

$$P_d = 1,01325bar + 1bar = 2,01bar$$

#### Diseño del espesor de la carcasa cilíndrica de la columna de destilación:

El espesor de la carcasa para el caso de cilindros a presión interna se calcula mediante la siguiente expresión:

$$t = \frac{P_d \cdot R}{S \cdot E + 0,4 \cdot P_d} + C_1$$

Donde:

**t** es el grosor de la carcasa (mm)

**E** es el factor de soldadura que corresponde a un radiografiado parcial (0,85)

**P<sub>d</sub>**, es la presión de diseño (0,02 N/mm<sup>2</sup>)

**S** es el esfuerzo máximo del material a la temperatura de diseño, (130 N/mm<sup>2</sup>)

**R** es el radio del cilindro (1143 mm)

**C<sub>1</sub>** es el grosor por corrosión, (2mm)

Es recomendable aplicar un factor de incremento por fabricación a este grueso, definido como C<sub>1</sub>=2 mm. De este modo, se obtiene un grueso final de 2,2 mm. Normalizando, se considera un grueso de 3mm, valor existente en el mercado.

Tabla 11.5.2.5. Espesores mínimos para recipientes cilíndricos.

Diámetro del recipiente (m)	Espesor mínimo (mm)
1	5
De 1,0 a 2,0	7
De 2,0 a 2,5	9
De 2,5 a 3,0	10
De 3,0 a 3,5	12

Una vez calculado el grosor necesario, se observa que éste es menor que el espesor mínimo correspondiente a un recipiente cilíndrico con un diámetro entre 2 y 2,5 metros (caso de la columna de destilación DA-401), por lo tanto, tendremos que aplicar un espesor de 9 mm.

#### Grueso del fondo y cabezal esférico decimal

$$t = \frac{Pd \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0,8 \cdot Pd} + C_1$$

Donde:

**t** es el grueso del fondo esférico (mm)

**E** es el factor de soldadura que corresponde a un radiografiado doble, 0,85

**Pd** es la presión de diseño (0,02 N/mm<sup>2</sup>)

**S** es el esfuerzo máximo del material a la temperatura de diseño, (130 N/mm<sup>2</sup>)

**R** es el radio del cilindro (1143 mm)

**C1** es el incremento por corrosión, 2 mm

Aplicando el incremento por fabricación definido en el apartado anterior, se obtiene un grueso final de 2,1 mm. Una vez calculado el grosor necesario, se observa que éste es menor que el espesor mínimo correspondiente a un recipiente cilíndrico con un diámetro entre 2 y 2,5 metros (caso de la columna de desabsorción (DA-401), por lo tanto, tendremos que aplicar un espesor de 9 mm.



Aislamiento térmico

Debido a que la temperatura superficial de la pared de la columna puede alcanzar hasta 165 °C es necesario poner un aislamiento. El cálculo del espesor requerido se calcula gracias al programa ISOVER y el valor recomendado es de 60 mm de Manta Spintex 342-G-125. El volumen de aislante requerido se muestra a continuación:

$$V_{\text{aislante}} = x \cdot S$$

Donde:

$x$  es el espesor en (m)

$S$  es la superficie externa de la columna ( $\text{m}^2$ ).

La superficie externa de la columna se calcula con la siguiente expresión:

$$S = \pi \cdot D_{\text{ext}} \cdot H + \left(\frac{\pi}{16}\right) \cdot D_{\text{ext}}^2$$

$$S = \pi \cdot 2,304 \cdot 15,38 + \left(\frac{\pi}{16}\right) \cdot 2,304^2 = 112,37 \text{ m}^2$$

Así, el volumen de aislante requerido es de 6,74  $\text{m}^3$ .

Peso del equipo vacío:

Para saber el peso de la columna (DA-401) se tiene que sumar el peso total del equipo vacío y el peso de la columna llena de agua. Así que, a continuación se calculará el peso del equipo vacío teniendo en cuenta que el material utilizado es acero AISI 316.

Peso de la carcasa:

$$P_{\text{carcasa}} = \frac{\pi}{4} \cdot ((D + t \cdot 2)^2 - D^2) \cdot H \cdot \rho$$

Donde,  $D$  es el diámetro interno de la columna (m),

$t$  es el grosor de la pared del equipo (m),

$H$  es la altura del cilindro del equipo (m),

$\rho$  es la densidad del material (AISI 316) ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

Así obtenemos:

$$P_{\text{carcasa}} = \frac{\pi}{4} \cdot ((2,286 + 0,009 \cdot 2)^2 - 2,286^2) \cdot 15,38 \cdot 8000 = 7984,02 \text{ Kg}$$

Peso del cabezal i el fondo esférico:

$$P_{esférico} = \frac{\pi}{12} \cdot ((D + t \cdot 2)^2 - D^2) \cdot \rho$$

$$P_{esférico} = \frac{\pi}{12} \cdot ((2,286 + 0,009 \cdot 2)^3 - 2,286^3) \cdot 8000 = 595,69 \text{ Kg}$$

$$P_{cabezal y fondo} = 2 \cdot P_{esférico} = 1191,38 \text{ Kg}$$

Peso del aislante:

Conociendo la densidad aproximada de la Manta spintex 342-G-125, el peso del aislante se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$P_{aislante} = V_{aislante} \cdot \rho_{aislante}$$

$$P_{aislante} = 6,74 \cdot 125 = 842,50 \text{ kg}$$

Peso de la columna vacía:

$$P_{Columna vacía} = P_{carcasa} + P_{cabezal y fondo} + P_{aislante} =$$

$$7984,02 + 1191,38 + 842,50 = 10017,9 \text{ Kg}$$

Peso del equipo lleno de agua:

Para conocer el peso del equipo lleno de agua se deben sumar el peso total del equipo vacío y el peso del equipo lleno de agua. Para saber el agua que cabe en el equipo se debe calcular el volumen del cilindro, del cabezal esférico i del fondo esférico.

Volumen del cilindro:

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{int}^2) \cdot H$$

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot (2,286^2) \cdot 15,38 = 63,12 \text{ m}^3$$

Volumen del cabezal i del fondo esférico:

$$V_{esférico} = \frac{\pi}{12} \cdot D_{int}^3$$

$$V_{esférico} = \frac{\pi}{12} \cdot 2,286^3 = 3,13 \text{ m}^3$$

Una vez calculados los volúmenes de las partes de la columna, se obtiene el volumen total:

$$V_{total} = V_{cilindre} + V_{capçal} + V_{fondo}$$

$$V_{total} = 63,12 + 3,13 + 3,13 = 69,38 \text{ m}^3$$

Ahora, ya se puede calcular el peso del equipo lleno de agua:

$$P_{equipo \text{ lleno de agua}} = P_{equipo \text{ vacio}} + V_{equipo} \cdot \rho_{aigua}$$

$$P_{equipo \text{ lleno de agua}} = 10017,9 \text{ kg} + 69,38 \text{ m}^3 \cdot 1000 \text{ kg/m}^3 = 79397,9 \text{ kg}$$

### 11.5.3. Columnas de destilación

#### 11.5.3.1 Columna de destilación (CD-401)

##### Diseño funcional

La columna de destilación (CD-401) está diseñada para conseguir separar el producto final, acetaldehído al 99% en peso, de la corriente 27 que contiene mayoritariamente agua, acetaldehído y crotonaldehído. El objetivo de dicha columna es separar el acetaldehído por cabezas y el crotonaldehído y el cloroacetaldehído por una corriente lateral, corriente que se almacenará para su posterior tratamiento. Además se obtendrá por colas de la columna la corriente 32 formada mayoritariamente por agua y ácido acético.

A continuación, en la tabla 11.5.3.1.1, se muestra la caracterización de las corrientes de entrada y salida de la columna observándose que se obtiene el resultado esperado.

Tabla 11.5.3.1.1, Caracterización de caudales y composiciones de las corrientes de entrada y salida de la columna de destilación CD-401.

	ENTRADA			SALIDA		
Corriente	27			31 (acetaldehído) cabeza		
Temperatura (°C)	77,28			20,41		
Presión (atm)	1,00			1,00		
Densidad (Kg/m3)	950,36			773,58		
Estado físico	L			L		
	Caudal másico	fracción molar	Caudal molar	Caudal másico	Fracción molar	Caudal molar
Etileno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Oxígeno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetaldehído	8369,55	0,02	189,98	8333,95	1,00	189,18
Agua	191162,74	0,98	10611,25	0,09	0,00	0,00
Ácido acético	82,79	0,00	1,38	0,03	0,00	0,00
Crotonaldehído	63,04	0,00	0,90	0,00	0,00	0,00
Cloruro de metilo	0,01	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00
Cloroacetaldehído	307,82	0,00	3,92	66,02	0,00	0,84
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<b>Total</b>	199985,95	1,00	10807,43	8400,10	1,00	190,02

Tabla 11.5.3.1.2. Caracterización de caudales y composiciones de las corrientes de salida de la columna de destilación CD-401.

	SALIDA					
Corriente	37 (Crotonaldehído) Lateral			32 (Agua residual) Colas		
Temperatura (°C)	90,37			100,00		
Presión (atm)	1,00			1,00		
Densidad (Kg/m <sup>3</sup> )	957,28			947,90		
Estado físico	L			L		
	Caudal másico	fracción molar	Caudal molar	Caudal másico	Fracción molar	Caudal molar
Etileno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Oxígeno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetaldehído	35,60	0,00	0,81	0,00	0,00	0,00
Agua	4657,41	0,98	258,53	186505,24	1,00	10352,71
Ácido acético	2,18	0,00	0,04	80,61	0,00	1,35
Crotonaldehído	62,95	0,00	0,90	0,09	0,00	0,00
Cloruro de metilo	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cloroacetaldehído	241,79	0,01	3,08	0,01	0,00	0,00
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<b>Total</b>	4999,93	1,00	263,35	186585,94	1,00	10354,06

Para el diseño de la columna se utilizó el programa Hysys y más concretamente, su utilidad “tray sizing”, la cual permite conocer las características de diseño de la columna de destilación. Estos valores se han obtenido en base a la producción de acetaldehído demandada mediante un proceso iterativo hasta alcanzar la solución óptima. Los parámetros fijados después de encontrar la solución óptima se resumen en la siguiente tabla 11.5.3.1.3.

Tabla 11.5.3.1.3. Parámetros necesarios para la obtención de acetaldehído al 99%.

<b>Relación de reflujo</b>	15
<b>Caudal de destilado (kg/h)</b>	8400
<b>Caudal de la salida lateral (kg/h)</b>	5000

La relación de reflujo ha sido fijada por la pureza del producto final (acetaldehído al 99%) y el caudal de destilado se fija en base a la producción demandada de dicho producto, que debe ser de 8400 kg/h. Finalmente, el caudal de la salida lateral ha sido elegido para que todo el crotonaldehído que entra en la corriente 27 abandone la columna por la corriente de salida lateral, evitándose de este modo que las corrientes que contienen el acetaldehído y la correspondiente a las aguas residuales no estén contaminadas con este producto.

A continuación, se muestra la pantalla principal del programa Hysys donde se fijan el tipo de condensador (total), la presión y temperatura de la columna, así como todos los caudales y composiciones necesarios para la simulación.

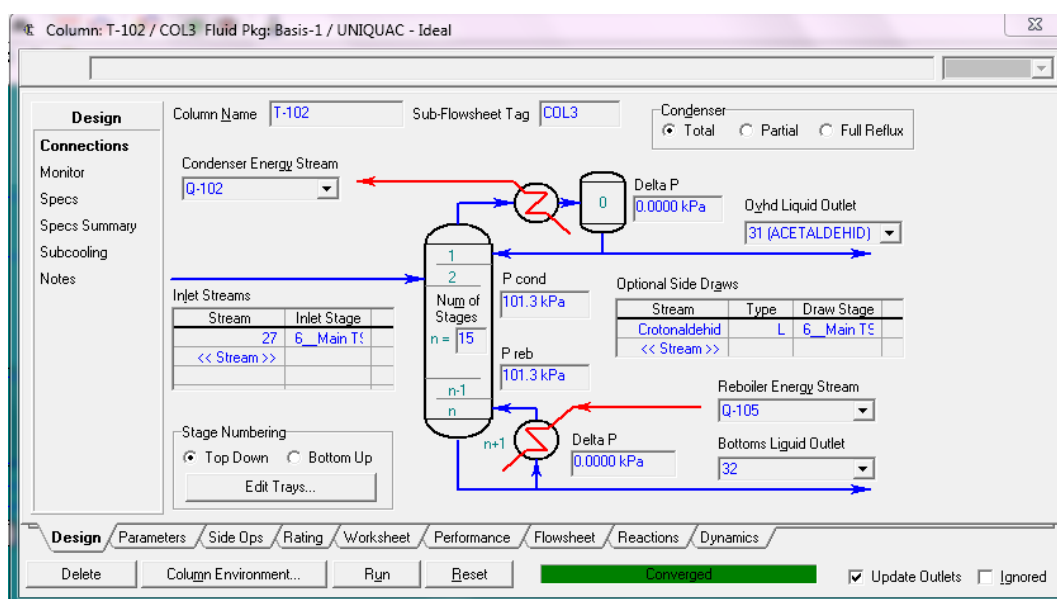


Figura 11.5.3.1.1. Pantalla del simulador Hysys.

El siguiente paso es la elección del tipo de columna (platos o relleno) en la cual se llevará a cabo la operación de destilación. Los criterios que se siguen para tal efecto se muestran a continuación:

- Condiciones que favorecen el uso de columnas de platos:
  - Grandes diámetros de columna ( $D > 0,76\text{m}$ )
  - Caudales grandes
  - Tiempos de residencia del líquido grandes
  - Mayor versatilidad y facilidad en modificaciones.
  - Mejor caracterización de la eficiencia.
  - Versatilidad en modificaciones de corrientes energéticas.

- Condiciones que favorecen el uso de columnas de relleno.
  - Diámetros de columna pequeños ( $D < 0,76\text{m}$ )
  - Destilaciones a baja presión
  - Sustancias corrosivas o que formen mucha espuma.
  - Obtención de pequeñas pérdidas de carga.
  - Tecnología en clara evolución.

Para decidir el tipo de columna a diseñar el factor más importante a tener en cuenta es el diámetro.

En función del diámetro de la columna ( $D=3,962\text{ m}$ ) obtenido mediante el tray sizing del programa Hysys se concluye que se diseñará una columna de destilación de platos. Además, se ha elegido este tipo de columna debido a los caudales elevados con los que se trabaja y por su buena versatilidad, la cual permite realizar con facilidad cualquier tipo de modificación operacional en caso de que fuese necesaria.

Existen diferentes tipos de platos en función del modo en que entran en contacto el gas y el líquido:

- Platos perforados (sieve).
- Platos de válvulas (valve)
- Platos de burbujeo (bubble-cap).

Se seleccionan los platos perforados, ya que permiten un buen contacto entre la fase líquida y la gaseosa, para así obtener la transferencia de materia entre fases deseada. Además el programa Hysys permite hacer este tipo de diseño de forma detallada.

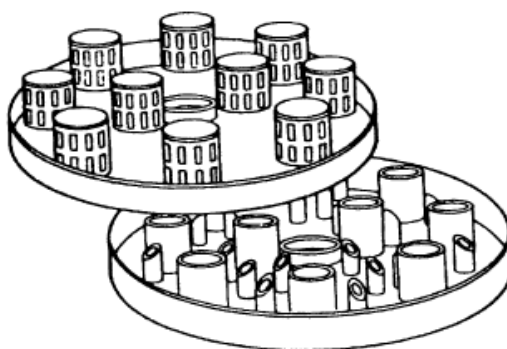


Figura 11.5.3.1.2. Tipo de plato perforado.

A continuación, se muestran los resultados de la utilidad Tray sizing, que fijará el diámetro y altura de la columna, así como el tipo de columna y sus características principales.

Tabla 11.5.3.1.4. Características de la columna.

<b>Número de etapas teóricas</b>	15
<b>Tipo de columna</b>	Platos
<b>Etapas entrada alimento</b>	6
<b>Etapas salida lateral</b>	6
<b>Relación de reflujo</b>	15
<b>Tipo de platos</b>	Perforados
<b>Área de los agujeros (m<sup>2</sup>)</b>	1,546
<b>Número estimado de agujeros</b>	1306
<b>Distancia entre platos (mm)</b>	609,6
<b>Grosor de los platos (mm)</b>	3,175
<b>Altura de la columna (m)</b>	9,114
<b>Diámetro de la columna (m)</b>	3.962
<b>Porcentaje de inundación %</b>	82,73
<b>Área activa (m<sup>2</sup>)</b>	10,1
<b>Presión de trabajo (bar)</b>	1,013
<b>Temperatura reboiler (°C)</b>	100
<b>Temperatura condensador (°C)</b>	20,41

Para conseguir los resultados obtenidos en la simulación, se deben calcular las eficacias de los platos para poder obtener los resultados teóricos en nuestro caso real. El simulador calcula el diseño y las concentraciones de salida de la columna aplicando eficacia igual a 1. Así, si se quiere obtener el número de etapas reales debemos calcular la eficacia de los platos. Este cálculo se realizará mediante la *correlación de O'Connell*.



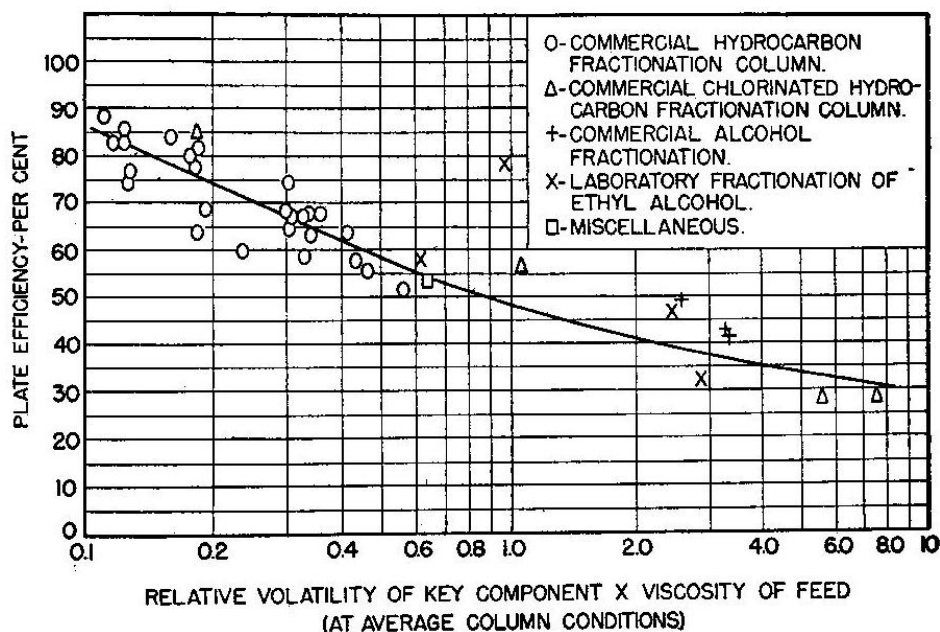


Figura 11.5.3.1.3. Correlación de O'Connell.

Sabiendo que la volatilidad relativa del componente clave es igual a 1 y conociendo la viscosidad del alimento de la columna (0,275 cP). Leyendo el eje de abscisas el valor de 0,27, se obtiene una eficacia de los platos igual a 0,7.

Este hecho provoca que dimensionemos de nuevo la altura de la columna. Para calcular el número de etapas reales utilizamos la siguiente expresión:

$$Etapas\ reales = \frac{Etapas\ teóricas}{Eficacia\ de\ las\ etapas} = \frac{15}{0,7} = 21,5 \sim 22\ etapas\ reales$$

Para asegurar la obtención de la separación deseada se recalcula la altura de la columna de destilación ya que realmente tenemos más etapas reales de las que el simulador calculaba.

Así pues, obtenemos una altura final de:

$$Altura = 22\ etapas\ reales \times 609,6 \frac{mm}{etapa} = 13411\ mm = 13,4\ m$$

Diseño de las etapas, downcomers y weirs (rebosadero).

Las etapas que se elegirán para el diseño de la columna de destilación son las de flujo cruzado, ya que estas garantizan un buen contacto entre las fases favoreciendo la transferencia de materia.

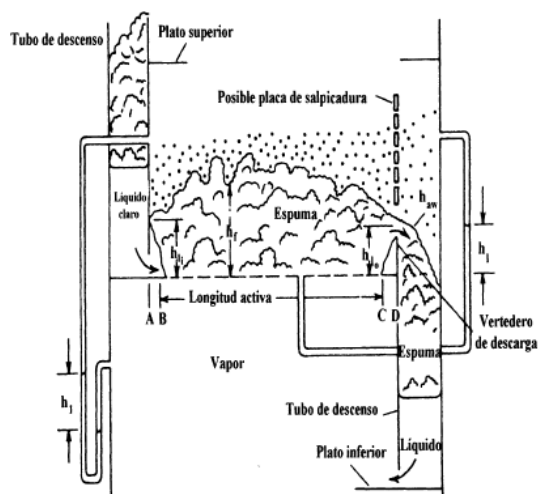


Figura 11.5.3.1.4. Para el diseño de los downcomers se seleccionan del tipo straight segmental.

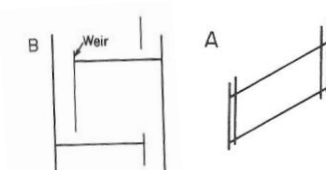


Figura 11.5.3.1.5. Los rebosaderos se diseñarán del tipo ajustables

Para un mejor diseño de la columna se concretan los tipos de entrada y salida de alimento, producto y recirculaciones de caldera y condensador.

Diseño de la entrada del reflujo del condensador en la parte superior de la columna:



Figura 11.5.3.1.6. Entrada del reflujo del condensador

Diseño de la entrada del alimento en el plato 6.

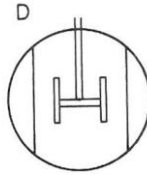


Figura 11.5.3.1.7. Entrada del alimento en la columna

Diseño de salida de colas y reflujo de vapor del calderín.

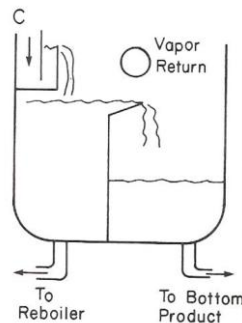


Figura 11.5.3.1.8. Salida de colas y reflujo del calderín en la columna

Diseño de la salida lateral de la columna.

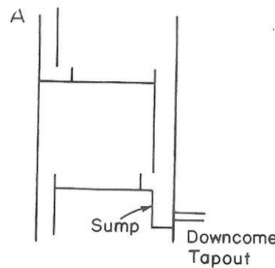


Figura 11.5.3.1.9. Salida lateral de la columna

### Diseño mecánico:

En el diseño mecánico de la columna se ha considerado que el material a utilizar es el **AISI-316**, ya que es un acero inoxidable con buenas propiedades anticorrosión.

Se diseñará considerando una geometría cilíndrica con fondo y cubierta esféricas.

Primero se fija la temperatura de diseño, considerando la temperatura de operación la más elevada de la columna que corresponde a 100 °C,

$$Td = Top + 20^{\circ}C = 100 + 20 = 120^{\circ}C$$

A continuación, se fija la presión de diseño

$$Pd = Pop + 1bar$$

La presión de operación de la columna es de 1 atm de modo que la presión de diseño será:

$$Pd = 1,01325\text{bar} + 1\text{bar} = 2,01\text{bar}$$

#### Diseño del espesor de la carcasa cilíndrica de la columna de destilación:

El espesor de la carcasa para el caso de cilindros a presión interna se calcula mediante la siguiente expresión:

$$t = \frac{Pd \cdot R}{S \cdot E + 0,4 \cdot Pd} + C_1$$

Donde:

**t** es el grosor de la carcasa (mm)

**E** es el factor de soldadura que corresponde a un radiografiado parcial (0,85)

**Pd**, es la presión de diseño (0,02 N/mm<sup>2</sup>)

**S** es el esfuerzo máximo del material a la temperatura de diseño, (145 N/mm<sup>2</sup>)

**R** es el radio del cilindro (1981 mm)

**C<sub>1</sub>** es el grosor por corrosión (2mm)

Es recomendable aplicar un factor de incremento por fabricación a este grueso, definido como C<sub>1</sub>=2 mm. De este modo, se obtiene un grueso final de 2,32 mm. Normalizando, se considera un grueso de 3mm, valor existente en el mercado.

Tabla 11.5.3.1.5. Espesores mínimos para recipientes cilíndricos.

<b>Diámetro del recipiente (m)</b>	<b>Espesor mínimo (mm)</b>
1	5
De 1,0 a 2,0	7
De 2,0 a 2,5	9
De 2,5 a 3,0	10
De 3,0 a 3,5	12

Una vez calculado el grosor necesario, se observa que éste es menor que el espesor mínimo correspondiente a un recipiente cilíndrico con un diámetro superior a 3,5 metros (caso de la columna de destilación CD-401), por lo tanto, tendremos que aplicar un espesor de 12 mm.

Grueso del fondo y cabezal esférico decimal

$$t = \frac{Pd \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0,8 \cdot Pd} + C_1$$

Donde:

**t** es el grueso del fondo esférico (mm)

**E** es el factor de soldadura que corresponde a un radiografiado doble, 0,85

**Pd** es la presión de diseño (0,02 N/mm<sup>2</sup>)

**S** es el esfuerzo máximo del material a la temperatura de diseño, (145 N/mm<sup>2</sup>)

**R** es el radio del cilindro ( 1981 mm)

**C1** es el incremento por corrosión, 2 mm

Aplicando el incremento por fabricación definido en el apartado anterior, se obtiene un grueso final de 2,16 mm. Una vez calculado el grosor necesario, se observa que éste es menor que el espesor mínimo correspondiente a un recipiente cilíndrico con un diámetro superior a 3,5 metros (caso de la columna de destilación CD-401), por lo tanto, tendremos que aplicar un espesor de 12 mm.

Aislamiento térmico

Debido a que la temperatura superficial de la pared de la columna puede alcanzar hasta 120 °C es necesario poner un aislamiento. El cálculo del espesor requerido se calcula gracias al programa ISOVER y el valor recomendado es de 40 mm de Manta Spintex 342-G-125. El volumen de aislante requerido se muestra a continuación:

$$V_{\text{aislante}} = x \cdot S$$

Donde:

**x** es el espesor en (m)

**S** es la superficie externa de la columna (m<sup>2</sup>).

La superficie externa de la columna se calcula con la siguiente expresión:

$$S = \pi \cdot D_{\text{ext}} \cdot H + \left(\frac{\pi}{16}\right) \cdot D_{\text{ext}}^2$$

$$S = \pi \cdot 3,986 \cdot 13,4 + \left(\frac{\pi}{16}\right) \cdot 3,986^2 = 170,92 \text{ m}^2$$

Así, el volumen de aislante requerido es de 6,84 m<sup>3</sup>.

#### Peso del equipo vacío:

Para saber el peso de la columna (CD-401) se tiene que sumar el peso total del equipo vacío y el peso de la columna llena de agua. Así que, a continuación se calculará el peso del equipo vacío teniendo en cuenta que el material utilizado es acero AISI 316.

#### Peso de la carcasa:

$$P_{carcasa} = \frac{\pi}{4} \cdot ((D + t \cdot 2)^2 - D^2) \cdot H \cdot \rho$$

Donde, D es el diámetro interno de la columna (m),

t es el grosor de la pared del equipo (m),

H es la altura del cilindro del equipo (m),

$\rho$  es la densidad del material (AISI 316) (kg/m<sup>3</sup>)

Así obtenemos:

$$P_{carcasa} = \frac{\pi}{4} \cdot ((3,962 + 0,012 \cdot 2)^2 - 3,962^2) \cdot 13,4 \cdot 8000 = 16060,3 \text{ Kg}$$

#### Peso del cabezal y el fondo esférico:

$$P_{esférico} = \frac{\pi}{12} \cdot ((D + t \cdot 2)^2 - D^2) \cdot \rho$$

$$P_{esférico} = \frac{\pi}{12} \cdot ((3,962 + 0,012 \cdot 2)^3 - 3,962^3) \cdot 8000 = 2381,5 \text{ Kg}$$

$$P_{cabezal y fondo} = 2 \cdot P_{esférico} = 4763 \text{ Kg}$$

#### Peso del aislante:

Conociendo la densidad aproximada de la Manta spintex 342-G-125, el peso del aislante se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$P_{aislante} = V_{aislante} \cdot \rho_{aislante}$$

$$P_{aislante} = 6,84 \cdot 125 = 855 \text{ kg}$$

#### Peso de la columna vacía:

$$P_{Columna vacía} = P_{carcasa} + P_{cabezal y fondo} + P_{aislante} =$$

$$16060,3 + 4763 + 855 = 21678,3 \text{ Kg}$$

### Peso del equipo lleno de agua:

Para conocer el peso del equipo lleno de agua se deben sumar el peso total del equipo vacío y el peso del equipo lleno de agua. Para saber el agua que cabe en el equipo se debe calcular el volumen del cilindro, del cabezal esférico y del fondo esférico.

### Volumen del cilindro:

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{int}^2) \cdot H$$

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot (3,962^2) \cdot 13,4 = 165,21 \text{ m}^3$$

### Volumen del cabezal y del fondo esférico:

$$V_{esférico} = \frac{\pi}{12} \cdot D_{int}^3$$

$$V_{esférico} = \frac{\pi}{12} \cdot 3,962^3 = 16,28 \text{ m}^3$$

Una vez calculados los volúmenes de las partes de la columna, se obtiene el volumen total:

$$V_{total} = V_{cilindro} + V_{cabezal} + V_{fondo}$$

$$V_{total} = 165,321 + 16,28 + 16,28 = 197,77 \text{ m}^3$$

Ahora, ya se puede calcular el peso del equipo lleno de agua:

$$P_{equipo \text{ lleno de agua}} = P_{equipo \text{ vacío}} + V_{equipo} \cdot \rho_{agua}$$

$$P_{equipo \text{ lleno de agua}} = 21678,3 \text{ kg} + 197,77 \text{ m}^3 \cdot 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 219448,3 \text{ kg}$$

11.5.3.2. Columna de destilación (CD-402)Diseño funcional:

La columna de destilación (CD-402) está diseñada para conseguir separar los tóxicos de la corriente (37), que se almacenaran para su posterior recogida. De esta columna de destilación se obtienen 2 corrientes, de las cuales, la de cabezas (41) contiene los tóxicos no tratables mediante degradación biológica, y la de colas (42) que posee las concentraciones idóneas para mezclarla con nuestra corriente (33), que contiene compuestos biodegradables como ácido acético y una gran mayoría de este es agua de proceso.

A continuación, en la tabla 11.5.3.2.1, se muestra la caracterización de las corrientes de entrada y salida de la columna observándose que se obtiene el resultado esperado.

Tabla 11.5.3.2.1. Caracterización de caudales y composiciones de las corrientes de entrada y salida de la columna de destilación CD-402.

	ENTRADA			SALIDA					
Corriente	40			41			42		
Temperatura (°C)	90,37			58,42			100,00		
Presión (atm)	1,00			1,00			1,00		
Densidad (Kg/m3)	957,28			957,36			947,90		
Estado físico	L			L			L		
	Caudal másico	fracción molar	Caudal molar	Caudal másico	fracción molar	Caudal molar	Caudal másico	fracción molar	Caudal molar
Etileno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Oxígeno	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetaldehído	35,62	0,00	0,81	35,62	0,11	0,81	0,00	0,00	0,00
Agua	4657,39	0,98	258,53	48,90	0,36	2,71	4608,49	1	225,82
Ácido acético	2,18	0,00	0,04	0,04	0,00	0,00	2,14	0,00	0,03
Crotonaldehído	62,95	0,00	0,90	62,94	0,12	0,90	0,00	0,00	0,00
Cloruro de metilo	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cloroacetaldehído	241,89	0,01	3,08	241,89	0,41	3,08	0,00	0,00	0,00
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<b>Total</b>	<b>5000,02</b>	<b>1,00</b>	<b>263,35</b>	<b>389,39</b>	<b>1,00</b>	<b>7,50</b>	<b>4610,63</b>	<b>1,0000</b>	<b>225,85</b>



Para el diseño de la columna se utilizó el programa Hysys y más concretamente, su utilidad “tray sizing”, la cual permite conocer las características de diseño de la columna de destilación. Estos valores se han obtenido en base a la separación de los compuestos tóxicos de nuestra corriente de agua de proceso, mediante un proceso iterativo se han calculado hasta alcanzar la solución óptima. Los parámetros fijados después de encontrar la solución óptima se resumen en la siguiente tabla 11.5.3.2.2.:

Tabla 11.5.3.2.2. Parámetros necesarios para la separación de los compuestos tóxicos de nuestra salida lateral.

<b>Relación de reflujo</b>	15
<b>Caudal de destilado (kg/h)</b>	390

La relación de reflujo ha sido fijada para conseguir una elevada concentración de crotonaldehído y cloroacetaldehído. El caudal de destilado se fija en base a la cantidad de crotonaldehído y de cloroacetaldehído, que debe ser de 390 kg/h.

A continuación, se muestra la pantalla principal del programa Hysys donde se fijan el tipo de condensador (total), la presión y temperatura de la columna, así como todos los caudales y composiciones necesarios para la simulación.

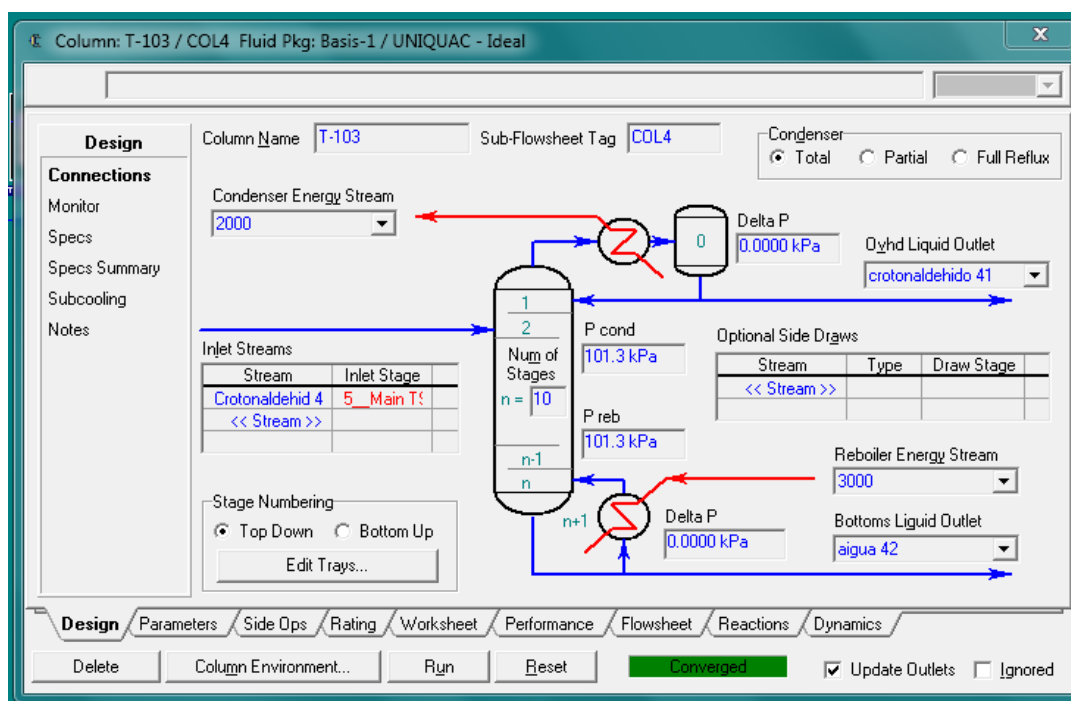


Figura 11.5.3.2.1. Pantalla del simulador Hysys.

El siguiente paso es la elección del tipo de columna (platos o relleno) en la cual se llevará a cabo la operación de destilación. Los criterios que se siguen para tal efecto se muestran a continuación:

- Condiciones que favorecen el uso de columnas de platos:
  - Grandes diámetros de columna ( $D > 0,76\text{m}$ )
  - Caudales grandes
  - Tiempos de residencia del líquido grandes
  - Mayor versatilidad y facilidad en modificaciones.
  - Mejor caracterización de la eficiencia.
  - Versatilidad en modificaciones de corrientes energéticas.
  
- Condiciones que favorecen el uso de columnas de relleno.
  - Diámetros de columna pequeños ( $D < 0,76\text{m}$ )
  - Destilaciones a baja presión
  - Sustancias corrosivas o que formen mucha espuma.
  - Obtención de pequeñas pérdidas de carga.
  - Tecnología en clara evolución.

Para decidir el tipo de columna a diseñar el factor más importante a tener en cuenta es el diámetro.

En función del diámetro de la columna ( $D = 0,92\text{ m}$ ) obtenido mediante el tray sizing del programa Hysys se concluye que se diseñará una columna de destilación de platos.

Existen diferentes tipos de platos en función del modo en que entran en contacto el gas y el líquido:

- Platos perforados (sieve).
- Platos de válvulas (valve)
- Platos de burbujeo (bubble-cap).

Se seleccionan los platos perforados, ya que permiten un buen contacto entre las fases líquida y la gaseosa, para así obtener la transferencia de materia entre fases deseada. A demás el programa Hysys permite hacer este tipo de diseño de forma detallada.

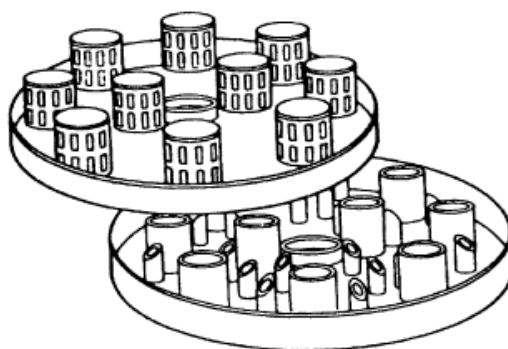


Figura 11.5.3.2.2. Tipo de plato perforado.

A continuación, se muestran los resultados de la utilidad Tray sizing, que fijará el diámetro y altura de la columna, así como el tipo de columna y sus características principales.

Tabla 11.5.3.2.3. Características de la columna.

<b>Número de etapas</b>	10
<b>Tipo de columna</b>	Platos
<b>Etapas entrada alimento</b>	5
<b>Relación de reflujo</b>	15
<b>Tipo de platos</b>	Perforados
<b>Área de los agujeros (m2)</b>	7,63E-02
<b>Número estimado de agujeros</b>	4280
<b>Distancia entre platos (mm)</b>	609,6
<b>Grosor de los platos (mm)</b>	3,175
<b>Altura de la columna (m)</b>	6,096
<b>Diámetro de la columna (m)</b>	0,914
<b>Porcentaje de inundación %</b>	40,26
<b>Área activa (m2)</b>	0,5979
<b>Presión de trabajo (bar)</b>	1,013
<b>Temperatura reboiler (°C)</b>	100
<b>Temperatura condensador (°C)</b>	58,42

Para conseguir los resultados obtenidos en la simulación, se deben calcular las eficacias de los platos para poder obtener los resultados teóricos en nuestro caso real. El simulador calcula el diseño y las concentraciones de salida de la columna aplicando eficacia

igual a 1. Así, si se quiere obtener el número de etapas reales debemos calcular la eficacia de los platos. Este cálculo se realizará mediante la *correlación de O'Connell*

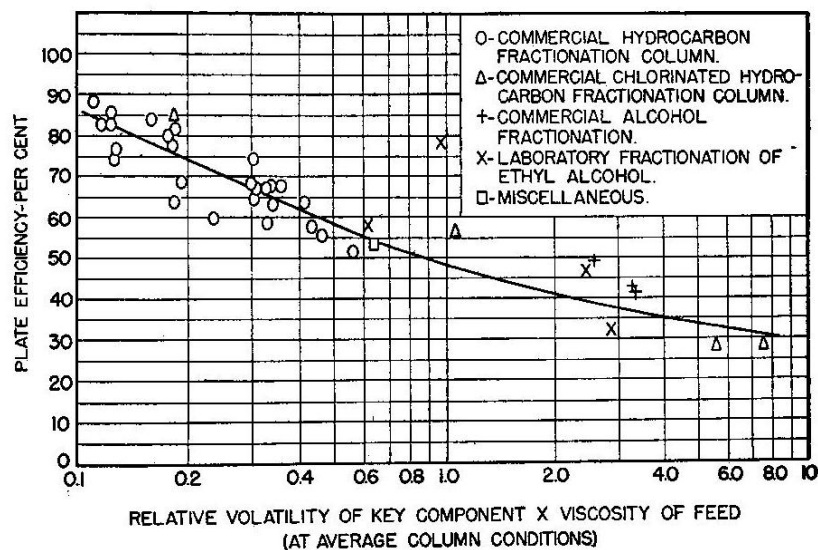


Figura 11.5.3.2.3. Correlación de O'Connell.

Sabiendo que la volatilidad relativa del componente clave es igual a 1 y conociendo la viscosidad del alimento de la columna (0,22 cP). Leyendo el eje de abscisas el valor de 0,22, se obtiene una eficacia de los platos igual a 0,73.

Este hecho provoca que dimensionemos de nuevo la altura de la columna. Para calcular el número de etapas reales utilizamos la siguiente expresión:

$$Etapas\ reales = \frac{Etapas\ teóricas}{Eficacia\ de\ las\ etapas} = \frac{10}{0,73} = 13,7 \sim 14\ etapas\ reales$$

Para asegurar la obtención de la separación deseada se recalcula la altura de la columna de destilación ya que realmente tenemos más etapas reales de las que el simulador calculaba.

Así pues, obtenemos una altura final de:

$$Altura = 14\ etapas\ reales \times 609,6 \frac{mm}{etapa} = 8534,4\ mm = 8,5\ m$$

Diseño de las etapas, downcomers y weirs (rebosadero).

Las etapas que se elegirán para el diseño de la columna de destilación son las de flujo cruzado, ya que estas garantizan un buen contacto entre las fases favoreciendo la transferencia de materia.

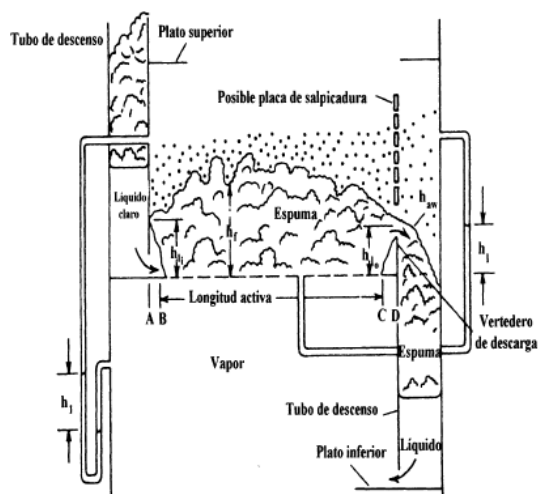


Figura 11.5.3.2.4. Para el diseño de los downcomers se seleccionan del tipo straight segmental.

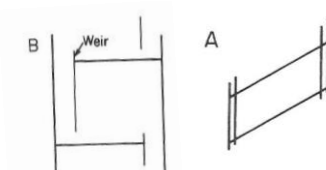


Figura 11.5.3.2.5. Los rebosaderos se diseñarán del tipo ajustables

Para un mejor diseño de la columna se concretan los tipos de entrada y salida de alimento, producto y recirculaciones de caldera y condensador.

Diseño de la entrada del reflujo del condensador en la parte superior de la columna:



Figura 11.5.3.2.6. Entrada del reflujo del condensador

Diseño de la entrada del alimento en el plato 5.

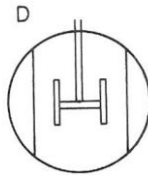


Figura 11.5.3.2.7. Entrada del alimento en la columna

Diseño de salida de colas y reflujo de vapor del calderín.

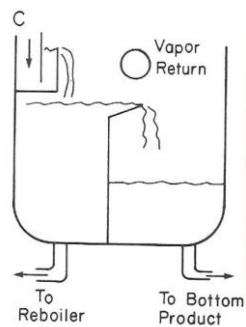


Figura 11.5.3.2.8. Salida de colas y reflujo del calderin en la columna

Diseño de la salida lateral de la columna.

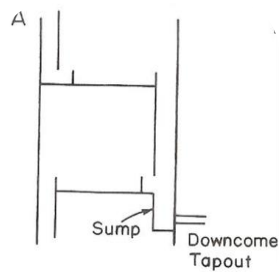


Figura 11.5.3.2.9. Salida lateral de la columna

Diseño mecánico:

En el diseño mecánico de la columna se ha considerado que el material a utilizar es el **AISI-316**, ya que es un acero inoxidable con buenas propiedades anticorrosión.

Se diseñará considerando una geometría cilíndrica con fondo y cubierta esféricas.

Primero se fija la temperatura de diseño, considerando la temperatura de operación la más elevada de la columna que corresponde a 100 °C,

$$T_d = T_{op} + 20^{\circ}\text{C} = 100 + 20 = 120^{\circ}\text{C}$$

A continuación, se fija la presión de diseño

$$P_d = P_{op} + 1\text{bar}$$

La presión de operación de la columna es de 1 atm de modo que la presión de diseño será:

$$P_d = 1,01325\text{bar} + 1\text{bar} = 2,01\text{bar}$$

El espesor de la carcasa para el caso de cilindros a presión interna se calcula mediante la siguiente expresión:

$$t = \frac{P_d \cdot R}{S \cdot E + 0,4 \cdot P_d} + C_1$$

Donde:

**t** es el grosor de la carcasa (mm)

**E** es el factor de soldadura que corresponde a un radiografiado parcial (0,85)

**P<sub>d</sub>**, es la presión de diseño (0,02 N/mm<sup>2</sup>)

**S** es el esfuerzo máximo del material a la temperatura de diseño, (145 N/mm<sup>2</sup>)

**R** es el radio del cilindro (457,2 mm)

**C<sub>1</sub>** es el grosor por corrosión (2mm)

Es recomendable aplicar un factor de incremento por fabricación a este grueso, definido como C<sub>1</sub>=2 mm. De este modo, se obtiene un grueso final de 2,07 mm. Normalizando, se considera un grueso de 3mm, valor existente en el mercado.

Tabla 11.5.3.2.4. Espesores mínimos para recipientes cilíndricos.

Diámetro del recipiente (m)	Espesor mínimo (mm)
1	5
De 1,0 a 2,0	7
De 2,0 a 2,5	9
De 2,5 a 3,0	10
De 3,0 a 3,5	12

Una vez calculado el grosor necesario, se observa que éste es menor que el espesor mínimo correspondiente a un recipiente cilíndrico con un diámetro de 1 metro (caso de la columna de destilación CD-402), por lo tanto, tendremos que aplicar un espesor de 5 mm.

#### Grueso del fondo y cabezal esférico decimal

$$t = \frac{Pd \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0,8 \cdot Pd} + C_1$$

Donde:

**t** es el grueso del fondo esférico (mm)

**E** es el factor de soldadura que corresponde a un radiografiado doble, 0,85

**Pd** es la presión de diseño (0,02 N/mm<sup>2</sup>)

**S** es el esfuerzo máximo del material a la temperatura de diseño, (145 N/mm<sup>2</sup>)

**R** es el radio del cilindro (457,2 mm)

**C1** es el incremento por corrosión, 2 mm

Aplicando el incremento por fabricación definido en el apartado anterior, se obtiene un grueso final de 2,04 mm. Una vez calculado el grosor necesario, se observa que éste es menor que el espesor mínimo correspondiente a un recipiente cilíndrico con un diámetro de 1 metro (caso de la columna de destilación CD-402), por lo tanto, tendremos que aplicar un espesor de 5 mm.



Aislamiento térmico

Debido a que la temperatura superficial de la pared de la columna puede alcanzar hasta 120 °C es necesario poner un aislamiento. El cálculo del espesor requerido se calcula gracias al programa ISOVER y el valor recomendado es de 40 mm de Manta Spintex 342-G-125. El volumen de aislante requerido se muestra a continuación:

$$V_{\text{aislante}} = x \cdot S$$

Donde:

**x** es el espesor en (m)

**S** es la superficie externa de la columna (m<sup>2</sup>).

La superficie externa de la columna se calcula con la siguiente expresión:

$$S = \pi \cdot D_{\text{ext}} \cdot H + \left(\frac{\pi}{16}\right) \cdot D_{\text{ext}}^2$$

$$S = \pi \cdot 0,924 \cdot 8,5 + \left(\frac{\pi}{16}\right) \cdot 0,924^2 = 24,84 \text{ m}^2$$

Así, el volumen de aislante requerido es de 1 m<sup>3</sup>.

Peso del equipo vacío:

Para saber el peso de la columna (CD-402) se tiene que sumar el peso total del equipo vacío i el peso de la columna llena de agua. Así que, a continuación se calculará el peso del equipo vacío teniendo en cuenta que el material utilizado es acero AISI 316.

Peso de la carcasa:

$$P_{\text{carcasa}} = \frac{\pi}{4} \cdot ((D + t \cdot 2)^2 - D^2) \cdot H \cdot \rho$$

Donde, D es el diámetro interno de la columna (m),

t es el grosor de la pared del equipo (m),

H es la altura del cilindro del equipo (m),

ρ es la densidad del material (AISI 316) (kg/m<sup>3</sup>)

Así obtenemos:

$$P_{carcasa} = \frac{\pi}{4} \cdot ((0,914 + 0,005 \cdot 2)^2 - 0,914^2) \cdot 8,5 \cdot 8000 = 981,6 \text{ Kg}$$

Peso del cabezal y el fondo esférico:

$$P_{esférico} = \frac{\pi}{12} \cdot ((D + t \cdot 2)^2 - D^2) \cdot \rho$$

$$P_{esférico} = \frac{\pi}{12} \cdot ((0,914 + 0,005 \cdot 2)^3 - 0,914^3) \cdot 8000 = 53,1 \text{ Kg}$$

$$P_{cabezal y fondo} = 2 \cdot P_{esférico} = 106,2 \text{ Kg}$$

Peso del aislante:

Conociendo la densidad aproximada de la Manta spintex 342-G-125, el peso del aislante se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$P_{aislante} = V_{aislante} \cdot \rho_{aislante}$$

$$P_{aislante} = 1 \cdot 125 = 125 \text{ kg}$$

Peso de la columna vacía:

$$P_{Columna vacía} = P_{carcasa} + P_{cabezal y fondo} + P_{aislante} = \\ 981,6 + 106,2 + 125 = 1212,8 \text{ Kg}$$

Peso del equipo lleno de agua:

Para conocer el peso del equipo lleno de agua se deben sumar el peso total del equipo vacío y el peso del equipo lleno de agua. Para saber el agua que cabe en el equipo se debe calcular el volumen del cilindro, del cabezal esférico i del fondo esférico.

Volumen del cilindro:

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{int}^2) \cdot H$$

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot (0,914^2) \cdot 8,5 = 5,58 \text{ m}^3$$

Volumen del cabezal i del fondo esférico:

$$V_{esférico} = \frac{\pi}{12} \cdot D_{int}^3$$
$$V_{esférico} = \frac{\pi}{12} \cdot 0,914^3 = 0,20 \text{ m}^3$$

Una vez calculados los volúmenes de las partes de la columna, se obtiene el volumen total:

$$V_{total} = V_{cilindre} + V_{capçal} + V_{fondo}$$
$$V_{total} = 5,58 + 0,20 + 0,20 = 5,98 \text{ m}^3$$

Ahora, ya se puede calcular el peso del equipo lleno de agua:

$$P_{equipo \text{ lleno de agua}} = P_{equipo \text{ vacio}} + V_{equipo} \cdot \rho_{agua}$$
$$P_{equipo \text{ lleno de agua}} = 1212,8 \text{ kg} + 5,98 \text{ m}^3 \cdot 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 7192,8 \text{ kg}$$

### 11.5.4. Columna de adsorción

#### Diseño funcional:

La columna de adsorción (AD-801/802) está diseñada para adsorber el ácido clorhídrico gaseoso de la corriente de gases a tratar que sale del reactor de oxidación catalítica (RC-801), con un adsorbedor sólido como el carbón activo impregnado con hidróxido sódico. El objetivo de la columna es eliminar el exceso de cloro de la corriente gaseosa a emitir a la atmósfera. Así como, conseguir adsorber el ácido clorhídrico gas, en la fase sólida del adsorbente.

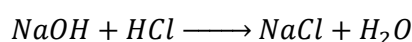
A continuación, en la tabla 11.5.4.1, se muestra la caracterización de las corrientes de entrada y salida de la columna observándose que se obtiene el resultado esperado.

Tabla 11.5.4.1. Caracterización de caudales y composiciones de las corrientes de entrada y salida de la columna de absorción AD-801.

	ENTRADA			SALIDA		
Corriente	Gases a tratar			Gases a la atmósfera		
Temperatura (°C)	50,00			50,00		
Presión (atm)	1,00			1,00		
Densidad (Kg/m <sup>3</sup> )	1,06			1,06		
Estado físico	G			G		
	Caudal másico	fracción molar	Caudal molar	Caudal másico	Fracción molar	Caudal molar
Etileno	0,05	0,00	0,00	0,05	0,00	0,00
Oxígeno	677,81	0,06	21,18	677,81	0,06	21,06
Acetaldehído	0,01	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00
Agua	745,02	0,11	41,38	745,02	0,11	41,38
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Crotonaldehído	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cloruro de metilo	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Cloroacetaldehído	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Nitrógeno	7624,93	0,00	0,22	7624,93	0,72	272,47
Ácido clorhídrico	7,92	0,72	272,32	0,00	0,00	0,00
CO <sub>2</sub>	1805,21	0,11	41,04	1805,21	0,11	41,04
Total	10860,94	1,00	376,13	10853,02	1,00	375,95

Para el diseño de la columna se utilizó la relación bibliográfica para la adsorción del ácido clorhídrico en el carbón activo impregnado con hidróxido sódico. En la bibliografía se encuentra que esta adsorción es instantánea (entre 0,1 y 5 segundos), así que se decidió aplicar un tiempo de residencia de 2 segundos, asegurándonos así que la adsorción se llevaba a cabo con total seguridad y eficacia.

La adsorción es instantánea ya que la reacción del ácido clorhídrico con el hidróxido sódico impregnado se lleva a cabo instantáneamente.



A continuación se realiza el cálculo del volumen de lecho adsorbente para asegurar la adsorción total del ácido clorhídrico.

Primero se debe calcular el caudal volumétrico en condiciones estándares:

$$Q \left( \frac{Nm^3}{h} \right) = \frac{n \left( \frac{kmol}{h} \right) \times R \left( \frac{atm \cdot Nm^3}{K \cdot Kmol} \right) \times T(K)}{P(atm)}$$

$$Q \left( \frac{Nm^3}{h} \right) = \frac{376,13 \left( \frac{kmol}{h} \right) \times 0,082 \left( \frac{atm \cdot Nm^3}{K \cdot Kmol} \right) \times 273(K)}{1(atm)} = 8420,05 \left( \frac{Nm^3}{h} \right)$$

$$V(m^3) = \tau(s) \times Q \left( \frac{Nm^3}{s} \right) = 2 s \times 2,34 \left( \frac{Nm^3}{s} \right) = 4,68 m^3$$

Sobredimensionamos el volumen del lecho a 5 m<sup>3</sup> y dimensionamos la columna.

Si decidimos que el lecho mide 2,5 metros de altura, nos sale un radio de columna de 0,8 metros. Para el diseño de la columna se decide dejar un espacio entre el lecho y la entrada y la salida de los gases de 0,25 metros, obteniendo así una altura de columna de 3 metros con un diámetro de 1,6. Si se calcula el volumen total de la columna se obtiene un volumen de:

$$V(m^3) = \pi \times r^2(m) \times H(m) = \pi \times 0,8^2 \times 3 = 6m^3$$

El carbón activo será subministrado por la empresa Calgon Carbon S.A. en paquetes de 25kg. Nuestra columna tiene una capacidad de 5 m<sup>3</sup> así que se calculan los quilos necesarios. Si se sabe que la densidad del carbón activo va de 200 a 750 kg por metro cubico, se aproxima a 500kg por metro cubico. Sabiendo que nuestra columna tiene 5 metros cúbicos de capacidad compraremos 2500 kilogramos en un total de 100 sacos de producto.



Figuras 11.5.4.1. A la izquierda el tipo de suministro del carbón activo y a la derecha el carbón activo impregnado.

En este caso se decide que la vida media de este catalizador es de 600 días, pero se recomienda remplazarlo cada 300, ya que es la parada anual de la planta de producción de acetaldehído. Para asegurarnos así la completa eliminación de los cloruros ya que este se va desactivando con el tratamiento ya que el hidróxido de sodio impregnado se consume a medida que vamos eliminando el ácido clorhídrico del corriente gaseoso.

#### Diseño mecánico:

En el diseño mecánico de la columna se ha considerado que el material a utilizar es el **AISI-317-L**, ya que es un acero inoxidable con muy buenas propiedades anticorrosión, a las cuales esta está expuesta.

Se diseñará considerando una geometría cilíndrica con fondo y cubierta esféricas.

Primero se fija la temperatura de diseño, considerando la temperatura de operación la más elevada de la columna que corresponde a 50 °C,

$$T_d = T_{op} + 20^{\circ}\text{C} = 50 + 20 = 70^{\circ}\text{C}$$

A continuación, se fija la presión de diseño

$$P_d = P_{op} + 1\text{bar}$$

La presión de operación de la columna es de 1 atm de modo que la presión de diseño será:

$$P_d = 1,01\text{bar} + 1\text{bar} = 2,01\text{bar}$$

Diseño del espesor de la carcasa cilíndrica de la columna de destilación:

El espesor de la carcasa para el caso de cilindros a presión interna se calcula mediante la siguiente expresión:

$$t = \frac{Pd \cdot R}{S \cdot E + 0,4 \cdot Pd} + C_1$$

Donde:

**t** es el grosor de la carcasa (mm)

**E** es el factor de soldadura que corresponde a un radiografiado parcial (0,85)

**Pd**, es la presión de diseño (0,02 N/mm<sup>2</sup>)

**S** es el esfuerzo máximo del material a la temperatura de diseño, (145 N/mm<sup>2</sup>)

**R** es el radio del cilindro (800 mm)

**C<sub>1</sub>** es el grosor por corrosión (2 mm)

Es recomendable aplicar un factor de incremento por fabricación a este grueso, definido como C<sub>1</sub>=2 mm. De este modo, se obtiene un grueso final de 2,13 mm. Normalizando, se considera un grueso de 3mm, valor existente en el mercado.

Tabla 11.5.4.2 Espesores mínimos para recipientes cilíndricos.

<b>Diámetro del recipiente (m)</b>	<b>Espesor mínimo (mm)</b>
1	5
De 1,0 a 2,0	7
De 2,0 a 2,5	9
De 2,5 a 3,0	10
De 3,0 a 3,5	12

Una vez calculado el grosor necesario, se observa que éste es menor que el espesor mínimo correspondiente a un recipiente cilíndrico con un diámetro superior a 1 metro y menor a 2 metros (caso de la columna de adsorción AD-801), por lo tanto, tendremos que aplicar un espesor de 7 mm.

Grueso del fondo y cabeza esférico decimal

$$t = \frac{Pd \cdot R}{2 \cdot S \cdot E + 0,8 \cdot Pd} + C_1$$

Donde:

**t** es el grueso del fondo esférico (mm)

**E** es el factor de soldadura que corresponde a un radiografiado doble, 0,85

**Pd** es la presión de diseño (0,02 N/mm<sup>2</sup>)

**S** es el esfuerzo máximo del material a la temperatura de diseño, (165 N/mm<sup>2</sup>)

**R** es el radio del cilindro (800 mm)

**C1** es el incremento por corrosión 2 mm.

Aplicando el incremento por fabricación definido en el apartado anterior, se obtiene un grueso final de 2,07 mm. Una vez calculado el grosor necesario, se observa que éste es menor que el espesor mínimo correspondiente a un recipiente cilíndrico con un diámetro superior a 1 metro e inferior a 2 metros (caso de la columna de adsorción AD-801), por lo tanto, tendremos que aplicar un espesor de 7 mm.

Aislamiento térmico

Debido a que la temperatura superficial de la pared de la columna puede alcanzar hasta 70 °C es necesario poner un aislamiento. El cálculo del espesor requerido se calcula gracias al programa ISOVER y el valor recomendado es de 10 mm de Manta Spintex 342-G-125. El volumen de aislante requerido se muestra a continuación:

$$V_{\text{aislante}} = x \cdot S$$

Donde:

**x** es el espesor en (m)

**S** es la superficie externa de la columna (m<sup>2</sup>).

La superficie externa de la columna se calcula con la siguiente expresión:

$$S = \pi \cdot D_{\text{ext}} \cdot H + \left(\frac{\pi}{16}\right) \cdot D_{\text{ext}}^2$$

$$S = \pi \cdot 1,74 \cdot 3 + \left(\frac{\pi}{16}\right) \cdot 1,74^2 = 17 \text{ m}^2$$



Así, el volumen de aislante requerido es de  $0,17 \text{ m}^3$ .

#### Peso del equipo vacío:

Para saber el peso de la columna (AD-801) se tiene que sumar el peso total del equipo vacío i el peso de la columna llena de agua. Así que, a continuación se calculará el peso del equipo vacío teniendo en cuenta que el material utilizado es acero AISI 317-L.

#### Peso de la carcasa:

$$P_{carcasa} = \frac{\pi}{4} \cdot ((D + t \cdot 2)^2 - D^2) \cdot H \cdot \rho$$

Donde, D es el diámetro interno de la columna (m),

t es el grosor de la pared del equipo (m),

H es la altura del cilindro del equipo (m),

$\rho$  es la densidad del material (AISI 317L) ( $\text{kg/m}^3$ )

Así obtenemos:

$$P_{carcasa} = \frac{\pi}{4} \cdot ((1,6 + 0,007 \cdot 2)^2 - 1,6^2) \cdot 3 \cdot 8030 = 851,3 \text{ Kg}$$

#### Peso del cabezal i el fondo esférico:

$$P_{esférico} = \frac{\pi}{12} \cdot ((D + t \cdot 2)^2 - D^2) \cdot \rho$$

$$P_{esférico} = \frac{\pi}{12} \cdot ((1,6 + 0,007 \cdot 2)^3 - 1,6^3) \cdot 8030 = 228 \text{ Kg}$$

$$P_{cabezal y fondo} = 2 \cdot P_{esférico} = 456 \text{ Kg}$$

#### Peso del aislante:

Conociendo la densidad aproximada de la Manta spintex 342-G-125, el peso del aislante se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$P_{aislante} = V_{aislante} \cdot \rho_{aislante}$$

$$P_{aislante} = 0,17 \cdot 125 = 21,25 \text{ kg}$$

#### Peso de la columna vacía:

$$P_{Columna vacía} = P_{carcasa} + P_{cabezal y fondo} + P_{aislante} = 851,3 + 456 + 21,25 = 1328,55 \text{ Kg}$$

Peso del equipo lleno de agua:

Para conocer el peso del equipo lleno de agua se deben sumar el peso total del equipo vacío y el peso del equipo lleno de agua. Para saber el agua que cabe en el equipo se debe calcular el volumen del cilindro, del cabezal esférico i del fondo esférico.

Volumen del cilindro:

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{int}^2) \cdot H$$

$$V_{cilindre} = \frac{\pi}{4} \cdot (1,6^2) \cdot 3 = 6 \text{ m}^3$$

Volumen del cabezal i del fondo esférico:

$$V_{esférico} = \frac{\pi}{12} \cdot D_{int}^3$$

$$V_{esférico} = \frac{\pi}{12} \cdot 1,6^3 = 1 \text{ m}^3$$

Una vez calculados los volúmenes de las partes de la columna, se obtiene el volumen total:

$$V_{total} = V_{cilindre} + V_{capiçal} + V_{fondo}$$

$$V_{total} = 6 + 1 + 1 = 8 \text{ m}^3$$

Ahora, ya se puede calcular el peso del equipo lleno de agua:

$$P_{equipo \text{ lleno de agua}} = P_{equipo \text{ vacío}} + V_{equipo} \cdot \rho_{agua}$$

$$P_{equipo \text{ lleno de agua}} = 1328,55 \text{ kg} + 8 \text{ m}^3 \cdot 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 9328,55 \text{ kg}$$

## 11.6 Intercambiadores

### 11. 6.1. Intercambiadores de carcasa y tubos sin cambio de fase (I-401, I-402, I-301 y I-302)

#### Diseño funcional:

Los intercambiadores usados en el proceso son de carcasa y tubos debido a su gran versatilidad, adaptación al proceso, presión y temperatura.

A continuación se detalla un ejemplo de cálculo para estos equipos, se exponen los resultados para el I-402, donde el método utilizado es el método de KERN ya que se trata de intercambiadores sin cambio de fase en ninguno de los dos fluidos.

El fluido de proceso es una mezcla diluida que contiene mayoritariamente acetaldehído, ácido acético, cloruro de metilo y de etilo, y en trazas crotonaldehído, oxígeno, etileno y dióxido de carbono, el cual se precisa enfriar de 31,483°C a 15°C, mediante agua glicolada al 30%, proveniente del equipo de frío, a -13°C, una vez enfriada la mezcla se bombea hasta la columna de desabsorción DA-401.

Las propiedades de los corrientes han sido encontradas mediante los paquetes termodinámicos del programa HYSYS y se resumen en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.1.1. Propiedades físicas de las corrientes de entrada y salida del I-402.

Propiedades	Carcasa ( proceso)		Tubos ( agua glicolada )	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Fase	L	L	L	L
Tª (°C)	31,483	15	-13	-5
P (N/m <sup>2</sup> )	101325	101325	303975	303975
Caudal másico (kg/h)	1,20E+05	1,20E+05	A determinar	
r (kg/m <sup>3</sup> )	986,64	999,38	1108,7	1102,5
m (kg/ms)	6,48E-04	9,22E-04	1,21E-02	9,76E-03
Cp (kJ/kg°C)	4,048808955	4,042707836	3,123086735	3,146205357
Conductividad (W/m°C)	0,598770315	0,577453019	0,820144897	0,807807858

Se trabajará con propiedades medias entre la entrada y la salida, para el fluido de carcasa y el de tubos, se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.1.2. Medias de las propiedades de carcasa y tubos.

	Carcasa	Tubos
$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	1105,60	993,01
$\mu$ (kg/ms)	1,09E-02	7,85E-04
Cp (kJ/kg°C)	3,1346	4,0458
Conductividad térmica (W/m°C)	0,8140	0,5881

### Balance térmico

*Decisión qué fluido circula por tubos y cuál carcasa.*

Para decidir que fluido circulará por carcasa y que fluido lo hará por tubos hay que tener en cuenta los siguientes criterios:

- Por tubos:
  - Los fluidos más corrosivos.
  - Los fluidos más sucios, ya que los tubos son más fáciles de limpiar.
  - Los fluidos que se encuentren a temperaturas más elevadas, evitando así que la parte externa esté a elevadas temperaturas.
  - Los fluidos que estén a presiones más elevadas para que el equipo sea menos costoso.
- Por carcasa:
  - Los fluidos más viscosos
  - El cabal más bajo.

Si existen criterios opuestos se hará un pre diseño con las dos situaciones y se decidirá en función de la situación que dé un área de intercambio menor.

Teniendo en cuenta que el fluido de proceso se encuentra a mayor temperatura que el refrigerante, presenta más problemas de ensuciamiento y su cabal es inferior que el del fluido refrigerante (como se verá a continuación ), se decide que éste circulará por tubos y el fluido refrigerante lo hará por carcasa. Para el otro intercambiador del proceso se usaran los mismos criterios para determinar si el fluido de proceso circulará por carcasa o tubos.

Balance térmico

Cálculo del cabal de agua necesario para enfriar 120300 kg/h del corriente proveniente del tanque de mezcla (TM-301/302) y el calor intercambiado:

$$q = M_s \cdot C_{ps} \cdot (T_1 - T_2) = m_t \cdot C_{pt} \cdot (t_2 - t_1)$$

$$q = 8022354 \text{ kJ/h}$$

$$m_t = 319906,7 \text{ kg/h}$$

Donde:

- $M_s$ : caudal que circula por carcasa (kg/h).
- $m_t$ : caudal que circula por tubos (kg/h).
- $C_p$ : calor específico (kJ/kg°C)
- $T_1$ : temperatura de entrada del fluido por carcasa
- $T_2$ : temperatura de salida del fluido por carcasa
- $t_1$ : temperatura de entrada del fluido por tubos
- $t_2$ : temperatura de salida del fluido por tubos
- $q$ : calor a intercambiar (kJ/h)

CÁLCULO DE DTML

*Decisión del tipo de circulación.*

Para la decisión del tipo de circulación de los fluidos (paralelo o contracorriente), se procede al cálculo del DTML para los dos casos:

– Paralelo:

$$\Delta T_1 = T_1 - t_1$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_2$$

$$\Delta T_{ML} (^{\circ}C) = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = 30,6^{\circ}C$$

– Contracorriente:

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1$$

$$\Delta T_{ML} (^{\circ}C) = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = 32,05^{\circ}C$$

Se escoge trabajar en contracorriente ya que, aunque no muy significativo, el valor del DTML es mayor debido a que el gradiente de temperaturas también lo es y por lo tanto también lo será la transmisión de calor.

*Decisión del número de pasos por carcasa ( ns ) y por tubos ( nt )*

Para la primera iteración se supuso un paso por tubos y uno por carcasa, al avanzar en el diseño se aumento el número de pasos por tubo hasta 2 (tiene que ser parejo) y un paso por carcasa con el fin de que la velocidad del fluido por tubos entrara dentro del rango 1- 2 m/s.

### CORRECCIÓN DTML (DTML)<sub>c</sub>

F es un factor de corrección que se evalúa gráficamente y es función del número de pasos por tubo y carcasa y de las temperaturas de entrada y salida del intercambiador.

$$(DTML)_c = DTML * F$$

F se evalúa en función de P y R;

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,37 \quad R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0,48$$

Leyendo en la siguiente gráfica;

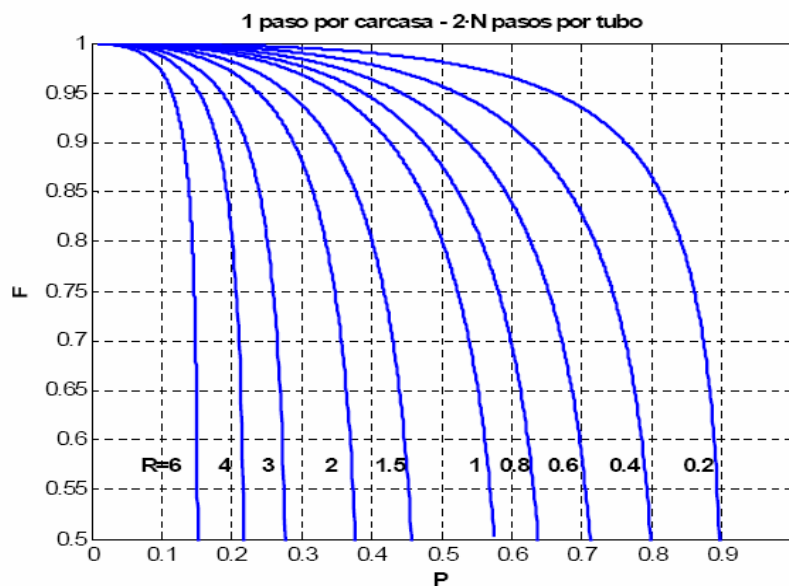


Figura 11.6.1.1. Corrección del DTML con 1 paso por carcasa y 2 o más por tubos.

Se tiene;

F=0,98 y por lo tanto;

$$(DTML)_c = 31,41 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

### SELECCIÓN DEL INTERCAMBIADOR

*Suposición del coeficiente global inicial, U*

Se considera un coeficiente inicial para poder realizar los cálculos, a partir dadas bibliográficas.

Se encuentra que el rango del coeficiente global es entre 600-1200 W/m<sup>2</sup>°C.

Se toma un valor del coeficiente global supuesto de 600 W/m<sup>2</sup>°C. El valor final del coeficiente global tiene que ser igual o sobredimensionado como máximo un 15% del valor supuesto.

*Cálculo del área total de intercambio, A*

El área total de intercambio para mantener el salto térmico deseado.

$$A = \frac{q}{U(DTML)_c} = 118,23 \text{ m}^2$$

Donde:

- $(DTML)_c$ : 31,41°C
- q: calor a intercambiar (8022354,15 kJ/h)
- U: coeficiente global ( 600 W/m<sup>2</sup>°C )

Al área obtenida se le suma un 5% para cubrir las posibles pérdidas de áreas debido a la formación de incrustaciones.

$$A=124,14\text{m}^2$$

*Selección de las características de los tubos.*

Se han fijado los valores que se muestran en la siguiente tabla, en función de los estándares que nos ofrece el mercado:

Los estándares para las longitudes de los tubos son los siguientes: 8 ft (2,4384 m), 12 ft (3,6576 m), 16 ft (4,8768 m), 20 ft (6,096 m).

Para los grosores de los tubos y diámetros estandarizados se observa la siguiente tabla:

Tabla 11.6.1.3. Características de los tubos estándares.

Diámetro exterior pulg	Espesor de pared		Diámetro interior cm	Área de la sección transversal de metal cm <sup>2</sup>	Área de la sección interior dm <sup>2</sup>	Circunferencia m, o superficie m <sup>2</sup> /m de longitud		Velocidad en m/seg para 1 litro/min	Capacidad para la velocidad de 1 m/seg litros/min	Peso kg/m*
	Núm. BWG	cm				Exterior	Interior			
5/8	12	0,277	1,034	1,142	0,00839	0,0499	0,0325	0,1993	5,038	0,896
	14	0,211	1,166	0,910	0,01068	0,0499	0,0366	0,1361	6,407	0,713
	16	0,165	1,257	0,735	0,01245	0,0499	0,0395	0,1343	7,446	0,377
	18	0,124	1,339	0,574	0,01403	0,0499	0,0421	0,1184	8,449	0,451
3/4	12	0,277	1,351	1,419	0,01431	0,0598	0,0425	0,1163	8,601	1,113
	14	0,211	1,483	1,123	0,01728	0,0598	0,0466	0,0965	10,36	0,881
	16	0,165	1,575	0,903	0,01951	0,0598	0,0495	0,0856	11,69	0,708
	18	0,124	1,656	0,697	0,02155	0,0598	0,0520	0,0774	12,92	0,346
7/8	12	0,277	1,669	1,690	0,02183	0,0698	0,0524	0,0762	13,13	1,326
	14	0,211	1,801	1,335	0,02546	0,0698	0,0366	0,0634	15,29	1,048
	16	0,165	1,892	1,065	0,02815	0,0698	0,0594	0,0593	16,87	0,835
	18	0,124	1,974	0,819	0,03057	0,0698	0,0620	0,0545	18,36	0,643
1	10	0,340	1,859	2,348	0,02713	0,0798	0,0584	0,0614	16,29	1,841
	12	0,277	1,986	1,968	0,03103	0,0798	0,0624	0,0538	18,59	1,543
	14	0,211	2,118	1,542	0,03521	0,0798	0,0665	0,0473	21,14	1,210
	16	0,165	2,210	1,232	0,03837	0,0798	0,0694	0,0435	23,02	0,966
1 1/4	10	0,340	2,494	3,032	0,04887	0,0997	0,0784	0,0341	29,31	2,378
	12	0,277	2,621	2,523	0,05398	0,0997	0,0824	0,0309	32,37	1,978
	14	0,211	2,753	1,961	0,05955	0,0997	0,0865	0,0280	35,72	1,537
	16	0,165	2,845	1,561	0,06355	0,0997	0,0894	0,0262	38,14	1,225
1 1/2	10	0,340	3,129	3,710	0,07692	0,1197	0,0983	0,0217	46,14	2,909
	12	0,277	3,256	3,071	0,08324	0,1197	0,1023	0,0200	49,96	2,408
	14	0,211	3,388	2,387	0,09021	0,1197	0,1064	0,0185	54,09	1,872
2	10	0,340	4,399	5,068	0,15236	0,1596	0,1382	0,0110	91,19	3,988
	12	0,277	4,526	4,177	0,16072	0,1596	0,1422	0,0104	96,53	3,304

† Resumidos, con autorización, de J. H. Perry (ed.), «Chemical Engineers' Handbook», 4.ª ed., págs. 11-11, McGraw-Hill Book Company, Copyright © 1963.

\* Para acero; para cobre, multiplicar por 1,14; para latón, multiplicar por 1,06.

Las características de los tubos de este equipo se detallan a continuación:

Tabla 11.6.1.4. Características de los tubos.

Longitud (m)	3,66
Diámetro interno (m)	0,01483
Diámetro externo (m)	0,01905
Espesor (m)	0,00211

El uso de diámetros pequeños y tubos largos hará el equipo más económico.

Se suponen varios valores hasta lograr que la relación longitud de los tubos y diámetro de la carcasa entre dentro del rango:



$$4 < L/D_s < 6$$

A la longitud de los tubos hay que restarle un mínimo de 0,025 m por cada lado, para realizar la conexión con el cabezal, de manera que la longitud efectiva será:

$$L_{ef} = 3,61 \text{ m}$$

#### *Distribución de los tubos.*

Para decidir la distribución de los tubos requiere la elección del pitch, que es la distancia entre los centros de dos tubos consecutivos.

Se elige un pitch triangular que proporciona elevadas velocidades de transferencia de calor a expensas de elevadas pérdidas de presión que entonces se optaría por el cuadrado, pero al estar dentro de los rangos de pérdidas de carga en el sistema no se opta por esta otra opción.

El pitch recomendado es función del diámetro externo de los tubos ( $D_E$ ) y viene determinado por los estándares TEMA que especifican una la distancia mínima entre los tubos de 1,25 veces el diámetro exterior de éstos para el espaciado triangular;

$$\text{Pitch} = 1,25 \cdot D_E = 0,0238 \text{ m}$$

#### *Cálculo del número de tubos, $N_t$*

El número de tubos se calcula;

$$N_t = \frac{A_{total}}{A_t} = 539,77 \approx 540$$

Se redondea ya que tiene que ser divisible por el número de pasos por tubo (2).

Donde;

- $A_{total}$ : Área total de intercambio necesaria (124,14m<sup>2</sup>)
- $A_t$ : Área de intercambio de un tubo;

$$A_t = \pi \cdot D_E \cdot L$$

$$A_t = 0,290 \text{ m}^2$$

Donde;

- $D_E$ : diámetro externo de los tubos (0,1905 m)
- $L$ : longitud de los tubos (3,66 m)

*Cálculo del diámetro de la carcasa,  $D_s$* 

El diámetro de la carcasa es función del diámetro del haz de tubos y del tipo de carcasa y cabezal, obsérvese la siguiente fórmula.

Cálculo del diámetro del haz de tubos,  $D_b$

$$D_b = D_E \left( \frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n_1} \quad \mathbf{D_b=0,619\ m}$$

Donde;

- $D_E$ : diámetro externo de los tubos (0,1905 m)
- $N_t$ : numero de tubos (540)
- $K_1$  (0,249) y  $n_1$  (2,207) son función del pitch escogido (triangular) y del numero de pasos por tubo (6), obsérvese la siguiente tabla:

Tabla 11.6.1.5. Valores de  $K_1$  y  $n_1$  para el cálculo del diámetro del haz de tubos.

Pitch triangular pt=1,25DE					
Pasos por tubo	1	2	4	6	8
$k_1$	0,319	0,249	0,175	0,0743	0,0365
$n_1$	2,142	2,207	2,285	2,499	2,675

*Selección del tipo de coraza y cabezal*

Se utiliza un cabezal flotante ya que es el método más frecuente para evitar deterioros por efecto de la expansión. En esta disposición una placa tubular esta fija y la otra está unida a un cabezal flotante de forma que la bancada de tubos se pueden desplazar con respecto a la carcasa. Esta placa tubular flotante está sujeta entre el cabezal flotante y una pestaña de apoyo separable facilitando así la extracción de la bancada de tubos. La tapadera de la carcasa en el extremo del cabezal flotante es mayor que en el otro extremo; esto permite colocar los tubos lo más cerca posible del borde de la placa tubular y dejar muy poco espacio inutilizado entre el anillo exterior de los tubos y la carcasa.

Se usará un cabezal tipo T, ya que éste es desmontable y facilita la limpieza de los tubos.

### Cálculo del diámetro de la coraza, $D_s$

En función de la carcasa elegida y el diámetro del haz de tubos ( $D_b$ ) se evalúa gráficamente la distancia entre el haz de tubos y la pared externa de la coraza ( $D_{IS}$ ), tal y como se observa en la siguiente figura:

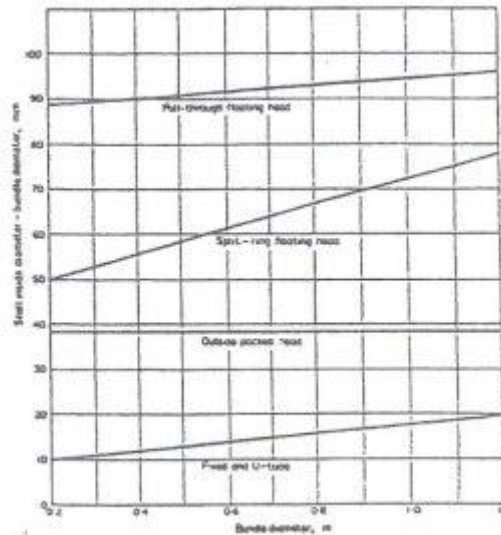


Figura 11.6.1.2. Distancia entre el haz de tubos y la carcasa.

Obteniéndose;  $D_{IS} = 0,091$  m con:

- Cabezal tipo T
- $D_b = 0,619$  m

El diámetro de la carcasa se calcula entonces como:

$$D_s = D_b + D_{IS}$$

$$D_s = 0,711 \text{ m}$$

Se encuentra entre los valores típicos (0,15-1,5 m) y  $L/D_s = 5,2$ , entre 4-6.

Los diámetros de las corazas son estandarizados. Para corazas de hasta 23 in. ( 0,5842 m ), los diámetros se fijan de acuerdo con los estándares para tuberías de la American Society for testing and materials (ASTM). Los diámetros internos estándar son 8, 10, 12, 13 ¼ , 15 ¼ , 17 ¼ , 19 ¼ , 21 ¼ , 23 ¼ in., posteriormente 25, 27 in., y así sucesivamente en aumentos de 2 in. Estas corazas se fabrican con placas enrolladas.

*Selección del numero de pasos por tubo ( $n_{pt}$ ) a través de las velocidades típicas de circulación por tubos ( $v_t$ )*

A partir del numero de tubos ( $N_t = 540$ ) y el numero de pasos por tubo ( $n_{pt} = 2$ ) se obtiene el numero de tubos por paso ( $N_{tp}$ ) de la siguiente forma;

$$N_{tp} = \frac{N_t}{n_{pt}} = 270$$

A continuación se calcula el área de paso del fluido por un solo tubo de la siguiente manera:

$$A_{\text{paso1 tubo}} = (\pi/4) \cdot D_i^2 = 0,000173 \text{ m}^2$$

Donde;

- $A_{\text{pas1 tubo}}$ : Área de paso del fluido por un solo tubo ( $\text{m}^2$ )
- Diámetro interno de los tubos (0,01483m)

Con estos valores calculados se procede al cálculo de la velocidad de circulación por tubos:

$$v_t = \frac{m_t}{\rho_t \cdot A_{\text{pas1 tubo}} \cdot N_{tp}}$$

Donde;

- $m_t$ : cabal másico del fluido que circula por tubos ( 88,86 kg/s)
- $\rho_t$ : densidad del fluido que circula por tubos ( 1105,6 kg/ $\text{m}^3$ )

$$v_t = 1,7 \text{ m/s}$$

La velocidad obtenida tiene que estar dentro del rango de las velocidades típicas de la bibliografía;

- Líquido por tubos
  - Líquido de proceso, entre 1 y 2 m/s, máximo 4 m/s si se quiere evitar el ensuciamiento.
- Líquido por carcasa entre 0,3 y 1 m/s.

*Determinación del número de pantallas deflectoras y separación entre ellas*

Se obtienen los dos parámetros que determinan las características geométricas de las pantallas deflectoras y a partir de los cuales se calcularan el número de pantallas:

- a) La altura libre de la pantalla (baffle cut), es el espacio que queda libre entre la pantalla y la carcasa, por donde pasa el fluido del lado de la carcasa. Se tomarán los valores óptimos;

$$\text{Baffle cut} = 25\%D_s = \mathbf{0,248 \text{ m}}$$

- b) Espaciado entre pantallas ( $l_b$ ), del cual dependerán los valores finales de los coeficientes de transferencia de calor y pérdidas de presión, su valor varía entre 0,2 y 1 vez el diámetro de la carcasa ( $D_s$ ), el espaciado de placas deflectoras ( $l_b$ ) no deberá ser inferior a un quinto del diámetro de la coraza ni mayor a del diámetro interno de la misma:

$$l_b = 0,5 \cdot D_s = \mathbf{0,355}$$

A partir de estos dos valores se obtiene el número de pantallas deflectoras ( $N_{pd}$ ) de la siguiente manera:

$$N_{pd} = (L / l_b) - 1 = \mathbf{10}$$

#### CORRECCIÓN DEL VALOR DE U DEL INTERCAMBIADOR

Se recalcula el área de intercambio necesaria (A) y el valor de U debido a redondeos en el número de tubos necesarios se requiere el cálculo del  $U_{\text{corregido}}$  para ver que es similar al supuesto inicialmente:

$$A = N_t \cdot \pi \cdot L \cdot D_E \quad \mathbf{A = 118,23 \text{ m}^2}$$

Donde;

- $D_E$ : diámetro externo de los tubos (0,01905 m)
- L: longitud de los tubos (3,66 m)
- $N_t$ : número de tubos (540)

$$U = \frac{q}{A \cdot (DTML)_C}$$

$$\mathbf{U_{\text{corregida}} = 599,99 \text{ W/m}^2\text{°C} = U_{\text{supuesta}}}$$

Donde;

- q: calor intercambiado (8022354,15 kJ/h)
- A: área de intercambio necesaria (118,23 m<sup>2</sup>)
- $(DTML)_C$ : 31,41°C

DETERMINACIÓN DE U DEL INTERCAMBIADOR A PARTIR DEL CÁLCULO DE LOS COEFICIENTES INDIVIDUALES Y LOS FACTORES DE ENSUCIAMIENTO

*Coefficiente de convección en el lado de tubos*

Sección de paso

$$A_{pas \ 1 \ tub} = \frac{\pi}{4} \cdot D_I^2$$

$$A_{pas \ 1 \ tub} = 1,7 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

El área de paso de todos los tubos de un mismo paso, se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$A_{pasot} = \frac{N_t}{n_{pt}} \cdot A_{pas \ 1 \ tub}$$

$$A_{pasot} = 0,0466 \text{ m}^2$$

Donde;

- $A_{pasot}$ : área de paso de todos los tubos
- $N_t$ : número de tubos (540)
- $n_{pt}$ : número de pasos por tubo (2)
- $A_{pas \ 1 \ tub}$ : área de paso por un solo tubo ( $1,7 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$ )

Diámetro equivalente por el lado de los tubos,  $d_{eq}$

$$D_{eq} = D_I$$

$$D_{eq} = 0,027 \text{ m}$$

Caudal másico por unidad de área ( $G_{tubo}$ )

$$G_{tubo} = \frac{m_t}{A_{pasot}}$$

$$G_{tubo} = 1906,22 \text{ Kg/m}^2\text{s}$$

Donde;

- $m_t$ : caudal másico del fluido por tubos (88,86 kg/s)
- $A_{pasot}$ : área de paso de todos los tubos de un mismo paso ( $0,0466 \text{ m}^2$ )

## Cálculo del número de Reynolds y Prandtl

$$Re_t = \frac{D_I \cdot G_{tubo}}{\mu} \quad Pr_t = \frac{C_p \cdot \mu}{k}$$

$$Re_t = 2586,28 \quad Pr_t = 42,09$$

Cálculo del coeficiente individual de transmisión de calor,  $h_h$ 

Se calcula a partir del factor de transferencia de calor ( $j_h$ ) el cual se obtiene de la siguiente figura, donde es función del Reynolds y de la relación  $L/D_i$ :

Con  $L/D_i = 246,80$  y  $Re_t$  obtenemos de la siguiente figura:

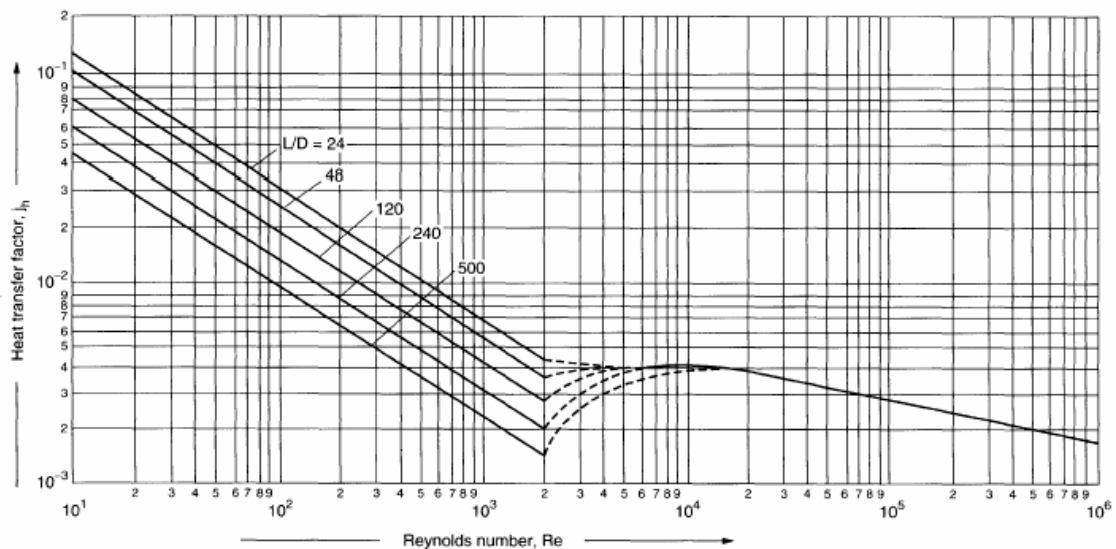


Figura 11.6.1.3. Factor de transferencia de calor para el fluido de tubos

Se encuentra que  $j_h = 3,80 \cdot 10^{-3}$ , a partir de este dato y con la siguiente ecuación se calcula el coeficiente individual de transmisión de calor del lado de tubos:

$$h_t = \frac{j_h \cdot Re \cdot Pr^{0.33} \cdot k}{D_i} \cdot \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$h_t = 1853,19 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

Donde;

- $k$ : conductividad térmica del fluido que circula por tubos ( $0,814 \text{ W/m}^2\text{°C}$ )

- $\frac{\mu}{\mu_w}$ : cambio de viscosidad entre el si del fluido y la temperatura de la pared, se ha menospreciado ya que las temperaturas son muy próximas.

Para dar por válido este valor se compara con los valores de rangos típicos de coeficientes individuales para soluciones acuosas que está entre 250-3000 W/m<sup>2</sup>°C, de manera que el valor obtenido se da por válido.

*Coefficiente de convección del lado de la carcasa*

Cálculo del área transversal de la carcasa,  $A_{ST}$

$$A_{st} = l_b \cdot D_s \cdot \frac{(Pitch - D_E)}{Pitch \cdot n_{ps}}$$

$$A_{ST} = 0,05 \text{ m}^2$$

Donde;

- $l_b$ : espaciado entre pantallas (0,35 m)
- Pitch: distancia entre los centros de dos tubos consecutivos (0,0238 m)
- $n_{ps}$ : número de pasos por carcasa (1)
- $D_s$ : diámetro de la carcasa ( 0,78 m )
- $D_E$ : diámetro externo de tubos (0,01905 m)

Cálculo del caudal másico por unidad de área (  $G_s$  ) y de la velocidad del fluido de carcasa (  $v_s$  )

$$G_s = \frac{M_s}{A_{ST}} \quad v_s = \frac{M_s}{A_{ST} \rho_s}$$

$$G_s = 663,53 \text{ kg/m}^2\text{s} \quad v_s = 0,67 \text{ m/s}$$

Donde;

- $M_s$ : caudal másico del fluido por carcasa ( 33,42 kg/s )
- $A_{ST}$ : Área transversal por la carcasa ( 0,05 m<sup>2</sup> )
- $\rho_s$ : densidad del fluido de carcasa ( 993,01 kg/m<sup>3</sup> )

Se observa que la velocidad del fluido por carcasa está dentro del rango típico que es entre 0,3 y 1 m/s.



*Cálculo del diámetro equivalente de carcasa,  $D_{eq}$*

El diámetro equivalente para pitch triangular y diámetro externo de 0,22, se calcula del siguiente modo;

$$D_{eq} = \frac{1,10}{D_E} \cdot (pitch^2 - 0,917 D_E^2)$$

$$D_{eq} = 0,027 \text{ m}$$

*Cálculo del número de Reynolds y Prandtl*

$$Re_S = \frac{D_{eq} \cdot G_S}{\mu_S} \quad Pr_S = \frac{C_P \cdot \mu}{k}$$

$$Re_S = 22903,9 \quad Pr_S = 5,4$$

*Cálculo del coeficiente individual de transmisión de calor,  $h_h$*

Se calcula a partir del factor de transferencia de calor ( $j_h$ ) el cual se obtiene de la siguiente figura, donde es función del Reynolds y del baffle cut:

Con baffle cut de un 25% y  $Re_S$  obtenemos de la siguiente figura:

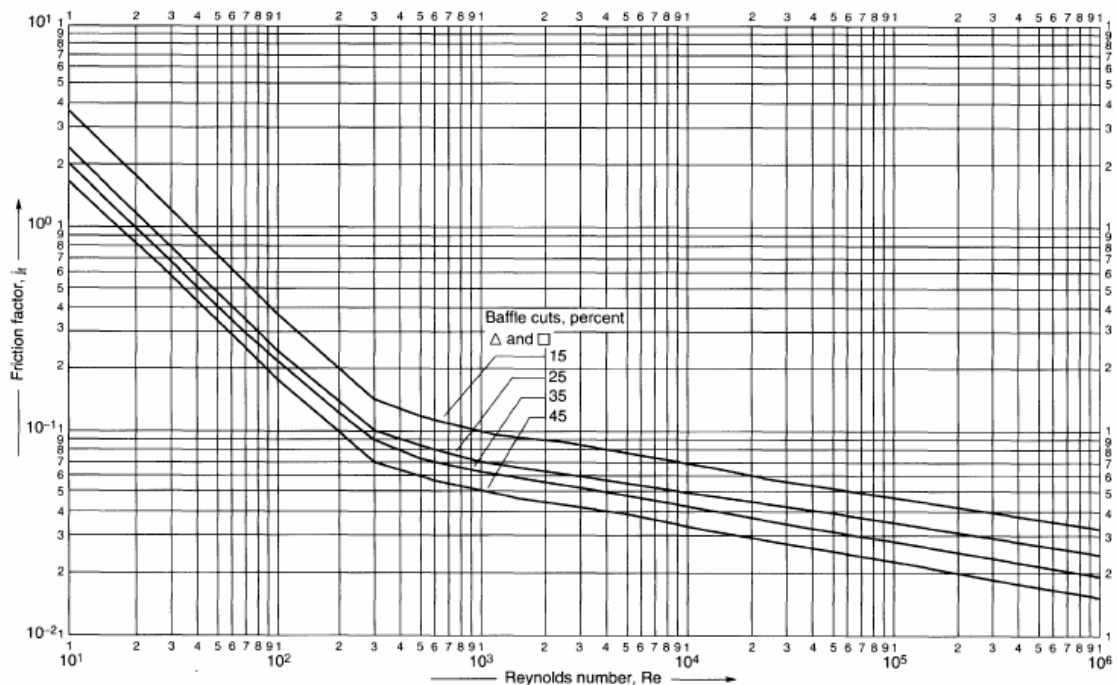


Figura 11.6.1.4. Factor de transferencia de calor para el fluido de carcasa:

Se encuentra que  $j_h = 1,2 \cdot 10^{-2}$ , a partir de este dato y con la siguiente ecuación se calcula el coeficiente individual de transmisión de calor del lado de tubos:

$$h_s = \frac{j_h \cdot \text{Re} \cdot \text{Pr}^{0.33} \cdot k}{D_E} \cdot \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$h_s = 10406,2 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

Donde;

- $k$ : conductividad térmica del fluido que circula por tubos (0,588 W/m°C)
- $\frac{\mu}{\mu_w}$ : cambio de viscosidad entre el si del fluido y la temperatura de la pared, se ha menospreciado ya que las temperaturas son muy próximas.

Para dar por válido este valor se compara con los valores de rangos típicos de coeficientes individuales para cuando el fluido de servicio es agua que esta entre 1500 y 12000 W/m<sup>2</sup>°C, de manera que el valor obtenido se da por válido.

#### CÁLCULO DEL COEFICIENTE GLOBAL A PARTIR DE LOS COEFICIENTES INDIVIDUALES, REFERIDOS AL ÁREA EXTERNA, $U_R$

Para el cálculo del coeficiente global de transmisión de calor se aplica la siguiente fórmula:

$$\frac{1}{U_R} = \frac{1}{h_s} + \frac{1}{h_{rs}} + \frac{D_E \ln\left(\frac{D_E}{D_I}\right)}{2 \cdot k} + \frac{D_E}{D_I} \cdot \frac{1}{h_{rt}} + \frac{D_E}{D_I} \cdot \frac{1}{h_t}$$

Para el cálculo el valor de los valores de ensuciamiento se busca bibliográficamente (Sinnot, 1983) y se encuentra que para el fluido que circula por tubos el factor de ensuciamiento ( $h_{rt}$ ) es de 5000 W/m<sup>2</sup>°C y para agua de torre enfriada que circula por carcasa ( $h_{st}$ ) 3000 W/m<sup>2</sup>°C.

El material escogido para los tubos es AISI 304 y su conductividad térmica ( $k$ ) encontrada en la bibliografía es de 17 W/m°C.

El valor obtenido:  **$U_R = 591,14 \text{ W/m}^2\text{°C}$**

Es un valor sobredimensionado del supuesto inferior al 15% (1,46%) y por lo tanto se da por bueno este diseño.

CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE PRESIÓN*Lado de los tubos*

Se consideran las contracciones y expansiones, con lo cual las pérdidas de presión se calcularán de la siguiente manera:

$$\Delta P_t = n_{pt} \left[ 8 \cdot j_f \cdot \left( \frac{L}{D_l} \right) \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2,5 \right] \cdot \frac{\rho \cdot v_t^2}{2}$$

Donde el factor de fricción para el fluido que circula por tubos ( $j_f$ ) se obtiene a partir de la siguiente figura a partir del número de Reynolds:

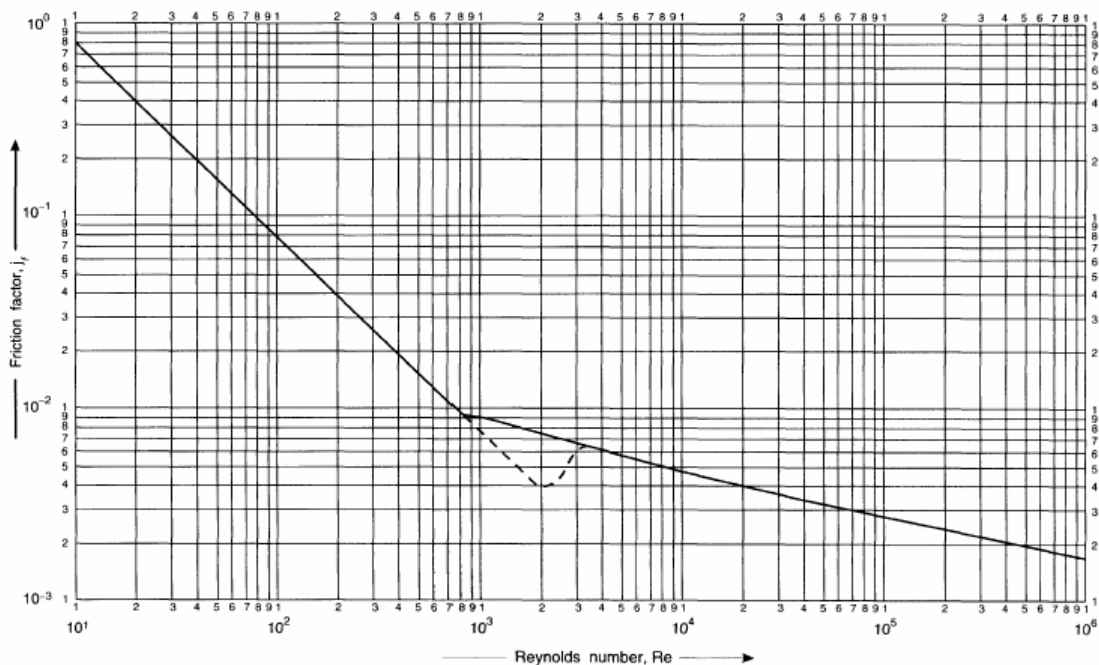


Figura 11.6.1.5. Factor de fricción para el fluido que circula por tubos.

El valor obtenido;

$$\Delta P_t = 22711,52 \text{ N/m}^2$$

*Lado de la carcasa*

Las pérdidas de presión se calcularán de la siguiente manera:

$$\Delta P_t = n_s \left[ 8 \cdot j_f \cdot \left( \frac{L}{l_b} \right) \left( \frac{D_s}{D_{eq}} \right) \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14} \right] \cdot \frac{\rho \cdot v_t^2}{2}$$

Donde el factor de fricción para el fluido que circula por carcasa ( $j_f$ ) se obtiene a partir de la siguiente figura:

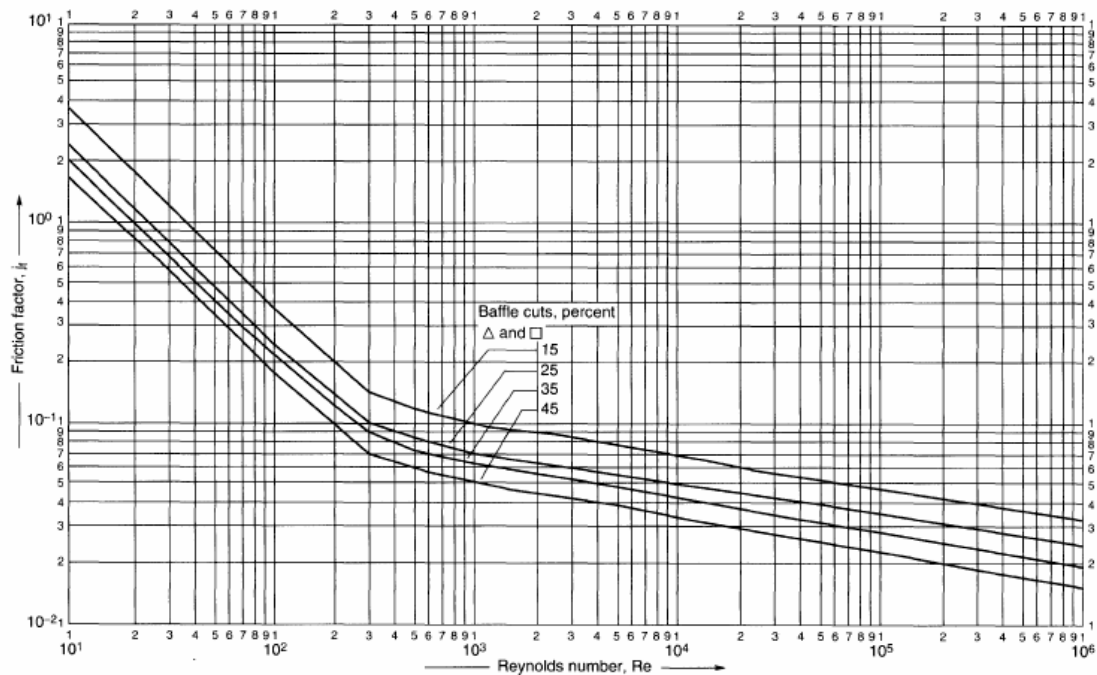


Figura 11.6.1.6. Factor de fricción para el fluido que circula por carcasa.

El valor obtenido;

$$\Delta P_s = 20598,63 \text{ N/m}^2$$

Una vez calculadas las pérdidas de presión se comprueba que no superen los siguientes límites:

En el caso del fluido de tubos la viscosidad es  $\mu < 1\text{cP}$  por lo tanto las pérdidas no pueden ser superiores a  $35 \text{ kN/m}^2$ . Se observa que las pérdidas son inferiores a este valor.

En el caso del fluido de carcasa la viscosidad es  $\mu > 1\text{cP}$  por lo tanto las pérdidas no pueden ser superiores a  $50\text{-}70 \text{ kN/m}^2$ . Se observa que las pérdidas son inferiores a este valor.

Llegados a este punto se da por válido el diseño de este intercambiador.

Se adjunta una tabla resumen con los datos y cálculos intermedios:

Tabla 11.6.1.6. Datos del diseño funcional del I-402.

Datos y cálculos intermedios			
Configuración	2: 1	DTML(°C)	32,05
R	0,49	DTML <sub>corregida</sub> (°C)	31,41
P	0,370546051	U <sub>sup.</sub> (W/m <sup>2</sup> °C)	600
F <sub>gráfica</sub>	0,98	Ao (m <sup>2</sup> )	118,23
Datos tubos		Cálculo tubos	
m <sub>t</sub> (kg/s)	319906,70	A (m <sup>2</sup> )	0,22
t <sub>1</sub> (°C)	31,483	S <sub>tubo</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00017
t <sub>2</sub> (°C)	15	N <sub>teórico</sub>	539,77
ρ <sub>t</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	1105,6	N <sub>t</sub>	540
μ <sub>t</sub> (kg/m s)	1,09E-02	N <sub>p</sub>	2
k <sub>t</sub> (W/m °C)	0,814	N <sub>pt</sub>	270
Cp <sub>t</sub> (J/kg °C)	3134,65	S <sub>paso</sub> (m <sup>2</sup> )	0,0466
Q (J/s)	2228431,707	v <sub>tubo</sub> (m/s)	1,72
L (m)	3,66	Cálculo carcasa y Buffles	
L <sub>efectiva</sub> (m)	3,61	N <sub>p</sub>	1
do (m)	19,05	K <sub>1</sub>	0,249
t (m)	2,11	n <sub>1</sub>	2,207
di (m)	14,83	D <sub>haz tubos</sub> (m)	0,619
Datos carcasa		D <sub>haz carcasa</sub> (m)	0,091
m <sub>s</sub> (kg/s)	120300,00	t (m)	0,0019
T <sub>1</sub> (°C)	-13	Di (m)	0,710
T <sub>2</sub> (°C)	-5	Do (m)	0,713
ρ <sub>s</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	993,0	pt/Do	1,25
μ <sub>s</sub> (kg/m s)	7,85E-04	pt (m)	0,024
k <sub>s</sub> (W/m °C)	5,88E-01	l <sub>b</sub> (m)	0,355
Cp <sub>s</sub> (J/kg °C)	4,05E+03	N <sub>pantallas deflectoras</sub>	10

<b>Q (J/s)</b>	2228431,707	<b>A<sub>ST</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	0,050
<b>v<sub>s</sub> (m/s)</b>	0,67	<b>Baffle cut (m)</b>	0,248

A continuación se detallan los diseños funcionales para todos los intercambiadores sin cambio de fase que hay en la planta de producción de acetaldehído:

### Diseño funcional I-301

El fluido que precisa ser enfriado es agua residual, la mayor parte del agua residual obtenida en la columna de destilación, CD-401, se reutiliza para el proceso ya que el acetaldehído puede ser absorbido con agua residual, de manera que al operar recirculando el agua residual se necesita menos agua para absorber el acetaldehído. A demás las pérdidas de evaporación del agua que contiene la solución catalítica pueden ser compensadas por esta, en lugar de agua desmineralizada previamente requerida. El agua residual será enfriada con agua de refrigeración hasta 32°C para poder ser reutilizada para la purificación del producto final y en la zona de reacción en el separador S-201.

En la siguiente tabla se pueden observar las propiedades de las corrientes, extraídas también del paquete de propiedades del Hysys:

Tabla 11.6.1.7. Propiedades físicas de las corrientes de entada y salida del I-301.

Propiedades	Carcasa ( agua )		Tubos ( proceso )	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Fase	L	L	L	L
T <sup>a</sup> (°C)	15	45	99,997	32
P (N/m <sup>2</sup> )	303975	303975	101325	101325
Caudal másico (kg/h)	A determinar		1,21E+05	1,21E+05
ρ (kg/m <sup>3</sup> )	1014,8	992,18	947,94	1002,1
μ (kg/ms)	1,14E-03	5,94E-04	2,79E-04	7,64E-04
C <sub>p</sub> (kJ/kg°C)	4,19E+00	4,19E+00	4,20E+00	4,19E+00
Conductividad (W/m°C)	5,95E-01	6,37E-01	6,81E-01	6,21E-01

A continuación se detallan los datos y cálculos para el diseño de este intercambiador de configuración horizontal sin cambio de fase, hay que tener en cuenta que en este intercambiador se utiliza una unidad con dos pasos por carcasa debido al cruce de temperatura, ya que con un cruce de temperatura existirá algún punto donde la temperatura del fluido frío será superior, de manera que más allá de este punto en vez de calentarse se enfriará. Para evitarlo se utiliza una unidad con dos pasos por carcasa.

Tabla 11.6.1.8. Datos del diseño funcional del I-301.

Datos y cálculos intermedios			
<b>Configuración</b>	6: 2	<b>DTML(°C)</b>	32,36
<b>R</b>	0,44	<b>DTML<sub>corregida</sub>(°C)</b>	32,36
<b>P</b>	0,799992941	<b>Usup. (W/m<sup>2</sup>°C)</b>	800
<b>F<sub>gráfica</sub></b>	0,92	<b>Ao (m<sup>2</sup>)</b>	370,90
Datos tubos		Cálculo tubos	
<b>m<sub>t</sub> (kg/s)</b>	121280,00	<b>A (m<sup>2</sup>)</b>	0,24
<b>t<sub>1</sub> (°C)</b>	99,997	<b>S<sub>tubo</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	0,00008
<b>t<sub>2</sub> (°C)</b>	32	<b>N<sub>teórico</sub></b>	1523,48
<b>ρ<sub>t</sub> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	975,02	<b>N<sub>t</sub></b>	1524
<b>μ<sub>t</sub> (kg/m s)</b>	5,22E-04	<b>N<sub>p</sub></b>	6
<b>k<sub>t</sub> (W/m °C)</b>	0,651	<b>N<sub>pt</sub></b>	254
<b>Cp<sub>t</sub> (J/kg °C)</b>	4192,05	<b>S<sub>paso</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	0,0213
<b>Q (J/s)</b>	9602919,287	<b>v<sub>tubo</sub> (m/s)</b>	1,62
<b>L (m)</b>	4,88	Cálculo carcasa y Baffles	
<b>L<sub>efectiva</sub>(m)</b>	4,83	<b>N<sub>p</sub></b>	2
<b>do (m)</b>	15,88	<b>K<sub>1</sub></b>	0,0743
<b>t (m)</b>	2,77	<b>n<sub>1</sub></b>	2,499
<b>di (m)</b>	10,34	<b>D<sub>haz tubos</sub> (m)</b>	0,844
Datos carcasa		<b>D<sub>haz carcasa</sub> (m)</b>	0,094
<b>m<sub>s</sub> (kg/s)</b>	275059,83	<b>t (m)</b>	0,0001
<b>T<sub>1</sub> (°C)</b>	15	<b>Di (m)</b>	0,938

<b>T<sub>2</sub> (°C)</b>	45	<b>Do (m)</b>	0,938
<b>ρ<sub>s</sub> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	1003,5	<b>pt/Do</b>	1,25
<b>μ<sub>s</sub> (kg/m s)</b>	8,65E-04	<b>pt (m)</b>	0,020
<b>k<sub>s</sub> (W/m °C)</b>	6,16E-01	<b>l<sub>b</sub> (m)</b>	0,750
<b>Cp<sub>s</sub> (J/kg °C)</b>	4,19E+03	<b>N<sub>pantallas deflectoras</sub></b>	6
<b>Q (J/s)</b>	9602919,287	<b>A<sub>ST</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	0,070
<b>v<sub>s</sub> (m/s)</b>	1,08	<b>Baffle cut (m)</b>	0,234

### Diseño funcional I-401

El fluido a enfriar es el agua residual, que como ya se ha explicado se reutiliza para el proceso, en este caso se adecuará el agua para poder ser introducida como agente extractor en la columna de absorción AB-201 absorbiendo el acetaldehído y formándose así la solución acuosa de acetaldehído y en la columna de destilación CD-401 con el mismo fin.

Esta agua se enfría de 28,234°C hasta 5°C con agua glicolada a -13°C.

Las propiedades de las corrientes se detallan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.1.9. Propiedades físicas de las corrientes de entrada y salida del I-401.

Propiedades	Carcasa ( proceso/agua residual )		Tubos (agua glicolada)	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Fase	L	L	L	L
T <sup>a</sup> (°C)	28,234	5	-13	-5
P (N/m <sup>2</sup> )	101325	101325	303975	303975
Caudal másico (kg/h)	1,59E+05	1,59E+05	A determinar	
ρ (kg/m <sup>3</sup> )	1004,90	1022,2	1108,7	1102,5
μ (kg/ms)	8,28E-04	1,50E-03	1,21E-02	9,76E-03
Cp (kJ/kg°C)	4,169464761	4,186081359	3,123086735	3,146205357
Conductividad (W/m°C)	0,615571528	0,58743685	0,820144897	0,807807858



En la siguiente tabla se presentan los datos y cálculos intermedios del intercambiador de configuración horizontal teniendo en cuenta un solo paso por carcasa y dos pasos por tubos, los fluidos del lado de la carcasa y de los tubos circulan en contracorriente obteniendo así una mayor transferencia de calor.

Tabla 11.6.1.10. Datos del diseño funcional del I-401.

Datos y cálculos intermedios			
Configuración	2:1	DTML(°C)	24,84
R	2,90	DTML <sub>corregida</sub> (°C)	23,60
P	0,194014648	Usup. (W/m <sup>2</sup> °C)	600
F <sub>gráfica</sub>	0,95	Ao (m <sup>2</sup> )	302,99
Datos tubos		Cálculo tubos	
m <sub>t</sub> (kg/s)	615945,66	A (m <sup>2</sup> )	0,29
t <sub>1</sub> (°C)	-13	S <sub>tubo</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00022
t <sub>2</sub> (°C)	-5	N <sub>teórico</sub>	1038
ρ <sub>t</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	1105,6	N <sub>t</sub>	1038
μ <sub>t</sub> (kg/m s)	1,09E-02	N <sub>p</sub>	2
k <sub>t</sub> (W/m °C)	0,814	N <sub>pt</sub>	519
Cp <sub>t</sub> (J/kg °C)	3134,65	S <sub>paso</sub> (m <sup>2</sup> )	0,1118
Q (J/s)	4290603,592	v <sub>tubo</sub> (m/s)	1,38
L (m)	4,88	Cálculo carcasa y Baffles	
L <sub>efectiva</sub> (m)	4,83	N <sub>p</sub>	1
do (m)	19,04	K <sub>1</sub>	0,249
t (m)	1,24	n <sub>1</sub>	2,207
di (m)	16,56	D <sub>haz tubos</sub> (m)	0,832
Datos carcasa		D <sub>haz carcasa</sub> (m)	0,093
m <sub>s</sub> (kg/s)	159130,00	t (m)	2,1011
T <sub>1</sub> (°C)	28,234	Di (m)	0,925
T <sub>2</sub> (°C)	5	Do (m)	5,127
ρ <sub>s</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	1013,6	pt/Do	1,25

$\mu_s$ (kg/m s)	1,16E-03	pt (m)	0,024
$k_s$ (W/m °C)	6,02E-01	$l_b$ (m)	0,462
$Cp_s$ (J/kg °C)	4,18E+03	$N_{\text{pantallas deflectoras}}$	10
$Q$ (J/s)	4290603,592	$A_{ST}$ (m <sup>2</sup> )	0,085
$v_s$ (m/s)	0,51	Baffle cut (m)	0,231

### Diseño funcional I-403

El fluido a enfriar es agua residual, el agua residual de la primera columna de destilación, CD-401, que no es reutilizada para el proceso se purga para evitar que las impurezas se concentren, y junto con la que se obtiene en la segunda columna de destilación, CD-402, se llevan a tratamiento para evitar la contaminación del medio, de forma que es preciso enfriar esta agua para poder ser tratada hasta 35°C usando como fluido enfriador agua de refrigeración a 15°C.

Las propiedades de los fluidos se detallan a continuación:

Tabla 11.6.1.11. Propiedades físicas de las corrientes de entrada y salida del I-403.

Propiedades	Carcasa ( agua refrigeración )		Tubos ( agua residual)	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Fase	L	L	L	L
$T^a$ (°C)	15	45	99,997	35
$P$ (N/m <sup>2</sup> )	303975	303975	101325	101325
Caudal másico (kg/h)	A determinar		6,99E+04	6,99E+04
$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	1014,8	992,18	947,90	995,97
$\mu$ (kg/ms)	1,14E-03	5,94E-04	2,79E-04	6,51E-04
$Cp$ (kJ/kg°C)	4,188	4,191	4,197	4,189

Conductividad (W/m°C)	0,595	0,637	0,681	0,631
--------------------------	-------	-------	-------	-------

A continuación se detallan los datos y cálculos para su diseño funcional, de la misma forma que el I-301, en este intercambiador también se produce un cruce de temperaturas de modo que se usa una unidad con dos pasos por carcasa.

Tabla 11.6.1.12. Datos del diseño funcional del I-403.

Datos y cálculos intermedios			
Configuración	8:2	DTML(°C)	35,04
R	0,46	DTML <sub>corregida</sub> (°C)	32,59
P	0,76	Usup. (W/m <sup>2</sup> °C)	800
F <sub>gráfica</sub>	0,93	Ao (m <sup>2</sup> )	203,01
Datos tubos		Cálculo tubos	
m <sub>t</sub> (kg/s)	69916,00	A (m <sup>2</sup> )	0,18
t <sub>1</sub> (°C)	99,997	S <sub>tubo</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00008
t <sub>2</sub> (°C)	35	N <sub>teórico</sub>	1112,57
ρ <sub>t</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	971,935	N <sub>t</sub>	1200
μ <sub>t</sub> (kg/m s)	4,65E-04	N <sub>p</sub>	8
k <sub>t</sub> (W/m °C)	0,656	N <sub>pt</sub>	150
Cp <sub>t</sub> (J/kg °C)	4193,27	S <sub>paso</sub> (m <sup>2</sup> )	0,0117
Q (J/s)	5293228,951	v <sub>tubo</sub> (m/s)	1,71
L (m)	3,6576	Cálculo carcasa y Baffles	
L <sub>efectiva</sub> (m)	3,6076	N <sub>p</sub>	2
do (m)	15,88	K <sub>1</sub>	0,0365
t (m)	2,77	n <sub>1</sub>	2,675
di (m)	10,34	D <sub>haz tubos</sub> (m)	0,754
Datos carcasa		D <sub>haz carcasa</sub> (m)	0,093
m <sub>s</sub> (kg/s)	151615,84	t (m)	0,0001

<b>T<sub>1</sub> (°C)</b>	15	<b>Di (m)</b>	0,847
<b>T<sub>2</sub> (°C)</b>	45	<b>Do (m)</b>	0,847
<b>ρ<sub>s</sub> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	1003,5	<b>pt/Do</b>	1,25
<b>μ<sub>s</sub> (kg/m s)</b>	8,65E-04	<b>pt (m)</b>	0,020
<b>k<sub>s</sub> (W/m °C)</b>	6,16E-01	<b>l<sub>b</sub> (m)</b>	0,677
<b>Cp<sub>s</sub> (J/kg °C)</b>	4,19E+03	<b>N<sub>pantallas deflectoras</sub></b>	4
<b>Q (J/s)</b>	5293228,951	<b>A<sub>ST</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	0,057
<b>v<sub>s</sub> (m/s)</b>	0,73	<b>Baffle cut (m)</b>	0,212

**11.6.2. Diseño de los intercambiadores de carcasa y tubos con cambio de fase.****Condensadores (CN-201, CN-202, CN-401 y CN-402)**Diseño funcional

Hay diferentes configuraciones de condensadores, los condensadores utilizados en este proceso son de configuración horizontal, ya que el coeficiente para condensación por formación de película sobre un tubo horizontal es mayor que uno sobre un tubo vertical bajo condiciones similares. La condensación se llevará a cabo en la carcasa y el medio enfriador en los tubos.

En nuestro proceso se dan dos situaciones diferentes:

1. Condensación total del gas a condensar; es el caso de los condensadores totales CN-401 y CN-402 que condensan todo el vapor procedente de la columna y proporcionan tanto el producto como el reflujo, es el dispositivo más sencillo para obtener reflujo y producto líquido y uno de los utilizados. Al utilizar solo un condensador de este tipo, las concentraciones del vapor que procede del plato superior, la del reflujo que va a dicho plato y la del producto destilador son iguales.

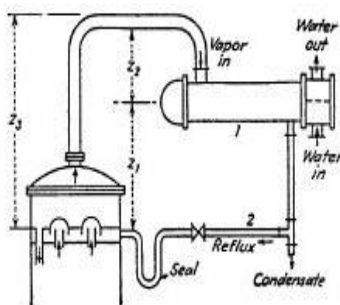


Figura 11.6.2.1. Condensación con circulación de reflujo por gravedad.

2. Condensación parcial de una mezcla de vapores multicomponente, es el caso de los condensadores parciales CN-201 y CN-202, donde interesa condensar sólo una parte del gas con el fin de obtener una solución más concentrada con el componente de interés.

El método usado para el diseño de condensadores es el método de Kern, que es para fluidos sin cambio de fase, de manera que para el fluido que cambia de fase se le aplicaran una serie de modificaciones, detalladas a continuación.

Para el cálculo del calor a intercambiar entre la mezcla a condensar y el fluido refrigerante se encuentran también dos situaciones:

- Para condensación donde el gas se encuentra saturado y por lo tanto todo el calor es latente:

$$q = M's \cdot \lambda = m_t \cdot C_{pt} \cdot (t_2 - t_1)$$

Donde:

- M's: caudal a condensar (kg/h)
  - m<sub>t</sub>: caudal que circula por tubos (kg/h)
  - C<sub>p</sub> : calor específico (kJ/kg°C)
  - t<sub>1</sub>: temperatura de entrada del fluido por tubos
  - t<sub>2</sub>: temperatura de salida del fluido por tubos
  - q: calor a intercambiar (kJ/h)
  - λ: calor latente (kJ/kg)
- Para condensación donde también se requiere enfriar la mezcla a demás de condensarla, y considerando C<sub>p</sub> constante para ese cambio de temperatura.

$$q = M's \cdot \lambda + M_s \cdot C_{ps} \cdot (T_2 - T_1) = m_t \cdot C_{pt} \cdot (t_2 - t_1)$$

Donde:

- M<sub>s</sub>: caudal total de la mezcla que circula por carcasa (kg/h)
- M's: caudal a condensar (kg/h)
- m<sub>t</sub>: caudal que circula por tubos (kg/h)
- C<sub>p</sub> : calor específico (kJ/kg°C)
- T<sub>1</sub>: temperatura de entrada del fluido por carcasa
- T<sub>2</sub>: temperatura de salida del fluido por carcasa
- t<sub>1</sub>: temperatura de entrada del fluido por tubos
- t<sub>2</sub>: temperatura de salida del fluido por tubos
- q: calor a intercambiar (kJ/h)

En los condensadores donde la condensación es total, CN-401 y CN-402, el coeficiente de condensación en película se estima a través de correlaciones de un único componente con las propiedades físicas del líquido evaluadas a la composición media del condensado. Kern (1950) propuso incrementar el área necesaria en una cantidad;

$$\text{Incremento del área necesaria} = \frac{q_{\text{sensible}} + q_{\text{latente}}}{q_{\text{latente}}}$$

En los condensadores donde se condensa solo una parte de la mezcla de vapor multicomponente, como es el caso del CN-201 y CN-202, todos los componentes son teóricamente condensables. La parte de componentes no condensados puede ser que solubilicen en el condensado. El flujo de vapor sobre la superficie tiene lugar por dos mecanismos, primeramente pasa calor sensible hacia la superficie debido a la diferencia de temperatura existente. En segundo lugar, puesto que la concentración de vapor en la corriente principal es mayor que en la película gaseosa situada sobre la superficie de condensado, las moléculas del vapor difunden hacia la superficie, donde condensan y ceden su calor latente.

Para considerar el calor que se transmite en tal caso seguiremos el método propuesto inicialmente por Nusselt (1916). Basándose en los resultados de intercambiadores comerciales, Kern (1950) sugirió usar un índice de 1/6 para  $N_r$  tubos ya que el condensado no fluiría fácilmente de una fila a otra.

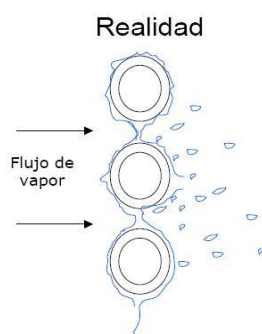


Figura 11.6.2.1. Representación de la condensación en película

Usando el método de Kern, el coeficiente de condensación en película para una bancada de tubos viene dado por:

$$(h_c)_m = 0,95 \cdot k_L \left[ \frac{\rho_L(\rho_L - \rho_v) \cdot g}{\mu_L \cdot \tau_h} \right]^{1/3} \cdot N_r^{-1/6}$$

Donde:

$$\Gamma h = \frac{W_c}{L \cdot N_t}$$

- $W_c$ : caudal másico de condensado por unidad de perímetro mojado (kg/(m·s))
- $L$ : longitud de los tubos (m)
- $N_t$ : número total de tubos en la bancada
- $N_r$ : número medio de filas de tubos. Se puede coger como 2/3 del número en la parte central de la fila.

$$N_r = \frac{D_b}{pitch} \cdot \frac{2}{3}$$

En esta película la transmisión de calor tiene lugar por conducción y, como la conductividad de la mayor parte de los líquidos es baja, en ella reside la principal resistencia a la transferencia. Por consiguiente un aumento de la velocidad del fluido sobre la superficie da lugar a un aumento de la transmisión debido principalmente a que disminuye el espesor de la película. Podremos decir que el coeficiente de película es proporcional a la velocidad del fluido, donde:

- $0,6 < v_f < 0,8$  dependiendo de la geometría.
- $1200 < h < 12000 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ .

La película está libre de turbulencia ya que en las inmediaciones de la superficie recubierta de esta película las corrientes de circulación desaparecen.

$$Re_s = \frac{4 \cdot \tau_h}{\mu} \text{ donde } \tau_h = \frac{W_c}{\pi \cdot D_{et}}$$

#### *Diferencia de Temperatura*

- Si el vapor entra saturado → Condensación a  $T=\text{cte}$  ( $T_{\text{sat}}$ )

$$\Delta T_{ml} = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{T_{\text{sat}} - t_1}{T_{\text{sat}} - t_2}}$$

No se necesita factor de corrección  $F$  para pasos múltiples

- Si la condensación es no isotérmica → Se necesita  $F$  para multipaso



*Caída de presión en condensadores*

( $-\Delta P$ ) difícil de predecir (2 fases y velocidad del vapor cambia en el condensador).

Sólo es importante en condensadores a vacío o en condensadores donde el reflujo es devuelto por gravedad a la columna.

En nuestro caso estimaremos ( $-\Delta P$ ) para una sola fase + Factor de corrección

Kern (1950)  $\rightarrow$  ( $-\Delta P$ ) condensador =  $0.5 \cdot (-\Delta P)$  condiciones entrada , considerando contracción-expansión, debido al cambio de temperaturas y comprobaremos así que la caída de presión en la zona donde se da la condensación es despreciable.

*Consideraciones para el diseño mecánico de condensadores;*

- el espaciado entre placas deflectoras será;

$$l_B = D_S$$

Para obtener una mayor velocidad y por lo tanto un mayor coeficiente de condensación en película.

- Disposición de los tubos: espaciado cuadrado ya que el lado de la coraza tiene una gran tendencia a ensuciarse y esta disposición permite una limpieza más fácil, aunque con el triangular se consigue una mayor transferencia de calor. Por otra parte, el espaciado cuadrado conduce a una menor caída de presión en el lado de la coraza.

Para el espaciado cuadrado los estándares TEMA especifican una anchura mínima para la limpieza de  $\frac{1}{4}$  in ( 0,00635 m ) y una distancia mínima entre los centros de los tubos de 1,25 veces el diámetro exterior de estos .

- Con el fin de poder retirar la bancada de tubos para limpieza y permitir una considerable expansión de los tubos, debido a las diferencias de temperaturas que existen en los condensadores, se utiliza un cabezal flotante ya que es el método más frecuente para evitar deterioros por efecto de la expansión. En esta disposición una placa tubular esta fija y la otra esta unida a un cabezal flotante de forma que la bancada de tubos se pueden desplazar con respecto a la carcasa. Esta placa tubular flotante está sujeta entre el cabezal flotante y una pestaña de apoyo separable facilitando así la extracción de la bancada de tubos. La tapadera de la carcasa en el extremo del cabezal flotante es mayor que en el otro extremo; esto permite colocar los tubos lo más cerca posible del borde de la placa tubular y dejar muy poco espacio

inutilizado entre el anillo exterior de los tubos y la carcasa. A la entrada del vapor se coloca una placa perforada con el fin de evitar que las gotas de líquido, que eventualmente arrastra el vapor, choquen contra los tubos.

A continuación se detalla el diseño funcional para los condensadores y el regenerador que hay en la planta, siguiendo el procedimiento anteriormente explicado.

### Diseño funcional del CN-201 y CN-202

El gas saliente del separador del reactor, que contiene principalmente acetaldehído, oxígeno, etileno, agua, CO<sub>2</sub> y gas inerte, se enfría y condensa a través de dos condensadores, CN-201 y CN-202 obteniendo así un gas residual principalmente consistente en etileno, oxígeno, dióxido de carbono y gas inerte el cual una parte se recirculará nuevamente al reactor, para minimizar la entrada de reactivos nuevos, después de retirar parte de este para evitar acumulación de gas inerte i dióxido de carbono y añadirle etileno fresco y obteniendo también un condensado con el producto de interés, acetaldehído.

De forma que primero se condensa parcialmente el gas enfriándolo unos 20°C en el CN-201 con agua de refrigeración a 30°C, el gas obtenido vuelve a ser condensado parcialmente en el CN-202 usando también agua de refrigeración a 30°C.

Las propiedades de los fluidos de ambos condensadores se detallan en las siguientes tablas:

Tabla 11.6.2.1. Propiedades físicas de las corrientes de entrada y salida del CN-201

Propiedades	Carcasa ( proceso )			Tubos ( agua )	
	Entrada	Salida		Entrada	Salida
Fase	V	V	L	L	L
Tª (°C)	130	110	110	30	45
P (N/m <sup>2</sup> )	303975	303975	303975	303975	303975
Caudal másico (kg/h)	46735	36761	9974,3	A determinar	
ρ (kg/m <sup>3</sup> )	2,1771	2,5064	936,08	1003,60	992,11
μ (kg/ms)	1,18E-05	1,19E-05	1,56E-04	7,97E-04	5,94E-04
Cp (kJ/kg°C)	1,828	1,707	4,177	4,1874549	4,19095198
Conductividad (W/m°C)	0,05	0,03	0,68	0,62	0,64

Tabla 11.6.2.2. Propiedades físicas de las corrientes de entrada y salida del CN-202

Propiedades	Carcasa ( proceso )			Tubos ( agua )	
	Entrada	Salida		Entrada	Salida
Fase	V	V	L	L	L
Tª (°C)	107,36	50	50	30	45
P (N/m <sup>2</sup> )	101325	101325	101325	303975	303975
Caudal másico (kg/h)	36761	26346	10415,0	A determinar	
ρ (kg/m <sup>3</sup> )	0,84125	1,1884	981,29	1003,60	992,11
μ (kg/ms)	1,17E-05	1,13E-05	4,71E-04	7,97E-04	5,94E-04
Cp (kJ/kg°C)	1,62202086	1,37840754	4,11204285	4,1874549	4,19095198
Conductividad (W/m°C)	1,53E-02	2,69E-02	6,31E-01	0,62	0,64

En las siguientes tablas se presentan los datos y cálculos intermedios de estos dos condensadores teniendo en cuenta un solo paso por carcasa en ambos, los fluidos del lado de la carcasa y de los tubos circulan en contracorriente obteniendo así una mayor transferencia de calor y configuración horizontal para obtener un mayor coeficiente para la condensación.

Tabla 11.6.2.3. Datos del diseño funcional del CN-201.

Datos y cálculos intermedios			
<b>Configuración</b>	1:1	<b>DTML(°C)</b>	82,47
<b>R</b>	1,33	<b>DTML<sub>corregida</sub>(°C)</b>	82,47
<b>P</b>	0,15	<b>Usup. (W/m<sup>2</sup>°C)</b>	1000
<b>F<sub>gráfica</sub></b>	1	<b>Ao (m<sup>2</sup>)</b>	71,24
<b>Datos tubos</b>		<b>Cálculo tubos</b>	
<b>m<sub>t</sub> (kg/s)</b>	93,51	<b>A (m<sup>2</sup>)</b>	2,19E-01
<b>t<sub>1</sub> (°C)</b>	30	<b>S<sub>tubo</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	1,43E-04
<b>t<sub>2</sub> (°C)</b>	45	<b>N<sub>teórico</sub></b>	325,2461
<b>ρ<sub>t</sub> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	997,855	<b>N<sub>t</sub></b>	326
<b>μ<sub>t</sub> (kg/m s)</b>	6,96E-04	<b>N<sub>p</sub></b>	1
<b>k<sub>t</sub> (W/m °C)</b>	0,628	<b>N<sub>pt</sub></b>	325

<b>C<sub>p</sub></b> (J/kg °C)	4189,20	<b>S<sub>paso</sub></b> (m <sup>2</sup> )	4,66E-02
<b>Q</b> (J/s)	5875686,1	<b>v<sub>tubo</sub></b> (m/s)	2,01
<b>L</b> (m)	3,66	<b>Cálculo carcasa y Baffles</b>	
<b>L<sub>efectiva</sub></b> (m)	3,61	<b>N<sub>p</sub></b>	1
<b>do</b> (m)	0,01905	<b>K<sub>1</sub></b>	0,215
<b>t</b> (m)	0,00277	<b>n<sub>1</sub></b>	2,207
<b>di</b> (m)	0,01351	<b>D<sub>haz tubos</sub></b> (m)	0,526
<b>Datos carcasa</b>		<b>D<sub>haz carcasa</sub></b> (m)	0,091
<b>m<sub>s</sub></b> (kg/s)	12,98	<b>t</b> (m)	1,10E-03
<b>T<sub>1</sub></b> (°C)	130	<b>Di</b> (m)	0,617
<b>T<sub>2</sub></b> (°C)	110	<b>Do</b> (m)	0,619
<b>ρ<sub>s</sub></b> (kg/m <sup>3</sup> )	313,5878333	<b>pt/Do</b>	1,25
<b>μ<sub>s</sub></b> (kg/m s)	6,00E-05	<b>pt</b> (m)	0,024
<b>k<sub>s</sub></b> (W/m °C)	2,52E-01	<b>l<sub>b</sub></b> (m)	0,617
<b>C<sub>p</sub></b> (J/kg °C)	2,57E+03	<b>N<sub>pantallas deflectoras</sub></b>	4
<b>Q</b> (J/s)	5875686,1	<b>A<sub>ST</sub></b> (m <sup>2</sup> )	7,60E-02
<b>λ</b> (kJ/kg)	1994,9	<b>Baffle cut</b> (m)	1,54E-01

Tabla 11.6.2.4. Datos del diseño funcional del CN-202.

<b>Datos y cálculos intermedios</b>			
<b>Configuración</b>	2: 1	<b>DTML(°C)</b>	37,25
<b>R</b>	3,82	<b>DTML<sub>corregida</sub>(°C)</b>	32,59
<b>P</b>	0,194	<b>U<sub>sup.</sub> (W/m<sup>2</sup>°C)</b>	1000
<b>F<sub>gráfica</sub></b>	0,875	<b>Ao (m<sup>2</sup>)</b>	162,09
<b>Datos tubos</b>		<b>Cálculo tubos</b>	
<b>m<sub>t</sub></b> (kg/s)	84,07	<b>A (m<sup>2</sup>)</b>	1,83E-01
<b>t<sub>1</sub></b> (°C)	30	<b>S<sub>tubo</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	1,07E-04
<b>t<sub>2</sub></b> (°C)	45	<b>N<sub>teórico</sub></b>	887,7103

$\rho_t$ (kg/m <sup>3</sup> )	997,855	$N_t$	888
$\mu_t$ (kg/m s)	6,96E-04	$N_p$	2
$k_t$ (W/m °C)	0,628	$N_{pt}$	444
$Cp_t$ (J/kg °C)	4189,20	$S_{paso}$ (m <sup>2</sup> )	4,74E-02
$Q$ (J/s)	5283025	$v_{tubo}$ (m/s)	1,78
$L$ (m)	3,66	<b>Cálculo carcasa y Baffles</b>	
$L_{efectiva}$ (m)	3,61	$N_p$	1
$do$ (m)	0,01588	$K_1$	0,156
$t$ (m)	0,00211	$n_1$	2,291
$di$ (m)	0,01166	$D_{haz\ tubos}$ (m)	0,692
<b>Datos carcasa</b>		$D_{haz\ carcasa}$ (m)	0,094
$m_s$ (kg/s)	10,21	$t$ (m)	1,10E-03
$T_1$ (°C)	107,36	$Di$ (m)	0,786
$T_2$ (°C)	50	$Do$ (m)	0,788
$\rho_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	327,773217	$pt/Do$	1,25
$\mu_s$ (kg/m s)	1,65E-04	$pt$ (m)	0,020
$k_s$ (W/m °C)	2,25E-01	$l_b$ (m)	0,786
$Cp_s$ (J/kg °C)	2,37E+03	$N_{pantallas\ deflectoras}$	3
$Q$ (J/s)	5283025	$A_{ST}$ (m <sup>2</sup> )	0,1234
$\lambda$ (kJ/kg)	1626,1	<b>Baffle cut</b> (m)	0,196

### Diseño funcional CN-401

El gas de proceso es el acetaldehído puro que se obtiene por cabezas de la columna de destilación CD-401, y entra en el condensador como gas saturado para ser condensado totalmente usando como fluido enfriador agua glicolada a -13°C.

Las propiedades de los fluidos vienen detalladas en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.2.5. Propiedades físicas de las corrientes de entrada y salida del CN-401

Propiedades	Carcasa ( proceso )		Tubos ( agua glicolada )	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Fase	V	L	L	L
T <sup>a</sup> (°C)	20,79	19	-13	-5
P (N/m <sup>2</sup> )	101325	101325	303975	303975
Caudal másico (kg/h)	134400	134400	A determinar	
$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	1,8328	775,4	1108,80	1102,5
$\mu$ (kg/ms)	6,92E-06	2,25E-04	1,21E-02	9,76E-03
C <sub>p</sub> (kJ/kg°C)	1,21E+00	2,26E+00	3,12E+00	3,15E+00
Conductividad (W/m°C)	1,31E-02	1,67E-01	8,20E-01	8,08E-01

En la siguiente tabla se detallan los datos y cálculos intermedios para el diseño de este condensador de configuración horizontal y circulación en contracorriente de los fluidos:

Tabla 11.6.2.6. Datos del diseño funcional del CN-401.

Datos y cálculos intermedios			
<b>Configuración</b>	1:1	<b>DTML(°C)</b>	29,61
<b>R</b>	0,22	<b>DTML<sub>corregida</sub>(°C)</b>	29,61
<b>P</b>	0,24	<b>Usup. (W/m<sup>2</sup>°C)</b>	900
<b>F<sub>gráfica</sub></b>	1	<b>Ao (m<sup>2</sup>)</b>	817,62
<b>Datos tubos</b>		<b>Cálculo tubos</b>	
<b>m<sub>t</sub> (kg/s)</b>	868,87	<b>A (m<sup>2</sup>)</b>	3,65E-01
<b>t<sub>1</sub> (°C)</b>	-13	<b>S<sub>tubo</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	1,73E-04
<b>t<sub>2</sub> (°C)</b>	-5	<b>N<sub>teórico</sub></b>	2241,11
<b><math>\rho_t</math> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	1105,65	<b>N<sub>t</sub></b>	2242

$\mu_t$ (kg/m s)	1,09E-02	$N_p$	1
$k_t$ (W/m °C)	0,814	$N_{pt}$	2241
$Cp_t$ (J/kg °C)	3134,65	$S_{paso}$ (m <sup>2</sup> )	0,387
$Q$ (J/s)	21788888,9	$v_{tubo}$ (m/s)	2,03
$L$ (m)	6,096	<b>Cálculo carcasa y Baffles</b>	
$L_{efectiva}$ (m)	6,046	$N_p$	1
$do$ (m)	0,01905	$K_1$	0,215
$t$ (m)	0,00211	$n_1$	2,207
$di$ (m)	0,01483	$D_{haz\ tubos}$ (m)	1,260
<b>Datos carcasa</b>		$D_{haz\ carcasa}$ (m)	0,095
$m_s$ (kg/s)	37,33	$t$ (m)	0,0011
$T_1$ (°C)	20,79	$Di$ (m)	1,355
$T_2$ (°C)	19	$Do$ (m)	1,357
$\rho_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	388,6164	$pt/Do$	1,25
$\mu_s$ (kg/m s)	1,16E-04	$pt$ (m)	0,024
$k_s$ (W/m °C)	9,00E-02	$l_b$ (m)	1,36
$Cp_s$ (J/kg °C)	1,73E+03	$N_{pantallas\ deflectoras}$	3
$Q$ (J/s)	21788888,9	$A_{ST}$ (m <sup>2</sup> )	0,367
$\lambda$ (kJ/kg)	583,66	<b>Baffle cut</b> (m)	0,339

Diseño funcional CN-402

Este condensador condensa totalmente el gas que sale por cabezas que contiene una solución acuosa de crotonaldehído que una vez condensado será almacenado para poder ser recogido por una empresa externa para su tratamiento.

La condensación total de la solución de crotonaldehído se lleva a cabo haciendo circular agua de refrigeración por tubos a 15°C, y las propiedades de ambos fluidos se detallan a continuación:

Tabla 11.6.2.7. Propiedades físicas de las corrientes de entrada y salida del CN-402

Propiedades	Carcasa ( proceso )		Tubos ( agua )	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Fase	V	L	L	L
Tª (°C)	78,11	58,42	15	45
P (N/m <sup>2</sup> )	101325	101325	303975	303975
Caudal másico (kg/h)	6229	6229	A determinar	
ρ (kg/m <sup>3</sup> )	1,8005	958,08	1014,80	992,18
μ (kg/ms)	9,38E-03	2,89E-04	1,14E-03	5,94E-04
Cp (kJ/kg°C)	1,20E+00	2,26E+00	4,19E+00	4,19E+00
Conductividad (W/m°C)	1,60E-02	1,67E-01	5,95E-01	6,37E-01

A continuación pueden observarse los datos y cálculos intermedios en el diseño de este condensador de configuración horizontal y circulación en contracorriente de los fluidos:

Tabla 11.6.2.8. Datos del diseño funcional del CN-402.

Datos y cálculos intermedios			
<b>Configuración</b>	6:1	<b>DTML(°C)</b>	29,72
<b>R</b>	0,66	<b>DTML<sub>corregida</sub>(°C)</b>	27,94
<b>P</b>	0,475360482	<b>U<sub>sup.</sub> (W/m<sup>2</sup>°C)</b>	900
<b>F<sub>gráfica</sub></b>	0,94	<b>Ao (m<sup>2</sup>)</b>	52,05
<b>Datos tubos</b>		<b>Cálculo tubos</b>	



$m_t$ (kg/s)	10,41	$A$ (m <sup>2</sup> )	0,22
$t_1$ (°C)	15	$S_{tubo}$ (m <sup>2</sup> )	0,00019
$t_2$ (°C)	45	$N_{teórico}$	237,79
$\rho_t$ (kg/m <sup>3</sup> )	1003,49	$N_t$	240
$\mu_t$ (kg/m s)	8,67E-04	$N_p$	6
$k_t$ (W/m °C)	0,616	$N_{pt}$	40
$Cp_t$ (J/kg °C)	4189,45	$S_{paso}$ (m <sup>2</sup> )	0,0077
$Q$ (J/s)	1308638,889	$v_{tubo}$ (m/s)	1,34
$L$ (m)	3,6576	<b>Cálculo carcasa y Baffles</b>	
$L_{efectiva}$ (m)	3,6076	$N_p$	1
$do$ (m)	0,01905	$K_1$	0,0402
$t$ (m)	0,00165	$n_1$	2,617
$di$ (m)	0,01575	$D_{haz\ tubos}$ (m)	0,526
<b>Datos carcasa</b>		$D_{haz\ carcasa}$ (m)	0,091
$m_s$ (kg/s)	1,73	$t$ (m)	0,0011
$T_1$ (°C)	78,11	$Di$ (m)	0,617
$T_2$ (°C)	58,42	$Do$ (m)	0,619
$\rho_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	479,9	$pt/Do$	1,25
$\mu_s$ (kg/m s)	4,84E-03	$pt$ (m)	0,024
$k_s$ (W/m °C)	9,14E-02	$l_b$ (m)	0,617
$Cp_s$ (J/kg °C)	1,73E+03	$N_{pantallas\ deflectoras}$	4
$Q$ (J/s)	1308638,889	$A_{ST}$ (m <sup>2</sup> )	0,076
$\lambda$ (kJ/kg)	756,51	<b>Baffle cut</b> (m)	0,154

Diseño funcional RG-201

El proceso para la manufactura de acetaldehído se hace a partir de la reacción de etileno y oxígeno en una solución acuosa de cloruro de paladio (II) y cloruro de cobre (II).

Para evitar la acumulación de oxalato de cobre y otros subproductos de alto peso molecular formados, se extrae continuamente una purga del líquido que sale del separador S-201, y poder ser regenerada aportando calor.

Esta purga se introduce en este intercambiador donde se calienta hasta 173°C por medio de vapor de servicio a 209,9°C, con el fin de descomponer estos subproductos que persisten en la solución de catalizador. Una vez regenerada se introduce de nuevo al reactor.

La solución de catalizador circulara por tubos calentándose hasta 173°C y por carcasa circulará el vapor deservicios el cual condensará debido al flujo de calor entre ambos.

Véase la siguiente tabla para las propiedades de los fluidos.

Tabla 11.6.2.9. Propiedades físicas de las corrientes de entrada y salida del RG-201

Propiedades	Carcasa ( vapor servicios)		Tubos ( proceso )	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Fase	V	L	L	L
Tª (°C)	209,9	180	120	173
P (N/m <sup>2</sup> )	1901300	1901300	911925	911925
Caudal másico (kg/h)	A determinar		5818,40	5818,40
ρ (kg/m <sup>3</sup> )	8,53	875,36	930,02	880,41
μ (kg/ms)	1,60E-05	1,49E-04	1,26E-04	5,34E-05
Cp (kJ/kg°C)	3,402	4,417	4,214	4,391
Conductividad (W/m°C)	1,035	0,676	0,687	0,680

En la siguiente tabla se detallan los datos y cálculos intermedios para el diseño del regenerador de configuración horizontal y circulación en contracorriente de los fluidos:

Tabla 11.6.2.10. Datos del diseño funcional del RG-201.

Datos y cálculos intermedios			
<b>Configuración</b>	6: 1	<b>DTML(°C)</b>	47,52
<b>R</b>	0,56	<b>DTML<sub>corregida</sub>(°C)</b>	43,95

<b>P</b>	0,59	<b>Usup. (W/m<sup>2</sup>°C)</b>	1000
<b>F<sub>gráfica</sub></b>	0,925	<b>Ao (m<sup>2</sup>)</b>	8,38
<b>Datos tubos</b>		<b>Cálculo tubos</b>	
<b>m<sub>t</sub> (kg/s)</b>	1,62	<b>A (m<sup>2</sup>)</b>	0,11
<b>t<sub>1</sub> (°C)</b>	120	<b>S<sub>tubo</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	0,00014
<b>t<sub>2</sub> (°C)</b>	173	<b>N<sub>teórico</sub></b>	73,74
<b>ρ<sub>t</sub> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	905,215	<b>N<sub>t</sub></b>	84
<b>μ<sub>t</sub> (kg/m s)</b>	8,99E-05	<b>N<sub>p</sub></b>	6
<b>k<sub>t</sub> (W/m °C)</b>	0,684	<b>N<sub>pt</sub></b>	12
<b>Cp<sub>t</sub> (J/kg °C)</b>	4302,49	<b>S<sub>paso</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	0,0018
<b>Q (J/s)</b>	368550,1874	<b>v<sub>tubo</sub> (m/s)</b>	1,01
<b>L (m)</b>	1,9	<b>Cálculo carcasa y Buffles</b>	
<b>L efectiva (m)</b>	1,85	<b>N<sub>p</sub></b>	1
<b>do (m)</b>	0,019	<b>K<sub>1</sub></b>	0,0743
<b>t (m)</b>	0,0028	<b>n<sub>1</sub></b>	2,499
<b>di (m)</b>	0,0135	<b>D<sub>haz tubos</sub> (m)</b>	0,301
<b>Datos carcasa</b>		<b>D<sub>haz carcasa</sub> (m)</b>	0,09
<b>m<sub>s</sub> (kg/s)</b>	0,18	<b>t (m)</b>	0,010
<b>T<sub>1</sub> (°C)</b>	209,9	<b>Di (m)</b>	0,391
<b>T<sub>2</sub> (°C)</b>	180	<b>Do (m)</b>	0,411
<b>ρ<sub>s</sub> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	441,9	<b>pt/Do</b>	1,25
<b>μ<sub>s</sub> (kg/m s)</b>	8,26E-05	<b>pt (m)</b>	0,024
<b>k<sub>s</sub> (W/m °C)</b>	8,56E-01	<b>l<sub>b</sub> (m)</b>	0,391
<b>Cp<sub>s</sub> (J/kg °C)</b>	3,91E+03	<b>N<sub>pantallas deflectoras</sub></b>	3
<b>Q (J/s)</b>	368550,1874	<b>A<sub>ST</sub> (m<sup>2</sup>)</b>	0,031
<b>λ (kJ/kg)</b>	1904,1	<b>Baffle cut (m)</b>	0,098

### 11.6.3. Diseño de ebullidores tipo caldera

En la parte inferior de las columnas de destilación se utiliza un calderín para la ebullición del líquido, tal y como se indica en la siguiente figura. El líquido procedente de la columna entra en el calderín por la base y, después de circular sobre los tubos, descarga por encima de un rebozadero. El vapor formado, juntamente con el líquido arrastrado, pasa desde la parte superior de la unidad hacia la columna. El líquido de salida puede circular por gravedad o por circulación forzada.

En el equipo se incorporan dispositivos para permitir la dilatación de los tubos mediante tubos acotados tal y como se indica en la figura 7.43 del Coulson Volumen I.

Véase la siguiente figura:

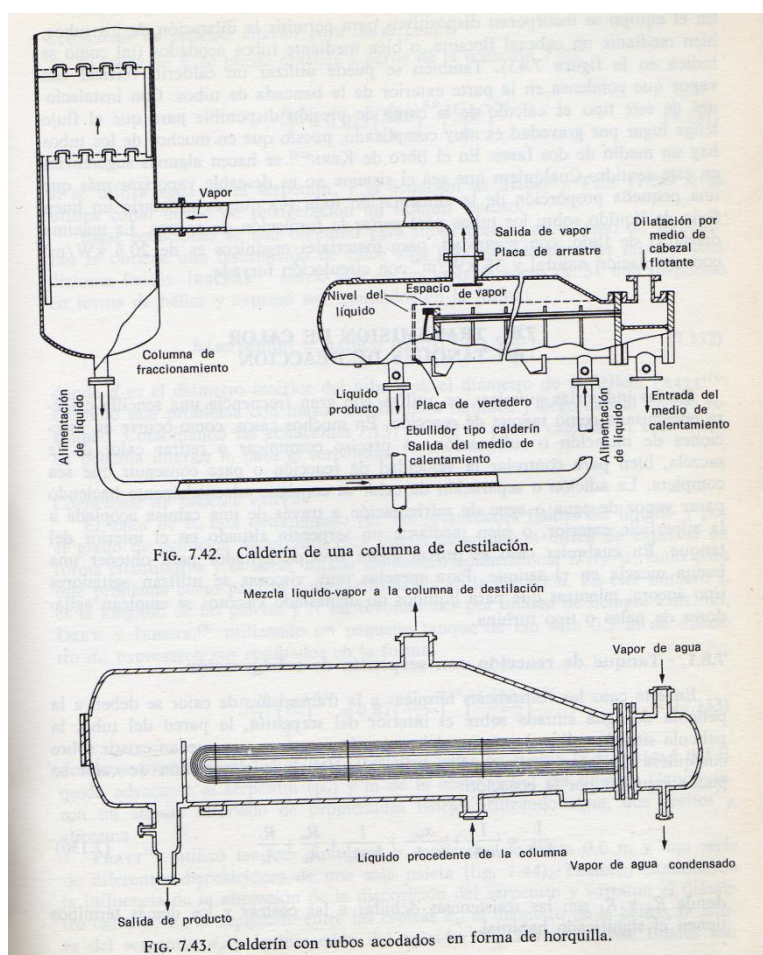


Figura 11.6.3.1. Ebullidores tipo caldera

Diseño funcional

Se sigue el método de Kern con las siguientes consideraciones:

- El diseño está basado en datos para ebullición nucleada.
- El fluido de proceso, en fase líquida, circulará por carcasa y experimentará parcialmente un cambio de fase.
- El fluido calefactor seleccionado es el vapor de servicio y circulará por tubos. Después de su utilización, también experimentará un cambio de fase, condensará totalmente.

Las modificaciones en el método de Kern que se han tenido en cuenta para el diseño son:

- En el balance de energía hay que añadir el termino referido al calor latente del fluido condensado, el vapor de agua:

$$m_{\text{vapor}} \cdot C_{p_{\text{vapor}}} \cdot (T_1 - T_2)_{\text{vapor}} + m_{\text{vapor}} \cdot \lambda_{\text{vapor}} = m_{\text{proceso}, L} \cdot C_{p_{\text{proceso}}} \cdot (T_2 - T_1)_{\text{proceso}} + m_{\text{proceso}, v} \cdot \lambda_{\text{proceso}}$$

Hay que considerar un 5% de pérdidas, por tanto:

$$Q' = 1,05 \cdot Q$$

- Para el cálculo del coeficiente individual del lado de carcasa se utiliza la ecuación propuesta por Mortinski:

$$h_s = 0,109 \cdot P_c^{0,69} \cdot q^{0,7} \cdot \left(1,8 \cdot \left(\frac{P}{P_c}\right)^{0,17} \cdot 4 \cdot \left(\frac{P}{P_c}\right)^{1,2} + 10 \cdot \left(\frac{P}{P_c}\right)^{10}\right)$$

Donde:

P<sub>c</sub>: presión crítica (bar)

P: presión de operación (bar)

q: flujo de calor (W/m<sup>2</sup>); q=Q/A

- El diámetro de carcasa requerido es función del flujo de calor:

Tabla 11.6.3.1. Diámetro de carcasa requerido

Q/A (W/m <sup>2</sup> )	Ds/Db
25000	1,2/1,5
25000-40000	1,4/1,8
40000	1,7/2

El espacio entre el líquido y la carcasa ha de ser >0,25.

- Se tendrá que tener en comprobar el flujo de calor máximo, que se determina con la siguiente ecuación:

$$q_{max} = Kb \cdot \left( \frac{pitch}{de} \right) \cdot \left( \frac{\lambda_{proceso}}{n^2 \text{ tubos}^{0,5}} \right) \cdot (\sigma \cdot g \cdot (\rho_L - \rho_V) \cdot \rho_V)^2)^{(1/4)}$$

Donde Kb depende del pitch elegido:

Kb tiene un valor de 0,41 para pitch triangular y 0,44 para pitch cuadrado.

- Para evitar un arrastre excesivo la velocidad máxima en la superficie del líquido se ha de comprobar con la siguiente expresión:

$$v_{max} < 0,2 \cdot \left( \frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0,5}$$

A continuación se detalla el diseño funcional para los dos ebullicores que hay en la planta, siguiendo el procedimiento anteriormente explicado.

#### Diseño funcional CA-401

El fluido de proceso que circula por carcasa es el agua residual que se obtiene por colas de la columna de destilación CA-401, de la cual una parte se vaporiza para ser introducida nuevamente en la columna y la parte no vaporizada se usará en el proceso, sacando una purga para ser tratada como ya se ha explicado anteriormente.

Para realizar esta ebullición del agua residual obtenida se hace circular por tubos vapor de servicio a 209,9°C.

Las propiedades de los fluidos se detallan en la siguiente tabla:

Tabla 11.6.3.2. Propiedades físicas de las corrientes de entrada y salida del CA-401

Propiedades	Carcasa ( proceso)			Tubos (vapor servicio )	
	Entrada	Salida		Entrada	Salida
Fase	L	V	L	V	L
T <sup>a</sup> (°C)	99,997	99,997	99,997	209,9	160
P (N/m <sup>2</sup> )	101325	101325	101325	1901300	1901300
Caudal másico (kg/h)	228861,08	42262,55	186598,5	A determinar	
$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	947,9	0,5886	947,89	8,53	895,15
$\mu$ (kg/ms)	2,79E-04	1,21E-05	2,79E-04	1,60E-05	1,69E-04
Cp (kJ/kg°C)	4,197	2,125	4,198	3,402	4,339
Conductividad (W/m°C)	6,81E-01	2,48E-02	6,81E-01	6,58E-01	1,184

En la siguiente tabla se resumen los datos y cálculos intermedios para el diseño de este calderín teniendo en cuenta configuración horizontal y circulación en contracorriente de los fluidos:

Tabla 11.6.3.3. Datos del diseño funcional del CA-401.

Datos y cálculos intermedios			
Configuración	1: 1	DTML(°C)	82,45
R	0,00	DTML <sub>corregida</sub> (°C)	82,45
P	0,454036741	Usup. (W/m <sup>2</sup> °C)	1250
F <sub>gráfica</sub>	1	Ao (m <sup>2</sup> )	269,80
Flux de calor (W/m <sup>2</sup> )		103064,49	
Datos tubos		Cálculo tubos	
m <sub>t</sub> (kg/s)	13,41	A (m <sup>2</sup> )	0,32
t <sub>1</sub> (°C)	209,9	S <sub>tubo</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00008
t <sub>2</sub> (°C)	160	N <sub>teórico</sub>	855,70
$\rho_t$ (kg/m <sup>3</sup> )	451,8392	N <sub>t</sub>	856

$\mu_t$ (kg/m s)	9,25E-05	$N_p$	1
$k_t$ (W/m °C)	0,921	$N_{pt}$	856
$Cp_t$ (J/kg °C)	3870,55	$S_{paso}$ (m <sup>2</sup> )	0,0719
$Q$ (J/s)	27806625	$v_{tubo}$ (m/s)	0,41
$L$ (m)	6,32	<b>Cálculo carcasa y Baffles</b>	
$L_{efectiva}$ (m)	6,27	$N_p$	1
$do$ (m)	0,01588	$K_1$	0,156
$t$ (m)	0,00277	$n_1$	2,291
$di$ (m)	0,01034	$D_{haz\ tubos}$ (m)	0,681
<b>Datos carcasa</b>		$D_{haz\ carcasa}$ (m)	0,014
$m_s$ (kg/s)	63,57	$t$ (m)	0,0011
$T_1$ (°C)	99,997	$Di$ (m)	1,157
$T_2$ (°C)	99,997	$Do$ (m)	1,159
$\rho_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	632,1	$pt/Do$	1,25
$\mu_s$ (kg/m s)	1,90E-04	$pt$ (m)	0,024
$k_s$ (W/m °C)	4,62E-01	$l_b$ (m)	1,157
$Cp_s$ (J/kg °C)	3,51E+03	$N_{pantallas\ deflectoras}$	4
$Q$ (J/s)	27806625	$A_{ST}$ (m <sup>2</sup> )	0,446
$\lambda$ (kJ/kg)	1904,1	<b>Baffle cut</b> (m)	0,289

### Diseño funcional CA-402

El fluido de proceso que circula por carcasa es el agua residual que se obtiene por colas de la columna de destilación CA-402, de la cual una parte se vaporiza para ser introducida nuevamente a la columna y la parte no vaporizada se lleva a tratamiento.

Para realizar esta ebullición del agua residual obtenida se hace circular por tubos vapor de servicio a 209,9°C.

Las propiedades de los fluidos se detallan en la siguiente tabla:



Tabla 11.6.3.4. Propiedades físicas de las corrientes de entrada y salida del CA-402

Propiedades	Carcasa ( proceso)			Tubos (vapor servicio )	
	Entrada	Salida		Entrada	Salida
Fase	L	V	L	V	L
Tª (°C)	99,996	99,996	99,996	209,9	180
P (N/m <sup>2</sup> )	101325	101325	101325	1901300	1901300
Caudal másico (kg/h)	6770	2159	4611	A determinar	
ρ (kg/m <sup>3</sup> )	947,9	0,58864	947,9	8,53	875,36
μ (kg/ms)	2,79E-04	1,21E-05	2,79E-04	1,60E-05	1,49E-04
Cp (kJ/kg°C)	4,197	2,125	4,198	3,402	4,417

En la siguiente tabla se resumen los datos y cálculos intermedios para el diseño de este calderín teniendo en cuenta configuración horizontal y circulación en contracorriente de los fluidos:

Tabla 11.6.3.5. Datos del diseño funcional del CA-402.

Datos y cálculos intermedios			
Configuración	1: 1	DTML(°C)	94,16
R	0,00	DTML <sub>corregida</sub> (°C)	94,16
P	0,272055612	Usup. (W/m <sup>2</sup> °C)	1000
F <sub>gráfica</sub>	1	Ao (m <sup>2</sup> )	15,08
Flux de calor (W/m <sup>2</sup> )		103064,49	
Datos tubos		Cálculo tubos	
m <sub>t</sub> (kg/s)	0,71	A (m <sup>2</sup> )	0,15
t <sub>1</sub> (°C)	209,9	S <sub>tubo</sub> (m <sup>2</sup> )	0,00014
t <sub>2</sub> (°C)	180	N <sub>teórico</sub>	103,29
ρ <sub>t</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	441,9442	N <sub>t</sub>	104
μ <sub>t</sub> (kg/m s)	8,26E-05	N <sub>p</sub>	1

$k_t$ (W/m °C)	0,667	$N_{pt}$	103
$Cp_t$ (J/kg °C)	3909,52	$S_{paso}$ (m <sup>2</sup> )	0,0148
$Q$ (J/s)	1420241,667	$v_{tubo}$ (m/s)	0,11
$L$ (m)	2,44	<b>Cálculo carcasa y Baffles</b>	
$L_{efectiva}$ (m)	2,39	$N_p$	1
$do$ (m)	0,01905	$K_1$	0,215
$t$ (m)	0,00277	$n_1$	2,207
$di$ (m)	0,01351	$D_{haz\ tubos}$ (m)	0,313
<b>Datos carcasa</b>		$D_{haz\ carcasa}$ (m)	0,011
$m_s$ (kg/s)	1,88	$t$ (m)	0,0011
$T_1$ (°C)	99,996	$Di$ (m)	0,531
$T_2$ (°C)	99,996	$Do$ (m)	0,534
$\rho_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	632,1	$pt/Do$	1,25
$\mu_s$ (kg/m s)	1,90E-04	$pt$ (m)	0,029
$k_s$ (W/m °C)	4,62E-01	$l_b$ (m)	0,531
$Cp_s$ (J/kg °C)	3,51E+03	$N_{pantallas\ deflectoras}$	3
$Q$ (J/s)	1420241,667	$A_{ST}$ (m <sup>2</sup> )	0,094
$\lambda$ (kJ/kg)	1904,1	<b>Baffle cut</b> (m)	0,133

### Diseño funcional CA-402

El material escogido para estos equipos es el AISI 304, excepto para el regenerador RG-201 el material del cual es AISI 317L las propiedades del cual se especifican en el diseño del reactor R-201 en el apartado de manuales de cálculo, se escoge el AISI 304 ya que resiste tanto a la corrosión y soporta elevadas temperaturas. También se ha tenido en cuenta cual era el material que da menor coste en la vida útil de la planta, la contaminación y la seguridad en el proceso.

Se trata de un acero inoxidable de alta aleación, de tipo austenítico (ya que contiene más del 7% de Ni) y cuya composición es del 0,08% en carbono, 1% en silicio, 2% en manganeso, 18%

en cromo, 8% en níquel y 2,25-3% en molibdeno. Los aceros inoxidables proporcionan una buena combinación de resistencia a la corrosión y de las propiedades de fabricación.

#### Presión y temperatura de diseño.

En primer lugar, antes de proceder al cálculo de los grosores de las diferentes estructuras que componen un intercambiador es preciso definir una temperatura y presión de diseño.

Para el cálculo de la temperatura de diseño se aplica la siguiente fórmula:

$$T_d (^\circ\text{C}) = (T_{\text{max op.}} + 10\%)$$

Y para la presión de diseño:

$$P_d (\text{atm}) = P_{\text{trabajo}} \geq 1,1 \text{ Presión máxima de operación (atm)}$$

La tensión máxima admisible depende de las características del material y del coeficiente de seguridad, que a su vez depende de la temperatura, y su valor se obtiene de tablas.

El material de diseño es AISI 304 y para el regenerador (RG-201) el material es el AISI 317L.

Para este último el stress es de 2050 bars.

Para obtener el stress del material AISI 304 a la temperatura deseada se procede a graficar los valores de la siguiente tabla para poder hacer una regresión y a partir de la ecuación obtenida se podrá obtener el stress del material a esa temperatura, el stress del material en el rango de temperaturas de 0-50°C es constante y tiene un valor de 1600 bar.

Tabla 11.6.3.6. Stress del AISI 304 a diferentes temperaturas.

AISI304										
T (°C)	50	100	150	200	250	300	350	400	450	500
S (bar)	1650	1450	1300	1150	1100	1050	1000	1000	950	900

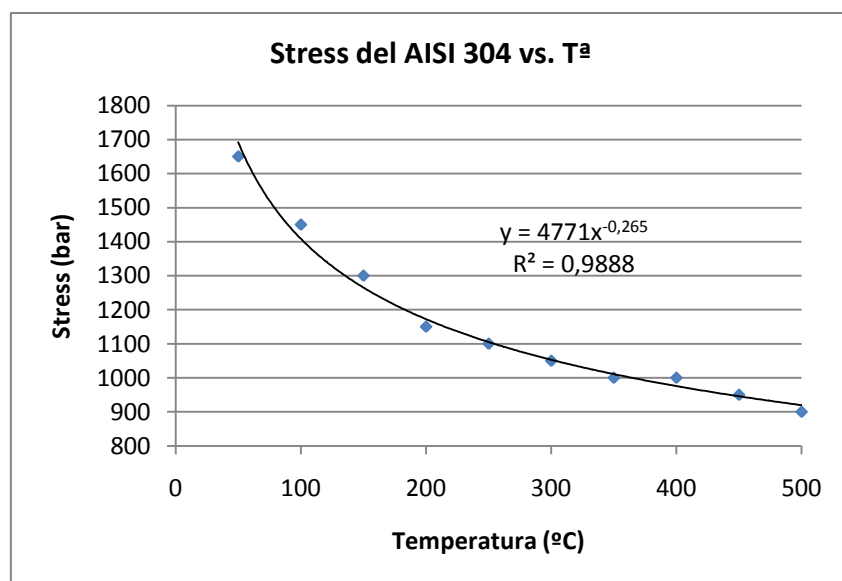


Figura 11.6.3.2. Regresión del stress en función de la temperatura.

Por lo tanto, se obtiene que:

$$S \text{ (bar)} = 4771 \cdot T^{-0,265}$$

#### Cálculo de los grosores.

El tipo de material determinará el sobreespesor de corrosión. Este se asocia con el máximo espesor corroído durante diez años y para el AISI 304 es de 3,2 mm en condiciones severas.

Para el cálculo de los grosores, se sigue la normativa ASME, si la presión de trabajo en los tubos es superior a la presión de la carcasa, se calcula el grosor de los tubos teniendo en cuenta la presión interna. En caso contrario se calcula teniendo en cuenta la presión externa. De igual manera, si la presión en el exterior (presión atmosférica) es superior a la presión de trabajo en la carcasa, el grosor de esta se calcula con la presión externa y con la presión interna en caso contrario.

Para las condiciones de operación en esta planta el cálculo se hará teniendo en cuenta la presión interna, para los grosores de los tubos se tendrán en cuenta los grosores estandarizados citados anteriormente.

Para los grosores de la coraza y los cabezales (para simplificar los cálculos supondremos dos cabezales toriesféricos), se aplica la siguiente fórmula:

$$t_s = \frac{P_{s,d} \cdot D_s}{2 \cdot (S \cdot E - 0,6 \cdot P_{s,d})} + C_1 + C_2$$

Donde:

- $P_d$  : presión de diseño (bar)
- $D_s$  : diámetro interno de la carcasa (mm)
- $S$ : La tensión máxima admisible del material (bar)
- $E$ : eficacia de soldaduras (radiografiado parcial de soldadura doble 0,85)
- Al valor obtenido se le suma un 10% por defecto de construcción ( $C_2$ ) y 1 mm de corrosión ( $C_1$ ).

La eficacia de soldadura es un factor que reduce la tensión máxima admisible y puede ser  $E=0,85$  (considerado para los cálculos) para radiografiado por puntos y  $E=1$  para el radiografiado total.

#### Cálculo del peso del equipo

Una vez se tienen los valores de los espesores de la coraza y los tubos se procede al cálculo del peso del equipo:

Para el peso del equipo vacío primero se calcula la masa de la pared del equipo y después la del fondo, mediante las dimensiones y la densidad del material:

- El peso de la coraza se calcula de la siguiente forma:

$$P_{coraza} = \pi \cdot D_s \cdot L \cdot t \cdot \rho_{material}$$

Donde:

$D_s$ =diámetro en coraza (m)

$L$ : longitud de la coraza (m)

$t$ : espesor de la coraza (m)

$\rho$ : densidad del material

- Para el peso de los cabezales se supone que los dos cabezales son toriesféricos, siendo uno de ellos planos, para poder simplificar los cálculos. La ecuación utilizada es la siguiente;

$$P_{cabezales} = \frac{\pi}{12} \cdot [D_{o,s}^3 - D_i^3] \cdot \rho_{material}$$

Donde:

$D_{os}$ : Diámetro externo de la coraza (m)

$D_i$ : Diámetro interno de la coraza (m)

- Para completar el peso del equipo vacío también hay que tener en cuenta el peso de los tubos, que se calcula de la siguiente forma:

$$P_{tubos} = \pi \cdot D_i \cdot \Delta x \cdot L \cdot N_t \cdot \rho_{material}$$

Donde:

$D_i$ : diámetro interno del tubo (m)

$\Delta x$ : espesor del tubo (m)

$L$ : longitud de los tubos (m)

$N_t$ : número de tubos

De manera que el peso del equipo vacío será el sumatorio entre la masa de la coraza, la de los fondos y la de los tubos.

A continuación, se calcula el peso del equipo en operación:

- Peso en operación de la coraza:

$$P_{op\ coraza} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_i^3 \cdot L \cdot \rho_{fluido}) + P_{coraza\ vacio}$$

- Para el peso de los tubos en operación:

$$P_{op\ tubos} = (D_i^3 \cdot \rho_{fluido}) + P_{tubos\ vacio}$$

De manera que el peso del equipo en operación:

$$P_{op} = P_{op\ coraza} + P_{op\ tubos} + P_{cabezales}$$

Por último se calculará también el peso del equipo con agua:

- Peso con agua de la coraza:

$$P_{coraza} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_i^3 \cdot L \cdot \rho_{agua}) + P_{coraza\ vacio}$$

- Para el peso de los tubos con agua:

$$P_{tubos} = (D_i^3 \cdot \rho_{agua}) + P_{tubos\ vacio}$$

De manera que el peso del equipo con agua:

$$P_{agua} = P_{coraza} + P_{tubos} + P_{cabezales}$$

A continuación se detallan los resultados del diseño mecánico de los intercambiadores de carcasa y tubos así como también del peso de los intercambiadores que se encuentran en la planta:

Tabla 11.6.3.7. Resultados del diseño mecánico de todos los intercambiadores.

ITEM	T <sub>op</sub> (°C)	T <sub>d</sub> (°C)	P <sub>op</sub> (bar)	P <sub>d</sub> (bar)	D (m)	S (bar)	t <sub>s</sub> (mm)	Peso carcasa (kg)	Peso tubos (kg)	Peso cabezales (kg)	Peso total vacío (kg)
I-301	15	65	3,03975	5,06625	0,938	1654,30	3	168,50	5166,27	16,22	5350,98
I-401	28,234	38,234	1,01325	3,03975	0,925	1650	3	166,11	2522,73	10,50	2699,34
I-402	31,483	41,483	1,01325	3,03975	0,710	1650	2	63,74	1494,75	6,19	1564,68
I-403	15	25	1,01325	3,03975	0,8466	1650	2	76,02	2819,99	8,80	2904,80
CN-201	110	121	3,03975	5,06625	0,617	1338,66	2	60,96	1091,62	5,14	1157,73
CN-202	107,36	118,096	1,01325	3,03975	0,786	1347,31	2	77,66	1958,74	8,35	2044,76
CN-401	20,79	22,869	1,01325	3,03975	1,355	2081,66	2	133,89	10475,54	24,81	10634,24
CN-402	78,11	85,921	1,01325	3,03975	0,617	1465,79	2	61,03	553,85	5,16	620,04
CA-401	99,997	109,997	1,01325	3,03975	1,157	1373	3	269,28	3002,87	24,68	3296,73
CA-402	99,996	109,996	1,01325	3,03975	0,359	1372,92	2	220,10	1,75	239,63	461,49
RG-201	209,9	230,89	19,013	21,0395	0,391	2050	10	20,69	132,22	2,14	155,04

Tabla 11.6.3.8. Resultados del diseño mecánico de todos los intercambiadores.

ITEM	Peso carcasa operación (kg)	Peso tubos operación (kg)	Peso total operación (kg)	Peso carcasa agua (kg)	Peso tubos agua (kg)	Peso total agua (kg)
I-301	3551,60	5166,35	14068,94	3539,84	5166,35	14057,17
I-401	3486,88	2522,97	8709,19	3442,49	2522,95	8664,78
I-402	1501,29	1494,94	4560,91	1511,41	1494,92	4571,01
I-403	2143,36	2820,07	7868,23	2136,17	2820,07	7861,04
CN-201	403,69	1091,77	2653,19	60,96	1091,77	2310,46
CN-202	659,35	1958,85	4662,96	1852,34	1958,85	5855,95
CN-401	3551,58	10475,73	24661,55	8928,40	10475,71	30038,36
CN-402	936,62	554,05	2110,70	1155,65	554,05	2329,73
CA-401	4471,21	3003,05	10770,98	6916,73	3385,14	13598,49
CA-402	665,71	146,82	2052,56	1780,8	158,8	3179,34
RG-201	121,69	132,35	409,08	249,22	132,36	536,63

Donde:

- $T_{op}$ : Temperatura máxima de operación (°C)
- $T_d$ : Temperatura de diseño (°C)
- $P_{op}$ : Presión de operación (bar)
- $P_d$ : Presión de diseño (bar)
- $D$ : diámetro de carcasa (m)
- $S$ : carga admisible del material en carcasa (bar)
- $t_s$ : grosor en carcasa (mm)

#### Aislamiento de los equipos

Los intercambiadores cuyas superficies externas se encuentren a más de 50°C o a temperaturas inferiores a 5°C estarán aislados por seguridad y evitar accidentes con el personal, a continuación se adjunta una tabla con el tipo de aislante y su espesor para estos equipos:

Tabla 11.6.3.8. Resultados del cálculo del aislante

	CA-401	CA-402	CN-201	CN-202	CN-402
Temperatura fluido interior (°C)	209	209	120	80	60
Temperatura ambiente exterior (°C)	25	25	25	25	25
Altura pared (m)	4,88	1,83	3,66	3,66	3,66
Temperatura superficie exterior revestimiento (°C)	40	40	40	40	40
Revestiminiento exterior	acero austenítico	acero austenítico	acero austenítico	acero austenítico	acero austenítico
Aislamiento	Manta spintex 342-G-125	Manta spintex 342-G-125	Manta spintex 342-G-125	Manta spintex 342-G-125	Manta spintex 342-G-125
Espesor teórico (mm)	100	100	50	20	10
Espesor recomendado ISOVER (mm)	110	110	50	30	10



Para estos equipos se ha utilizado el aislante Manta SPINTEX 342-G-125 las características de la cual se detallan a continuación:

– **Descripción**

Manta de lana de roca con malla metálica de acero galvanizado por su cara exterior. Pueden incorporarse otros soportes a petición (velo, lámina de aluminio, etc.).

– **Aplicaciones**

Aislamiento térmico:

- Equipos en general.
- Tuberías de gran diámetro.
- Hornos.
- Calderas.
- Transporte de fluidos.

– **Dimensiones**

Espesor (mm)	Largo (m)	Ancho (m)
30	8,00	1,00
40	6,00	1,00
50, 60, 70	4,00	1,00
80, 100	2,50	1,00

\*También en anchos de 1,20m. Consultar.

– **Reacción al fuego**

Clasificación M0 (no combustible). Según UNE 23.727.

No combustible según B.S.

– **Temperatura límite de empleo**

750 °C en régimen continuo.

– **Comportamiento al agua**

No hidrófilo.

– **Dilatación y contracción**

Material totalmente estable.

– **Corrosión**

No corrosivo.

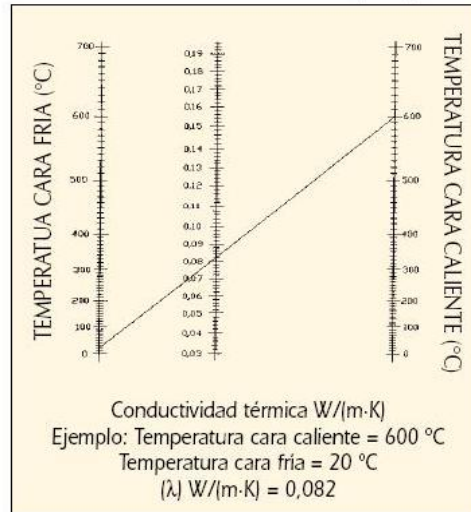
Según norma ASTM C-795, C-871.

Según Regulatory Guide 1:36.

- **Densidad aproximada**

125 kg/m<sup>3</sup>.

- **Conductividad térmica (W/mK)**



## 11.7. Bombas, compresores y ventiladores

### 11.7.1 Elección de la bomba

Para la selección de la bomba es preciso conocer los siguientes parámetros, definidos en el siguiente apartado (diseño funcional):

- La carga total (m)
- La potencia necesaria (kW)

Se elige la bomba que nos ofrece el fabricante siguiendo los siguientes criterios:

- Seleccionar una bomba con un rendimiento elevado para el caudal que se precisa impulsar.
- Que la bomba pueda suministrar la potencia requerida para vencer las pérdidas de carga existentes.

Se ha escogido la casa ITUR como suministradora de bombas, ya que ofrecen un amplio rango de caudales de trabajo.

Para la elección correcta de la bomba en el catálogo, primero hay que seleccionar el tipo de bomba en función del tipo de fluido, la temperatura y el caudal a impulsar. Seguidamente en función del caudal y la carga total se escoge un modelo que será capaz de aportar esa energía mínima al fluido para poder superar las pérdidas por fricción y la diferencia de altura, si es el caso y llegar al punto final.

Esta bomba tendrá un consumo de potencia que será el que tendrá que suministrarle la red eléctrica.

#### Diseño funcional

##### *Balance de energía mecánica.*

En primer lugar se plantea el balance de energía mecánica entre dos puntos de la tubería para poder determinar la potencia necesaria de la bomba, teniendo en cuenta las presiones inicial y final de la tubería y las pérdidas de carga que padece el fluido en ese tramo:

$$\frac{w}{m} = \left( \frac{P_1 - P_2}{\rho_1 - \rho_2} \right) + g \cdot (\Delta z) + \left( \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot \alpha} \right) + \sum e_v$$

Donde:

- $P_1$ : Presión inicial del fluido (Pa)
- $P_2$ : Presión final del fluido (Pa)
- $\rho$ : densidad del fluido ( $\text{kg/m}^3$ )
- $\Delta z$ : diferencia de altura que tiene que superar la bomba (m)
- $v_1$ : velocidad a la que circula el fluido inicialmente (m/s)
- $v_2$ : velocidad a la que circula el fluido una vez ha sido impulsado por la bomba (m/s)
- $\alpha$ : es 1 para régimen turbulento
- $\frac{w}{m}$ :  $\hat{w}$ : potencia por unidad de masa de la bomba (J/kg)
- $e_v$ : pérdidas de energía mecánica debidas a la fricción (J/kg)

Para poder realizar el balance de energía mecánica es preciso determinar las pérdidas de carga, es decir, las pérdidas debidas a la fricción.

Estas pérdidas se calcularán a partir de las pérdidas en los tramos rectos y las pérdidas debidas a los accidentes que encontramos en la tubería:

$$e_v = (e_v)_{rectos} + (e_v)_{accidentes} \quad \left[ \frac{J}{kg} \right]$$

a) Pérdidas por fricción en tramos rectos:

Para el cálculo de estas pérdidas se usa la ecuación de Fanning:

$$(e_v)_{rectos} = 2 \cdot f \cdot \left( \frac{L}{D} \right) \cdot v^2$$

Donde:

- L: longitud de la tubería (m)
- D: diámetro de la tubería (m)
- f: factor de fanning (adimensional)

Para determinar el factor de Fanning se utiliza el Ábaco de Moody, ver figura 11.7.1.1, a partir de:

- Reynolds,  $Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu}$  es función de la densidad, la viscosidad y la velocidad del fluido y del diámetro interno de la tubería.

- $(\varepsilon/D)$ : rugosidad relativa de la tubería donde la rugosidad para el acero AISI 304 es 0,000046

Leyendo en el Ábaco de Moody obtenemos el factor de Darcy, que es 4 veces el factor de Fanning:

$$f_D = 4 \cdot f_F$$

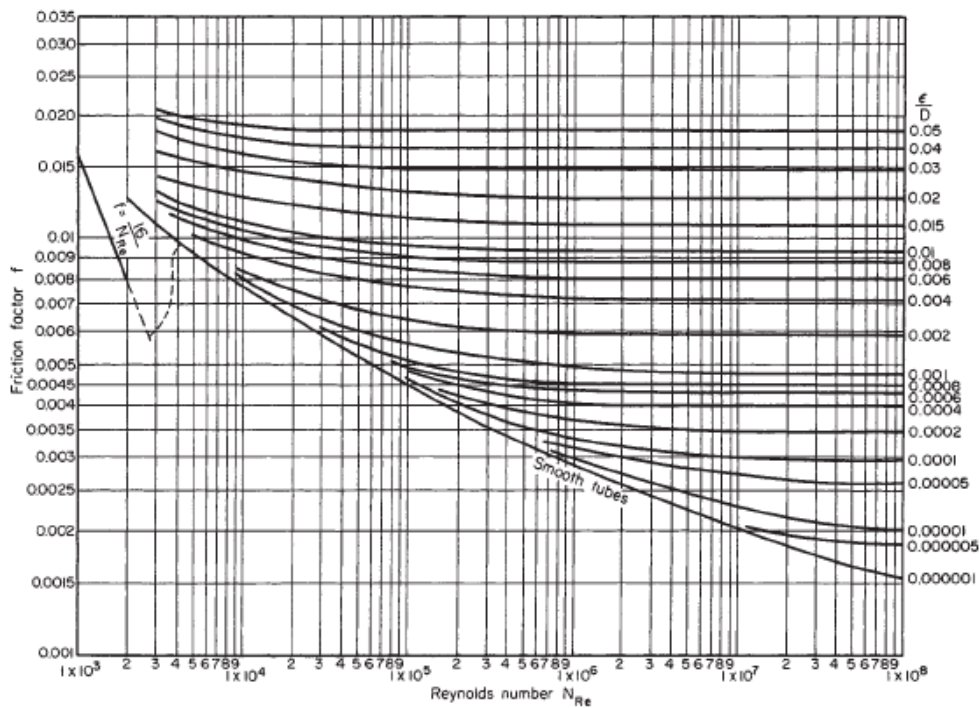


FIG. 6-9 Fanning Friction Factors. Reynolds number  $Re = DV\rho/\mu$ , where  $D$  = pipe diameter,  $V$  = velocity,  $\rho$  = fluid density, and  $\mu$  = fluid viscosity. (Based on Moody, Trans. ASME, 66, 671 [1944].)

Figura 1.7.1.1. Ábaco de Moody

b) Pérdidas por fricción en accidentes:

Estas pérdidas se obtienen a través de aplicar el método de las K, el cual da una constante para cada tipo de accidente que podemos encontrar en una tubería y pudiendo calcular las pérdidas causadas por estos de la siguiente manera:

$$(e_v)_{accidentes} = \sum k \cdot \frac{v^2}{2}$$

Donde:

- k: coeficiente de fricción correspondiente a cada tipo de accidente, en la planta a desarrollar encontramos los siguientes accidentes:

Tabla 1.7.1.1. Coeficientes de fricción por accidente

<b>válvula bola 40º</b>	17,3
<b>T (bifurcación cerrada)</b>	0,4
<b>válvula mariposa 40º</b>	10,8
<b>válvula retención (disco)</b>	10
<b>codo estándar 90º</b>	0,75

Una vez se tienen las pérdidas por fricción debido a los tramos rectos y a los accidentes se pueden obtener las pérdidas totales, tal y como se ha indicado al principio.

*Carga total, h*

Es la diferencia entre la energía que tiene el fluido en llegar a la zona de aspiración y la energía que hay que suministrarle al fluido para que pueda llegar al punto final deseado.

$$h = \frac{\hat{w}}{g} \quad [m]$$

*Potencia (W)*

La potencia total necesaria para que el fluido que impulsa la bomba supere pérdidas de carga se calcula mediante la siguiente expresión:

$$w_{teórica} = \hat{w} \cdot m \quad \left[ \frac{J}{s} \right]$$

Habría que tener en cuenta que no toda la energía que llega a una bomba es captada por el fluido, una parte se disipa. Por ello es necesario tener en cuenta el rendimiento de cada bomba. Este se puede calcular por medio de la siguiente fórmula:

$$w_{real} = \frac{w_{teórica}}{\eta}$$

### 11.7.2. Diseño de ventiladores y compresores

#### Diseño funcional

En el caso de desplazar fluidos compresibles, es decir, la pérdida de fricción de la circulación del fluido provoca una variación de la densidad del 10%, se utilizan compresores, ventiladores o soplantes dependiendo de la diferencia de presiones entre la entrada y la salida del equipo, es decir, en función de la relación de compresión:

- Ventiladores:  $P_2/P_1 < 1,1$
- Soplantes:  $1,1 < P_2/P_1 < 3$
- Compresores:  $P_2/P_1 > 3$

En este proyecto, según la relación de compresión que se tiene, se trabaja con ventiladores y compresores.

#### Diseño funcional de ventiladores.

Los ventiladores son equipos que permiten producir un pequeño incremento de la presión sobre los fluidos, como es el caso del V-801, en el cual se precisa impulsar aire atmosférico hasta el I-802 para enfriar los gases de la salida del reactor de oxidación catalítica R-801.

Para calcular la potencia del ventilador que impulsa el aire se sigue la siguiente fórmula, teniendo en cuenta que al tener una relación de compresión tan pequeña se considera el fluido como si fuese incompresible, ya que al no haber un cambio significativo de la densidad entre la entrada y la salida:

$$w_{teórica} = \frac{P_2 - P_1}{\rho} \cdot m$$

Donde:

- $P_2 - P_1$  : La diferencia de presiones entre la entrada y la salida ( $0,1 \text{ kg/m}^2$ )
- $m$ : caudal másico ( $9941,4 \text{ kg/s}$ )
- $w_{teórica}$  : potencia teórica ( $831,4 \text{ kW}$ )

Diseño funcional de compresores.

Los compresores son equipos que permiten aumentar la presión de los fluidos compresibles (gases, vapores). La energía eléctrica se convierte en mecánica y esta impulsa el fluido a una velocidad y presión determinadas.

Aunque los compresores son equipos que desplazan fluidos de la misma forma que las bombas, los compresores a diferencia de las bombas aumentan la presión del fluido y por lo tanto también la temperatura, a la vez que le varían la densidad al fluido y como:

$$v = \frac{m}{A} \cdot \delta$$

Donde:

- m: caudal másico (kg/s), constante
- A: área de paso (m<sup>2</sup>), constante
- $\delta$ : volumen específico (m<sup>3</sup>/kg)

Al variar la densidad también variará la velocidad del fluido.

Existen cuatro tipos de compresión en función de la circulación del fluido; isoterma, politrópica, adiabática y por etapas. En este proyecto para el CO-201, se considera la adiabática ya que el tramo de tubería se encuentra aislado y la razón de compresión es inferior a cinco (por lo tanto no se precisa la compresión por etapas). La finalidad de este compresor es comprimir la corriente gaseosa que contiene la recirculación de los reactivos, proveniente de la columna de absorción AB-201, a 3 atmósferas para poder ser mezclada con la entrada nueva de reactivo y posteriormente al reactor, R-201, que opera a 3 atmósferas.

Para el cálculo de la potencia del compresor se tiene en cuenta las siguientes consideraciones:

- $P \cdot \delta^\gamma$ : es constante

De manera que la potencia de carga teórica del compresor se calcula de la siguiente forma:

$$\frac{w}{m} = \left( \frac{\gamma}{\gamma - 1} \right) \cdot \left( \frac{Z \cdot R \cdot T_s}{M} \right) \cdot \left( r^{\gamma/\gamma - 1} - 1 \right)$$

Donde:

- $\gamma = C_p/C_v = 1,2797$
- Z: factor de compresibilidad (1)



- R: constante de gases (8,341 J/K·mol)
- r:relación de compresión (3)
- $T_s$  : temperatura en la zona de la succión (278,2856 K)
- m: caudal másico (15426 kg/s)
- M: peso molecular (29,363 g/mol)

De manera que la potencia de carga del compresor es de:

$$w_{\text{teórico}} = 54754,3 \text{ J/s}$$

Una vez calculada la potencia de carga se calcula la potencia real del compresor , teniendo un rendimiento del 75%:

$$w_{\text{real}} = \frac{w_{\text{teórica}}}{\eta}$$

$$w_{\text{real}} = 68442,9 \text{ J/s}$$

## 11.8 Equipos de servicio de la planta

### 11.8.1 Chillers

#### 11.8.1.1 Chillers para agua glicolada

Es necesaria la instalación de uno o varios grupos de frío en el área de servicios para enfriar las corrientes de agua glicolada que se utilizan en el proceso.

El objetivo de estos chillers es enfriar la temperatura del agua glicolada (30% de etilenglicol) desde -5°C hasta -13°C, siendo el salto térmico de 8 °C.

Los equipos en los cuales se utiliza este fluido y los caudales necesarios del mismo se muestran en la siguiente tabla 1.8.1.1.1.

Tabla 1.8.1.1.1. Necesidades de agua glicolada en el proceso.

EQUIPO	CAUDALES (kg/h)	CAUDAL (kg/s)
CN-401	15680412	435,67
I-401	615945,66	171,10
I-402	320000	88,88
Media Caña T-801/812	90099,81	25,03

Se calcula la potencia frigorífica necesaria para enfriar estas corrientes mediante la siguiente ecuación:

$$P_{\text{frigorífica}} = m_{\text{fluidorefrigerante}} \cdot C_{p_{\text{fluidorefrigerante}}} \cdot (T_{\text{salidafluidorefrigerante}} - T_{\text{entradafluidorefrigerante}})$$

Donde  $P_{\text{frigorífica}}$  es la potencia requerida (kW)

$m_{\text{fluidorefrigerante}}$  es el caudal másico total del fluido refrigerante, agua glicolada al 30% (kg/s)

$C_{p_{\text{fluidorefrigerante}}}$  es la capacidad calorífica del agua glicolada al 30% (kJ/kg°C)

$T_{\text{salidafluidorefrigerante}}$  y  $T_{\text{entradafluidorefrigerante}}$  son las temperaturas de salida y entrada del agua glicolada del Chiller (°C)

Admitiendo que el  $Cp_{fluidrefrigerante} = 3,123 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C}$ , se obtiene un valor de la potencia frigorífica necesaria para enfriar las corrientes de:

$$P_{frigorifica} = 720,68 \frac{kg}{s} \cdot 3,123 \frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \cdot (-5 - (-13))^\circ C = 18005,47 \frac{kJ}{s}$$

Los chillers que se utilizarán para el enfriamiento del agua glicolada pertenecen a la casa comercial Novair-MTA. Se trata de una unidad enfriadora de agua condensada por aire con compresores de doble tornillo del modelo PHOENIX con una potencia frigorífica de 1536 kW, siendo el fluido refrigerante el R407C.

El parámetro de la potencia frigorífica del chiller ha de corregirse pues ese valor está calculado para agua pura y no para agua glicolada. Los factores de corrección que deben tenerse en cuenta para el caso del agua glicolada al 30% se detallan en la tabla 1.8.1.1.2. que se muestra a continuación:

Tabla 1.8.1.1.2. Factores de corrección para el cálculo de la potencia frigorífica real del chiller.

Porcentaje de etilenglicol	30%
Temperatura de congelación	-16,73
Factor de corrección de potencia frigorífica	0,957
Factor de corrección de potencia absorbida	0,963
Factor correctivo de flujo de mezcla	0,98
Factor correctivo de caída de presión	1,04

Así, la potencia frigorífica real de cada chiller será de:

$$P_{frigorifiareal} = 0,947 \cdot 1536 kW = 1454,592 kW$$

Por tanto el número de chillers necesarios para enfriar el agua glicolada será de:

$$n^\circ \text{ chillers agua glicolada} = \frac{18005,47 kW}{1454,59 kW/chiller} = 12,37 \text{ chiller} \Rightarrow n^\circ \text{ chillers} = 13$$

### 11.8.1.2 Chillers para agua de salida de la torre de refrigeración

El objetivo de estos chillers es rebajar la temperatura de la corriente de agua de salida de la torre de refrigeración desde 30°C a 15,8°C, temperatura a la que entra en los intercambiadores de calor I-301, I-403 y en el condensador CN-402.

Las necesidades de agua en estos equipos se resumen en la siguiente tabla 11.8.1.2.1.

Tabla 11.8.1.2.1. Equipos y caudales de agua necesaria para cada equipo procedente de Chiller de agua.

EQUIPO	CAUDAL (kg/h)	CAUDAL (kg/s)
CN-402	37483,8	10,41
I-403	151600	42,11
I-301	275000	76,39

La potencia frigorífica necesaria se calcula como:

$$P_{\text{frigorífica}} = m_{\text{fluidorefrigerante}} \cdot C_{p \text{ fluidorefrigerante}} \cdot (T_{\text{salidafluidorefrigerante}} - T_{\text{entradafluidorefrigerante}})$$

Donde  $P_{\text{frigorífica}}$  es la potencia requerida (kW)

$m_{\text{fluidorefrigerante}}$  es el caudal másico del fluido refrigerante, en este caso, agua (kg/s)

$C_{p \text{ fluidorefrigerante}}$  es la capacidad calorífica del agua (kJ/kg°C)

$T_{\text{salidafluidorefrigerante}}$  y  $T_{\text{entradafluidorefrigerante}}$  son las temperaturas de salida y entrada del agua al chiller (°C)

Sustituyendo los valores correspondientes para el agua en la expresión anterior se obtiene:

$$P_{\text{frigorífica}} = 128,91 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 4,19 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot (30 - 15,8)^\circ\text{C} = 7668,10 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$$

Los chillers que se utilizarán para el enfriamiento del agua son de la misma casa comercial y modelo que los utilizados para el caso de enfriamiento del agua glicolada, modelo PHOENIX con potencia frigorífica de 1536kW de Novair-MTA. En este caso la potencia frigorífica no debe ser corregida y por tanto, el número de chillers necesario será de:

$$n^\circ \text{ chillers agua}_{\text{refrigeración}} = \frac{7668,10 \text{ kW}}{1536 \frac{\text{kW}}{\text{chiller}}} = 4,992 \text{ chiller} \Rightarrow n^\circ \text{ chillers} = 5$$

### 11.8.2. Caldera de generación de vapor

En la planta de producción de acetaldehído existen una serie de equipos que necesitan ser abastecidos de vapor de agua para su correcto funcionamiento, de modo que será necesaria la instalación de caldera/s de generación de vapor en la planta.

Para determinar el número de calderas necesarias se hace en primer lugar un recuento del caudal de vapor de agua requerido. A continuación, se muestra en la tabla 11.8.2.1, el listado de equipos que necesitan vapor de agua y los caudales de este que demandan:

Tabla 11.8.2.1. Equipos y caudales de vapor de agua necesarios.

EQUIPO	Caudal (kg/h)
RG-201	661,00
CA-401	27017,59
CA-402	2427,64
DA-401	19960,00

A continuación, se muestran en la tabla 11.8.2.2 las propiedades de las corrientes que entran a la caldera de servicios para poder calcular la potencia calorífica necesaria para cada una de ellas y así obtener el valor de la potencia total que debe suministrar la caldera.

Tabla 11.8.2.2. Características de las corrientes de vapor para cada equipo.

EQUIPO	T <sub>s</sub> (°C)	T <sub>E</sub> (°C)	Cp <sub>media</sub> (kJ/kg·°C)	λ (KJ/Kg)
RG-201	209,90	180,00	3,91	1904,10
CA-401	209,90	160,00	3,87	1904,10
CA-402	209,90	180,00	3,91	1904,10
DA-401	145,00	20,00	3,09	2256,50

La potencia calorífica necesaria se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$P_{calorífica} = m_{fluido} \cdot Cp_{fluido} \cdot (T_{salida} - T_{entrada})$$

donde  $P_{calorífica}$  es la potencia requerida (kW)

$m_{fluido}$  es el caudal másico del agua que entra a la caldera (kg/s)

$C_{p_{\text{fluido}}}$  es la capacidad calorífica media del agua a las temperaturas de entrada y salida de la caldera (kJ/kg°C)

$T_{\text{salida}}$  y  $T_{\text{entrada}}$  son las temperaturas de salida y entrada del agua a la caldera (°C)

Realizando los cálculos se obtienen los valores de potencia calorífica recogidos en la siguiente tabla 11.8.2.3.:

Tabla 11.8.2.3. Potencia calorífica necesaria para adecuar cada una de las corrientes.

EQUIPO	P (Kw)
RG-201	371,08
CA-401	15564,00
CA-402	1362,85
DA-401	14653,01

En la zona de tratamiento de gases se realiza un aprovechamiento energético de los gases de salida del reactor RC-801 en los intercambiadores de calor I-803/804 para calentar un caudal de agua de 2097,60 kg/h desde 20 hasta 145 °C. Así, el caudal real a calentar para el equipo DA-401 es de 17862,4 kg/h y consecuentemente, la potencia calorífica necesaria para este equipo se ve rebajada en 1539,89 kW.

Finalmente, se concluye que el caudal total que debe suministrar la caldera de servicios es igual a 47968,63 kg/h con una potencia calorífica total igual a 30411,05 kW.

Tabla 11.8.2.4. Potencia calorífica y caudal de vapor necesarios.

P (kW)	30411,05
Caudal (kg/h)	47968,63

Así, se acude al catálogo de la casa comercial Viessmann y se seleccionan calderas que trabajen a una presión de 19,09 bares. El modelo seleccionado es el VITOMAX 200 HS Modelo M235 sin economizador que genera un caudal de vapor de 12 ton/h y trabaja a 20 bar de presión. De este modo se necesitarán 4 calderas de las mismas características para satisfacer los requerimientos de vapor en el proceso.

La caldera seleccionada es un generador de vapor de alta presión de tres pasos de humos que funciona con gas natural aunque también lo puede hacer con gasóleo.

A continuación, se calcula el consumo de gas natural de las 4 calderas:

$$C = \frac{Q}{\eta \cdot PCI_{gas}}$$

Donde: C es el consumo de gas natural (m<sup>3</sup>/h)

Q es la potencia nominal necesaria (Kcal/h)

$\eta$  es el rendimiento térmico de la caldera

PCI<sub>gas</sub> es el poder calorífico inferior del gas natural (10000 kcal/m<sup>3</sup> gas natural)

Los datos de potencia nominal necesaria y el rendimiento térmico de la caldera se extraen del catálogo comercial de la misma.

- Potencia nominal

$$Q(kW) = factor F \cdot producción de vapor \left( \frac{kg}{h} \right)$$

El valor del factor F se lee en la figura 11.8.2.1. sabiendo que la presión de servicio de la caldera es de 20 bares y que se trata de una caldera sin economizador (A), de aquí se obtiene que: F=0,745

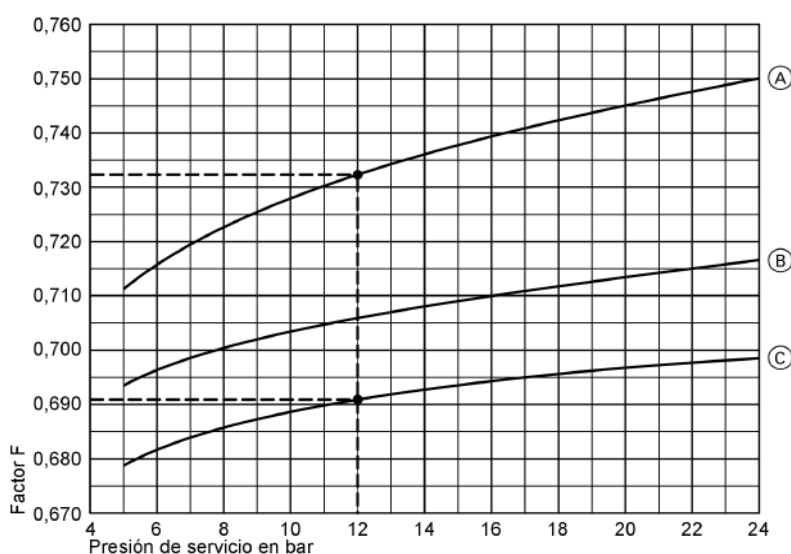


Figura 11.8.2.1. Factor F en función de la presión de servicio y del tipo de caldera.

Sustituyendo los valores en la ecuación anterior se tiene un valor para la potencia nominal de:

$$Q(kW) = 0,745 \cdot 12000 \frac{kg}{h} = 8940 kW$$

- Rendimiento de la caldera ( $\eta$ )

El rendimiento de la caldera se obtiene de la gráfica 11.8.2.2. sabiendo que la potencia de la caldera en % en relación a la potencia nominal es de 86,79% y que la presión de operación es de 19 bares. A partir de estos valores, se lee de la gráfica un valor de  $\eta=88,8\%$ .

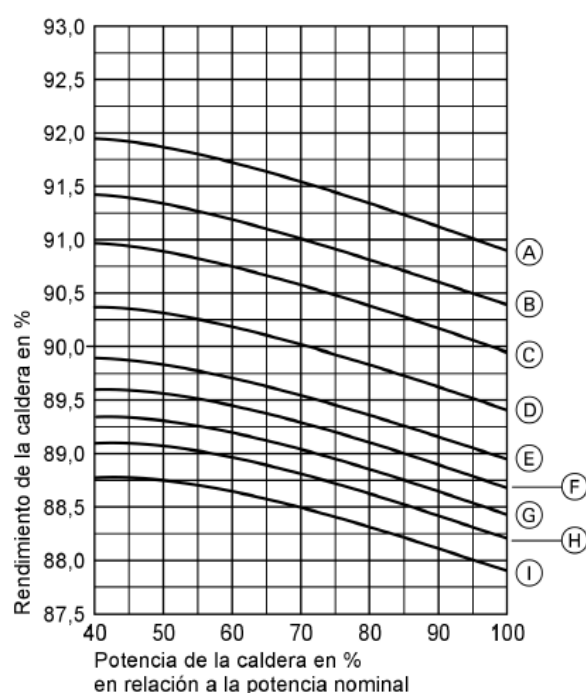


Figura 11.8.2.2. Rendimiento de la caldera sin economizador en función de la presión de servicio y la relación entre la potencia de la caldera y la potencia nominal.

Entonces el consumo de gas natural en las 4 calderas será de:

$$C = \frac{Q}{\eta \cdot PCI_{gas}} = \frac{8940 kW \cdot 3600 \frac{s}{h} \cdot \frac{1 kcal}{4,18 kJ}}{0,888 \cdot 10000 \frac{kcal}{m^3}} = 874,945 \frac{m^3}{h}$$



### 11.8.3. Torre de refrigeración

#### DESCRIPCIÓN GENERAL

El servicio de agua de refrigeración alimenta los equipos y servicios, que por razones de producción precisan de él.

En las torres se produce la refrigeración del agua por evaporación. El agua caliente entra por la parte superior de la torre, circulando por gravedad a través del relleno donde se logra que el agua tenga el máximo contacto, de superficie y tiempo con la corriente de aire. Así pues, el agua llega a la base de la torre, donde su temperatura habrá disminuido por el efecto ya citado de evaporación, limitando su efectividad a las condiciones ambientales de temperatura y humedad.

#### NÚMERO Y SELECCIÓN DE LA TORRE

En la planta de producción de acetaldehído se utiliza agua de refrigeración para enfriar diferentes corrientes de proceso de varias áreas. A continuación, se muestra las necesidades de agua de refrigeración de los diferentes equipos (*tabla 11.8.3.1*).

Tabla 11.8.3.1. Necesidades de agua de refrigeración por equipos

Equipo que la necesita	Caudal (m <sup>3</sup> /h)
CN-201	335,41
CN-202	225,29
I-301	409,51
CN-402	55,81
I-403	150,50
Total	1176,52

Conociendo el caudal total de agua para abastecer toda la planta se calcula el calor a disipar por la torre de refrigeración según la siguiente ecuación:

$$\text{Calor a disipar (KW)} = 4,186 \cdot Q \cdot (T_2 - T_1) / 3600$$

Q = Caudal de agua en circulación (litros/ hora)

T<sub>2</sub> = Temperatura del agua de entrada, 45°C.

T<sub>1</sub> = Temperatura del agua de salida una vez enfriada, 30°C

Por tanto,

$$\text{Calor a disipar} = 4,186 \cdot 1176 \cdot 10^3 \cdot (45-30) / 3600 = 20520,48 \text{ KW}$$

Se observa que el calor a disipar por la torre es de 20520,48 KW. Se selecciona el modelo TC-865 de la casa INDUMEC, capaz de intercambiar 11779 KW. Y serán necesarias 2 torres que consta de 2 módulos cada una. Las características y dimensiones se muestran a continuación:

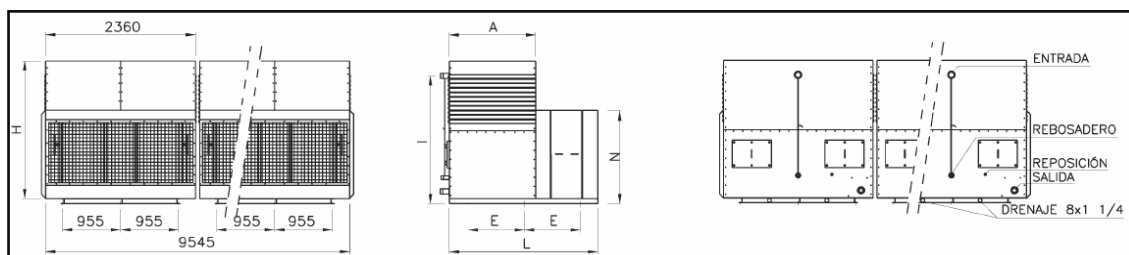


Figura 11.8.3.1. Modelo TC-865

Tabla 11.8.3.2. Dimensiones modelo TC-865

A (mm)	E (mm)	I (mm)	N (mm)	L (mm)	H (mm)
3610	1100	2335	1910	5110	2580

Tabla 11.8.3.3. Especificaciones TC-865

Motor ventilador	Peso en vacío	Peso con carga	Conexiones				Puntos de apoyo
			Entrada	Salida	Rebosadero	Reposición	
KW	Kg	kg					
8*15	8720	20800	4*6"	4*8"	4*3"	4*1 1/2"	60

Durante el proceso de funcionamiento normal de la torre se produce evaporación de agua, lo cual provoca un aumento continuo de la concentración de sales, ya que el agua contiene sales en mayor o menor medida. Para mantener estos valores en niveles adecuados se realiza una purga de agua. La purga se realizará periódicamente de forma abriendo la válvula automática situada en la línea de purga.

Por tanto, la evaporación de agua y la purga provocan un consumo de agua, a los que se debe añadir el arrastre de gotas provocado por el caudal de aire.

Se calcula el caudal de reposición de agua mediante las siguientes expresiones:

*Caudal de agua evaporada (Qevap):*

$$Q_{\text{evap}} (\text{litros/hora}) = \text{Calor a disipar (Kcal/h)} / 560$$

*Pérdida por arrastre de gotas (Qarr):*

$$Q_{\text{arr}} (\text{litros/hora}) = \text{Caudal de agua en circulación (litros/hora)} \times 0,0001$$

*Caudal de purga (Qpur):*

$$Q_{\text{pur}} (\text{litros/hora}) = Q_{\text{evap}} / (N-1)$$

Siendo  $N = \text{Concentración de sales deseada} / \text{concentración de sales de agua de aporte}$

Por tanto el consumo total de agua (Qtotal) es:

$$Q_{\text{total}} (\text{litros/hora}) = Q_{\text{evap}} + Q_{\text{arr}} + Q_{\text{pur}}$$

Tabla 11.8.3.4. Consumo total de agua

Q agua evap (l/h)	31507,33
Pérdida por arrastre gotas Q arras (L/h)	117,65
caudal purga Q pur (L/h)	318,26
Q total (l/h)	31943,23

#### EQUIPOS PARA TRATAMIENTO DEL AGUA

La desinfección del agua se realizará de acuerdo a la normativa actual, norma UNE 1000030 IN- Guía para la prevención y control de la proliferación y diseminación de legionela en instalaciones- y legislación vigente sobre el mantenimiento en torres de refrigeración recogida en el RD 865/2003 de 4 de julio. La planta dispondrá de los siguientes equipos que proporciona también la casa INDUMEC:

-Equipo para el tratamiento microbiológico: compuesto de una bomba dosificadora, con caudal constante regulable y un depósito de polietileno para contener el producto.

-Equipo para tratamiento inhibidor de corrosión y antiincrustante: compuesto de una bomba dosificadora, con caudal proporcional y un depósito de polietileno para contener el producto.

La cantidad de producto de la bomba dosificadora es proporcional al caudal de reposición.

-Equipo para purga automática por conductividad: compuesto por un conductivímetro con sonda de conductividad y electroválvula. El conductivímetro con sonda mide el valor de la conductividad y actúa sobre la electroválvula de purga, abriéndola o cerrándola según los valores fijados.

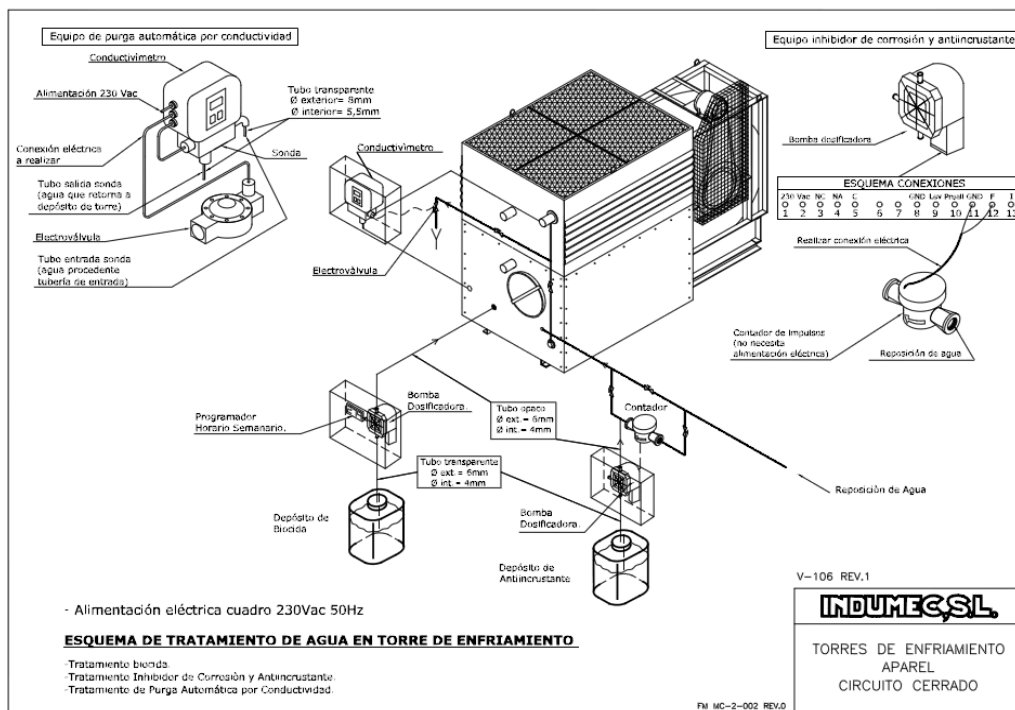


Figura 11.8.3.2. Esquema de tratamiento de agua en torre de enfriamiento.

## **12.-Bibliografia**

**Reactor R-201***1.-Performance of a bubble column reactor for oxidation of ethylene (Wacker Process) (\*)*

Autores: C.V. Rode, A. Bhattacharya y R.V. Chaudhari.

Centro: Chemical Engineering Division, National Chemical Laboratory, Pune, India.

Publicación: The Canadian Journal of Chemical Engineering. Volume 70. June 1992.

*2.-Modeling of gas-liquid reactors. Implementation of the penetration model in dynamic modelling of gas-liquid processes with the presence of a liquid bulk.*

Autores: E.P. van Elk, P.C. Borman, J.A.M. Kruipers, G.F. Versteeg.

Centro: Department of Chemical Engineering, Twente University of Technology, Enschede, The Netherlands.

Publicación: Chemical Engineering Journal 76, 2000.

*3.-Kinetics of the oxidation of ethylene by aqueous palladium (II) chloride.*

Autor: Patrick M. Henry.

Centro: Hercules Powder Company, Wilmington 99, Delaware, USA.

Publicación: 1964.

*4.-Gas-bubble columns for gas-liquid contacting.*

Autor: Herman L. Sulman y M.C. Molstad.

Centro: University of Pennsylvania, Philadelphia, USA.

Publicación: Industrial and Engineering Chemistry, Vol 42, No 6.

*5.-Bubble column reactors. Review*

Autor: Nigar Kantarci, Fahir Borak, Kutlu O. Ulgen.

Centro: Department of Chemical Engineering, Bogazici University, Istanbul, Turkey.

6.-Critical oxygen concentration in liquid-phase catalytic oxidation reactions: Application to Wacker Process.

Autores: Arijit Bhattacharya and Raghunath V. Chaudhari

Centro: Chemical Engineering Division, National Chemical Laboratory, Pune, India.

Publicación: Industrial Engineering Chemistry Research, Vol. 29 No 3, 1990.

7.-Modelling of gas-liquid reactors.Stability and dynamic behaviour of gas-liquid mass transfer accompanied by irreversible reaction.

Autores: E.P.Van Elk, P.C.Borman, J.A.M Kuipers, G.F. Versteeg.

Centro: Department of Chemical Engineering, Twente university of technology, Enschede, The Netherlands.

Publicación: Chemical Engineering Science 54, 1999.

8.- Bubble column reactors

Autores: Nigar Kantarci,, Fahir Borak, Kutlu O. Ulgen.

Centro: Department of Chemical Engineering, Yeditepe University, ,Kadikoy-Istanbul, Turkey

Publicación: Process Biochemistry 40 (2005) 2263–2283

## **Proceso general**

1.-Process for the manufacture of acetaldehyde

Autores: Walter Steppich, Rudolf Sartorius.

Publicación: United States Patent 4237073, Dec 2, 1980.

2.-Process for preparing acetaldehyde from ethylene and oxygen.

Autores: Bernd Rinne, Erhard Franken-Stellamans.

Publicación: United States Patent 6140544, Oct 31, 2000.

3.-Method for the production of acetaldehyde from ethylene and oxygen.

Autores: Erhard Franken-Stellamans, Mario Fähtz, Klaus Hett.

Publicación: United States Patent 7339084, Mar 4, 2008.

4.-Acetaldehyde production

Autores: Morgan C. Sze, Ruey H. Wang.

Publicación: United States Patent 3869518, Mar 4 1975.

**Difusor reactor R-201**1.- Design of a ring and spider type spargers for bubble column reactor: Experimental measurements and CFD simulation of flow and weeping

Autores: Arnand V. Kulkarni, Shrikant V. Badgandi, Jyeshtharaj B. Joshi

Centro: Institute of Chemical Technology, Matunga, Mumbai, India.

2.Phenomenological model for bubble column reactors: prediction of gas hold-ups and volumetric mass transfer coefficients

Autores: K. Shimizu, S.Takada, K.Minekawa, Y.Kawase

Centro: Department of Applied Chemistry, Kawagoe, Saitama, Japan.

<http://ct-cr4.chem.uva.nl/bc/expliq.html>

**Diseño de las columnas**

Introducción a las operaciones de separación. Textos docentes. A. Marcilla Gomis

Separation process engineering by Phillip C. Wankat

Programario Hysys.



## Control i instrumentación

- Ollero de Castro, Pedro. *Control y instrumentación de procesos químicos*. Editorial Síntesis 1997
- F.G. Shinskey, *Process Control Systems*, McGraw-Hill.
- W.L., Luyben, *Plantwide Process Control*, McGraw-Hill (1998)
- Ray, Martyn S. *Chemical engineering design project*. Editorial Lightning Source Inc
- Romagnoli, José A. *Introduction to process control*. Editorial Taylor & Francis
- Seborg, Dale E. *Process dynamics and control*. Editorial Willey, second edition (2003)

[www.emersonprocess.com/Rosemount](http://www.emersonprocess.com/Rosemount)

[www.abb.es](http://www.abb.es)

[www.samson.es](http://www.samson.es)

<http://www.kobold.com/>

<http://www.duranelectronica.com/>

<http://www.sensotran.com/>

## Seguridad y higiene

Las normativas consultadas se encuentran en el mismo apartado. A parte de estas las fuentes utilizadas han sido:

- Gómez Etxebarria, Genaro. *Manual para la formación en la prevención de riesgos laborales, curso superior*. Editorial Ecoiuris, cuarta edición.
- Burriel Lluna, Germán. *Sistema de gestión de riesgos laborales e industriales*. Fundación Mapfre, Madrid 1999.

## Medio Ambiente

Las normativas consultadas se encuentran en el mismo apartado. A parte de estas las fuentes utilizadas han sido, según el tema:

**Aguas residuales:***1-Effect of chloride ions on the oxidation of aniline by Fenton's reagent*

Autores: Ming-Chun Lu, Yih-Feng Chang, I-Ming Chen, Yin-Yen Huang  
Centro: Department of Environmental Resources Management, Chia Nan University of Pharmacy and Science, Taiwan, ROC

*2-The Fenton oxidation mechanism: Reactivities of biologically relevant substrates with two oxidizing intermediates differ from those predicted for the hydroxyl radical*

Autores: DAVID A. WINK, RAYMOND W. NIMS, JOSEPH E. SAAVEDRA, WILLIAM E. UTERMAHLEN, JR.t, AND PETER C. FORDS  
Centro: Chemistry Section, University of California, Santa Barbara, CA 93106

*3-Tratamiento químico de contaminantes orgánicos -El proceso Fenton*

Autores: E C Martínez y G D López

Centro: **INGAR**-Instituto de Desarrollo y Diseño (Conicet) y Universidad Tecnológica Nacional (Fac. Reg. Santa Fe) Santa Fe, Argentina

*4-Use of Fenton reaction for the treatment of leachate from composting of different wastes*

Autores: Daniel Trujillo, Xavier Font, Antoni Sánchez  
Centro: Composting Research Group, Chemical Engineering Department, Escola Técnica Superior d'Enginyeria.

**Otras fuentes:**

- Tratamientos avanzados de aguas residuales (informe de vigilancia tecnológica)
- Oxidación química para depurar aguas residuales industriales. Resultados del proceso OHP en un caso real. J. M<sup>a</sup>. Oliver
- INFLUENCIA DE LA PRESENCIA DE IONES CLORURO EN UN SISTEMA DE LODO ACTIVADO. INGENIERÍA HIDRÁULICA Y AMBIENTAL, VOL. XXII, No. 3, 2001

## Gases residuales:

### 1-Thermal-catalytic oxidation of waste gases

Autores: Anita Zieba, Teresa Banaszak, Ryszard Miller

Centro: Technical University of Wroclaw, Wybneze Wyspianskiego 27, 57-300 Wroclaw, Poland

### 2- Thermal catalytic oxidation

Autores: A. Buekens

Centro: Department of Chemical Engineering, Brussels, Belgium

### 3-Total oxidation of some chlorinated hydrocarbons with commercial chromia based catalysts

Autores: Ana M. Padilla, José Corella, José M. Toledo

Centro: Department of Chemical Engineering, Universidad Complutense de Madrid

## Otras fuentes:

TEMA 4: ELIMINACIÓN DE COMPUESTOS ORGÁNICOS VOLÁTILES (COVs)

Universidad de castilla la mancha

## Economía

- <http://www.icispricing.com/>

- A. V. Vian, *El pronóstico económico en química industrial*, Ed. Eudema Universidad, Madrid (1991)

- J. Happel, D. J. Jordan, *Economía de los procesos químicos*, Ed. Reverte, Barcelona (1981)

## Puesta en marcha

C. Branan, *Rules of thumb for chemical engineers*, ELSEVIER, 4ª edición. 2005