

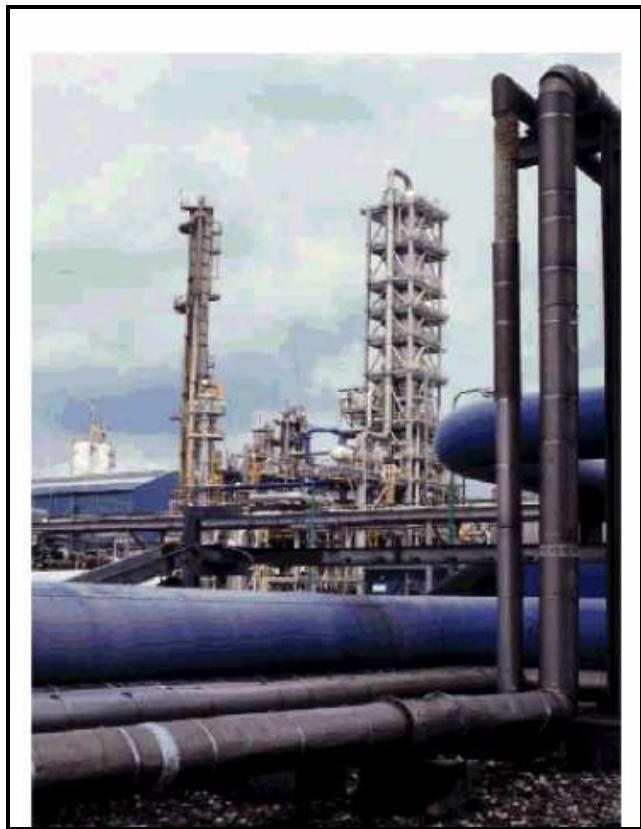
PROYECTO FINAL DE CARRERA

Ingeniería Química Junio-2007



Escola Tècnica Superior d'Enginyeria

PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ÁCIDO ACÉTICO



ISK Ingenieros S.L.

Martíño González Basadre

Virginia González Ortiz

Joel Jordà Murria

Antonio Rigueiro Mesejo

Ana Tauste Bausili

Tutora del proyecto: Gloria González Anadon

VOLUMEN IV

11. MANUAL DE

CÁLCULOS

CAPÍTULO 11: MANUAL DE CÁLCULOS

11.1. CÁLCULO DE TANQUES DE ALMACENAJE Y CUBETOS.....	11-1
11.1.1 Tanques Metanol.....	11-1
11.1.2 Tanques Nitrógeno.....	11-8
11.1.3 Tanques Monóxido de Carbono.....	11-12
11.1.4 Tanques ácido acético glacial y diluido al 70%.....	11-15
11.1.5 Cubetos de retención.....	11-27
<hr/>	
11.2. DISEÑO DEL REACTOR.....	11-31
<hr/>	
11.3. DISEÑO DE LAS COLUMNAS.....	11-49
11.3.1 Columna de destilación.....	11-49
11.3.2 Columna de absorción.....	11-54
<hr/>	
11.4. INTERCAMBIADORES DE CALOR.....	11-63
11.4.1. Intercambiadores sin cambio de fase.....	11-63
11.4.2. Condensadores.....	11-78
11.4.3. Kettle reboiler.....	11-86
11.4.4. Cálculo del evaporador atmosférico.....	11-89
<hr/>	
11.5. EQUIPOS DE SERVICIOS.....	11-100
<hr/>	
11.6. DISEÑO DE SEPARADORES.....	11-102
<hr/>	
11.7. CÁLCULO DE BOMBAS Y SOPLADORES.....	11-122
11.7.1 Cálculo de bombas.....	11-122
11.7.2 Cálculo de sopladores.....	11-125

11.8. MANUAL DE SEGURIDAD.....	11-127
11.9. DISEÑO DE LA CÁMARA DE COMBUSTIÓN.....	11-130

11.1 CÁLCULO DE TANQUES Y CUBETOS

11.1.1. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DEL METANOL

En estos tanques, T-101 a T-108, se almacenará el metanol puro que entra en la planta, concretamente a la zona de carbonilación. Estará situado en el parque de tanques y su disposición será vertical. El caudal que deberá almacenar es 121212,12 kg/día de metanol puro.

Se utilizará un sistema de inertización en la instalación, creando una sobrepresión en el sistema que impida la entrada de oxígeno y el contacto con el metanol almacenado, evitando el posible riesgo de inflamación y explosión durante el almacenamiento y manipulación de productos químicos.

La necesidad del uso de atmósferas inertes, se debe principalmente a dos aspectos: seguridad y protección de equipos.

Diseño funcional

El metanol es subministrado en camiones de 23 toneladas de capacidad. Se dimensiona el tanque para que almacene metanol suficiente para 3 días, de esta manera se evita el quedarnos sin producto si hubiese algún tipo de problema con el suministro de éste. El consumo de metanol diario es de 121212,12 kg/día, por lo tanto para satisfacer estas necesidades se requiere como mínimo 6 camiones de 23 toneladas de capacidad.

$$\frac{6 \text{ camiones} \cdot 23000 \text{ kg}}{121212,12 \text{ kg / dia}} = 1,138 \text{ días}$$

A partir de este caudal y de la densidad del metanol, a las condiciones de almacenamiento, es decir a presión atmosférica y a una temperatura de 20°C, ($\rho_{MeOH,20^\circ C} = 791,2 \text{ kg / m}^3$), se calcula el caudal volumétrico necesario:

$$Q_L = \frac{121212,12 \text{ kg / dia}}{791,2 \text{ kg / m}^3} = 153,2 \text{ m}^3 / \text{día}$$

Realizando los cálculos pertinentes se obtiene que el volumen de metanol que se ha de almacenar para tres días sea:

$$V = 459,6 \text{ m}^3$$

En el momento de vaciado del tanque debe quedar en su interior un 30% del volumen, de esta manera se sobredimensiona el tanque para mayor seguridad, por lo tanto el volumen a almacenar es:

$$V = 597,48 \text{ m}^3$$

Se reparte este volumen en 8 tanques de $74,69 \text{ m}^3$.

Fijando el diámetro y calculando la altura, las dimensiones del tanque serán:

D (m)	R (m)	H(m)
3	1,5	11

Este tanque tendrá cuerpo cilíndrico, fondo superior cónico con una inclinación de 20° respecto a la horizontal y fondo plano. Las dimensiones del fondo cónico son:

$$H_{CONO} = r \cdot \sin 20^\circ = 1,5 \cdot \sin 20^\circ = 0,513 \text{ m}$$

$$V_{CONO} = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H_{CONO}}{12} = \frac{\pi \cdot 3^2 \cdot 0,513}{12} = 1,208 \text{ m}^3$$

El volumen total será:

$$V_{TOTAL} = V_{CILINDRO} + V_{CONO} = 74,69 + 1,208 = 75,90 \text{ m}^3$$

Diseño mecánico:

Este tanque ha sido diseñado siguiendo la normativa americana ASME y la norma MIE-APQ-001 (Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles)

- **Selección del material de construcción**

El material utilizado en la construcción de este tanque es de acero inoxidable AISI 240-316L, ya que es más resistente a la corrosión pero más caro.

- **Temperatura de diseño**

La temperatura de diseño será como mínimo la temperatura de operación más 20°C .

$$\text{Temperatura de operación} = 20^\circ \text{ C}$$

$$\text{Temperatura de diseño} = \text{Temperatura de operación} + 20^\circ \text{ C} = 40^\circ \text{ C}$$

Al almacenar el metanol a una temperatura superior a su punto de inflamación (12°C), el tanque estará equipado con un sistema que evite la penetración de chispas o llamas

(apagallamas, cierre hidráulico, inertización garantizada siempre...); según APQ-001, ARTÍCULO 10.

- **Presión de diseño**

La presión de diseño se calcula de dos maneras y se elige la que sea mayor.

$$\text{Presión de operación} = 1 \text{ atm} = 1,0132 \text{ bar}$$

$$\text{Presión de diseño} = \text{Presión de operación} + 2 \text{ bar} = 3,0132 \text{ bar}$$

$$\text{Presión de diseño} = \text{Presión de operación} + 10\% \text{ Presión de operación} = 1,1145 \text{ bar}$$

Por tanto, cogemos la de 3,0132 bar .

A continuación se muestra el cálculo de los espesores de chapa de un tanque de almacenamiento y del cálculo del peso del equipo.

- **Cálculo del espesor de la pared cilíndrica a presión interna**

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

Donde: P es la presión interna de diseño bar, (3,0132 bar).

R es el radio interno en mm, ($1,5 \cdot 10^{-3}$ mm).

S es el límite elástico, (917bar).

E es el factor de soldadura=0,85 (radiografiado parcial).

C1 es la tolerancia a la corrosión (1 mm)

C2 es la tolerancia a la soldadura=0

t es el grosor de la pared en mm.

Se obtiene un valor de 5,916 mm de espesor. A este valor se le suma 1 mm por el factor de corrosión, de manera que el espesor necesario es de 7 mm pero industrialmente no se fabrican chapas de 7 mm, por este motivo se escoge una de 8 mm.

- **Cálculo del espesor del fondo superior cónico**

Se ha escogido un fondo superior cónico con una inclinación de 20º respecto a la horizontal.

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot \cos \alpha \cdot (S \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C1 + C2$$

Donde: P es la presión interna de diseño, bar (3,0132bar).

D es el diámetro, mm (3000 mm).

S es el límite elástico, (917bar).

E, es el factor de soldadura=0,85 (radiografiado doble parcial).

α , es el ángulo que forma con la horizontal (20º).

Se obtiene un espesor de 6,223 mm. A este valor le sumamos 1 mm por el factor de corrosión y el 10% del espesor inicial por tolerancia de fabricación, por tanto el espesor será de 8 mm.

- **Cálculo del espesor del fondo inferior plano**

El fondo inferior se ha escogido plano y su espesor se calcula de la siguiente forma:

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} + C1 + C2$$

Donde: P, es la presión interna de diseño, bar (3.0132bar).

D, es el diámetro, mm (3000 mm).

S es el límite elástico, (917bar).

E, es la factor de soldadura=0,85 (radiografiado doble parcial).

Se obtiene un espesor de 5,854 mm. A este valor le sumamos 1 mm por el factor de corrosión y el 10% del espesor inicial por tolerancia de fabricación, por tanto el espesor será de 8 mm.

- **Cálculo del espesor del aislante**

Debido a que estos tanques se encuentran en el exterior es conveniente escoger un aislante térmico para así mantener la temperatura en el interior del tanque.

El cálculo del espesor del aislante se ha realizado mediante la utilización del programa Induver, facilitado por la casa comercial Isover.

En este programa, le hemos de proporcionar los datos siguientes: la temperatura del fluido por el interior del tanque, la temperatura del ambiente exterior, la temperatura que deseamos en la superficie del tanque, la velocidad del viento, ya que los tanques están en el exterior y el tipo de material de construcción del tanque. En este caso se ha escogido como aislante el modelo: Panel PI-256 (panel semirígido de lana de vidrio).

Ésta es una lana mineral de sílice que es fundida a altas temperaturas y mediante centrifugado se obtienen fibras largas y flexibles a las que se les impregna aglomerantes que le dan la rigidez necesaria. Rango de temperatura: -18°C a 454°C.

Entonces, a partir de los datos que le hemos de añadir al programa, éste calcula el grosor mínimo que ha de tener el aislante y el espesor necesario ha sido de 60 mm.

- **Cálculo del peso del recipiente vacío**

- **Peso pared cilíndrica**

$$P_{CILINDRO} = A_{CILINDRO} \cdot \rho_{MATERIAL} \cdot t = 6545,360 \text{ kg}$$

$$A_{CILINDRO} = \pi \cdot D_{EXT} \cdot H_{CILINDRO} = 104,225 \text{ m}^2$$

$$\rho_{MATERIAL} = 7850 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \text{ en este caso es acero inoxidable AISI - 316L}$$

Donde:

$$t = 0,008 \text{ m}$$

$$D_{EXT} = 2 \cdot t + D_{INT} = 2 \cdot 0,008 + 3 = 3,016 \text{ m}$$

$$H_{CILINDRO} = 11 \text{ m}$$

- **Peso fondo inferior plano**

$$P_{INFERIOR} = A_{INFERIOR} \cdot \rho_{MATERIAL} \cdot t = 448,655 \text{ kg}$$

$$A_{INFERIOR} = \frac{\pi \cdot D_{EXT}^2}{4} = 7,182 \text{ m}^2$$

Donde:

$$\rho_{MATERIAL} = 7850 \text{ kg/m}^3 \text{ en este caso es acero inoxidable AISI - 316L}$$

$$t = 0,008 \text{ m}$$

$$D_{EXT} = 2 \cdot t + D_{INT} = 2 \cdot 0,008 + 3 = 3,016 \text{ m}$$

- **Peso fondo superior cónico**

$$P_{CÓNICO} = A_{CONO} \cdot \rho_{MATERIAL} \cdot t = 473,905 \text{ kg}$$

$$A_{CONO} = \pi \cdot c \cdot r = 7,546 \text{ m}^2$$

$$\rho_{MATERIAL} = 7850 \text{ kg/m}^3 \text{ en este caso es acero inoxidable AISI - 316L}$$

$$t = 0,008 \text{ m}$$

Donde:

$$D_{EXT} = 2 \cdot t + D_{INT} = 2 \cdot 0,008 + 3 = 3,016 \text{ m}$$

$$r = \frac{D_{EXT}}{2} = 1,508 \text{ m}$$

$$c = \sqrt{r^2 + H_{CONO}^2} = 1,593 \text{ m}$$

- **Peso del aislante**

$$P_{AISLANTE} = A_{AISLANTE} \cdot \rho_{AISLANTE} \cdot t = 142,322 \text{ kg}$$

$$A_{AISLANTE} = \pi \cdot D_{EXT} \cdot H_{CILINDRO} = 107,819 \text{ m}^2$$

$$t = 0,06 \text{ m}$$

Donde:

$$H_{CILINDRO} = 11 \text{ m}$$

$$D_{EXT} = 2 \cdot t + D_{INT} = 2 \cdot 0,06 + 3 = 3,12 \text{ m}$$

$$\rho_{AISLANTE} (\text{Panel PI - 256}) = 22 \text{ kg/m}^3$$

Entonces el peso total del recipiente vacío será:

PESO PARED CILÍNDRICA (kg)	6545,36
PESO FONDO INFERIOR plano (kg)	448,655
PESO FONDO SUPERIOR cónico (kg)	473,905
PESO AISLANTE (kg)	142,332
PESO TOTAL DEL RECIPIENTE VACÍO (kg)	7610,241

- **Cálculo del peso del recipiente con agua**

Primero se calcula cuanto pesaría el equipo lleno de agua, teniendo en cuenta la densidad del agua y a este valor se le sumará el peso del equipo vacío.

$$P_{AGUA} = P_{VACÍO} + V_{CILINDRO} \cdot \rho_{AGUA} = 82300,241 \text{ kg}$$

Donde:

$P_{VACÍO}$ es 7610,241 kg
$V_{CILINDRO}$ es 74,690 m^3
$\rho_{AGUA} = 1000 \text{ kg/m}^3$

- **Cálculo del peso del recipiente en operación**

Para determinar el peso total del equipo en operación se procede igual que en el apartado anterior, pero teniendo en cuenta la densidad del producto que contendrá el recipiente:

$$P_{OPERACIÓN} = P_{VACÍO} + V_{CILINDRO} \cdot \rho_{METANOL} = 66704,969 \text{ kg}$$

Donde:

$P_{VACÍO}$ es 7610,241 kg
$V_{CILINDRO}$ es 74,690 m^3
$\rho_{METANOL} = 791,2 \text{ kg/m}^3$

11.1.2. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE NITRÓGENO

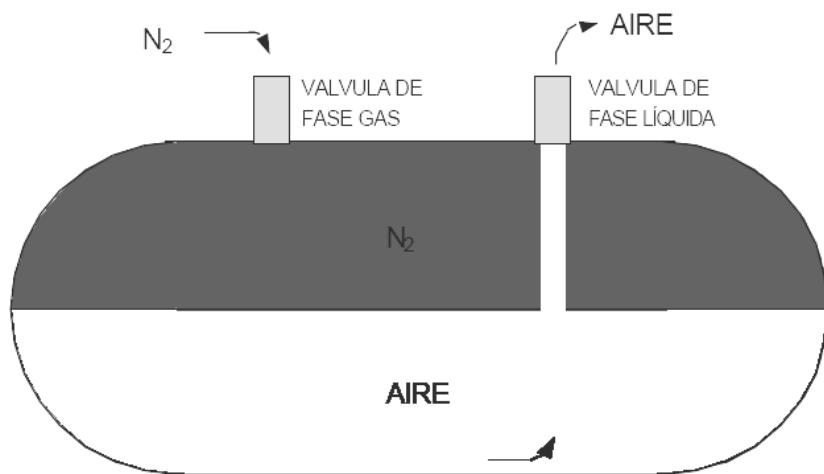
En este tanque, T-140, se almacenará el nitrógeno, con la finalidad de poder tener almacenado el metanol en las condiciones mencionadas anteriormente.

Estará situado en el parque de tanques y su disposición será vertical. El caudal que deberá proporcionar es 121212,12 kg/día, el mismo valor que almacenamos para el metanol.

El sistema de inertización que se efectuará en el tanque de metanol, será el paso previo al primer llenado.

La secuencia de operaciones será la siguiente:

1. Se introducirá el nitrógeno, hasta una proporción del 70% del volumen total del depósito, de manera lenta para evitar un enfriamiento elevado del depósito.
2. A continuación se dejará reposar, con el fin de que el nitrógeno ocupe la parte superior del mismo, ya que el nitrógeno es menos denso que el aire, con lo que éste se depositará en la parte inferior.
3. Por último, se procederá a la apertura de la válvula de utilización de fase líquida, por la que saldrá el aire, como muestra la siguiente figura:

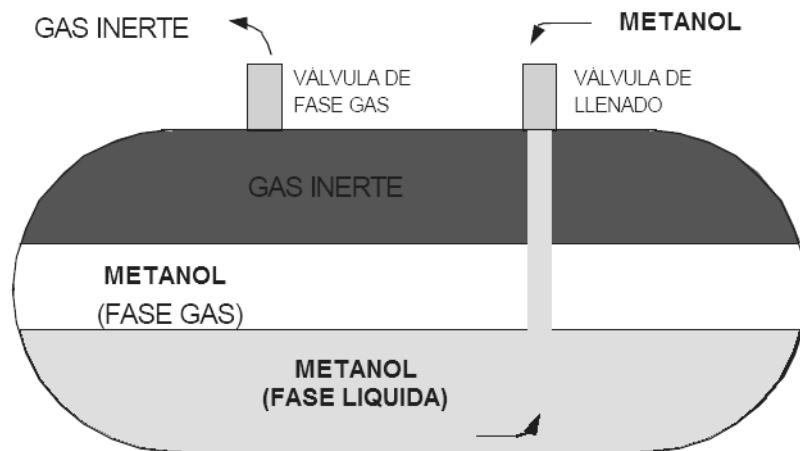


Una vez inertizado el depósito, se podrá proceder al mencionado llenado.

Los pasos a seguir son los citados a continuación:

- Se situará el camión cisterna a una distancia mínima de 3 metros de la boca de carga, procurando que su salida de la zona se pueda realizar del modo más rápido y seguro posible.
- Se pondrá a tierra la toma de tierra del camión cisterna.

- Se quitará el tapón roscado de la boca de carga del depósito y se conectará la manguera del camión cisterna a la misma; se tiene que abrir la válvula de punto de máximo llenado.
- Se accionará el equipo de traspase, con la introducción de metanol, hasta alcanzar una presión de aproximadamente 1 bar en el interior del depósito.
- Se dejará salir el gas inerte a medida que se continúe llenando el depósito de metanol, como indica la siguiente figura:



- Se extraerá en la medida de lo posible la mayor cantidad de gas inerte, para evitar que llegue a los aparatos de consumo y provocar un mal funcionamiento de los mismos.
- Se comprobará la estanqueidad de las válvulas del depósito.
- Se continuará el llenado del depósito, comprobando el funcionamiento del medidor de nivel.

Al finalizar el llenado, los pasos a realizar son los siguientes:

- Se parará el equipo de traspase.
- Se cerrará el punto de máximo llenado.
- Se purgará la manguera y se desconectará.
- Se desconectará la puesta a tierra del camión cisterna.

Diseño según la casa LINDE

El abastecimiento de nitrógeno en la instalación está contratado por la casa LINDE, que ha suministrado un tanque de $3,160 \text{ m}^3$ cada 15 días. El coste de nitrógeno es de 3 €/m^3 y el alquiler de 230 €/mes .

A partir del consumo de metanol diario y la densidad, a las condiciones de almacenamiento, es decir a presión atmosférica y a una temperatura de 15°C, ($\rho = 1185 \text{ kg} / \text{m}^3$), se calcula el caudal volumétrico necesario:

$$Q_L = \frac{121212,12 \text{ kg/dia}}{1185 \text{ kg/m}^3} = 153,20 \text{ m}^3 / \text{día}$$

Realizando los cálculos pertinentes se obtiene que el volumen de nitrógeno que se ha de almacenar para 30 días sea:

$$V = 4596 \text{ m}^3$$

Utilizando la ecuación de los gases ideales, podremos calcular el volumen de nitrógeno que deseamos almacenar a presión atmosférica y a una temperatura de 15°C.

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T \rightarrow n = \frac{P \cdot V}{R \cdot T} = \frac{1 \text{ atm} \cdot 4596000 \text{ litros}}{0,082 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kmol} \cdot \text{K} \cdot 288 \text{ K}} = 194613,82 \text{ mol}$$

$$194613,82 \text{ mol} \cdot \frac{28 \text{ g N}_2}{1 \text{ mol N}_2} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} = 5449,18 \text{ kg}$$

$$5449,18 \text{ kg N}_2 \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1185 \text{ kg (densidad gas a 1 atm)}} = 4,45 \text{ m}^3 \text{ de N}_2$$

Las dimensiones del tanque, se han determinado a partir de la empresa LINDE, teniendo en cuenta, el suministro y también considerando la eficiencia económica.

Type of tank	T18 S32	T18 S64	T18 S117	T18 S190	T18 S310	T18 S480	T18 S600	T18 S790
Max. operating pressure Standard tank (bar)	18	18	18	18	18	18	18	18
High-pressure tank (bar)	36	36	36	36	36	36	36	—
Geometric volume (litre)	3,160	6,400	11,700	19,600	30,800	48,000	60,000	79,400
Capacity (m ³ at 1 bar, 15 °C)								
Oxygen (m ³)	2,560	5,115	9,500	15,865	24,980	39,195	48,620	64,050
Nitrogen (m ³)	2,075	4,155	7,675	12,850	20,180	31,800	39,330	51,850
Argon (m ³)	2,515	5,030	9,290	15,530	24,500	38,575	47,620	62,700
Diameter (mm)	1,600	1,600	2,000	2,500	2,500	3,000	3,000	3,800
Depth across fittings (mm)	2,250	2,250	2,580	3,250	3,250	3,700	3,400	4,400
Height (mm)	4,110	7,020	7,250	8,130	11,530	11,510	14,200	13,977
Foundation plate (minimum size)	2.2 x 2.2	2.8 x 2.8	2.8 x 2.8	3.5 x 3.5	3.5 x 3.5	3.5 x 3.5	3.5 x 3.5	5 x 5
Weight, empty (kg)	2,200	3,800	5,500	10,200	16,000	21,000	24,500	34,200
Weight, filled with oxygen (kg)	5,620	10,640	18,900	31,420	49,400	73,400	89,500	120,000
with nitrogen (kg)	4,630	8,660	15,180	25,250	39,600	58,200	70,500	95,000
with argon (kg)	6,400	12,200	21,710	36,130	56,900	85,400	104,000	139,000
Boil off with oxygen (%/24 h)	0.42	0.37	0.29	0.20	0.17	0.13	0.12	0.09
with nitrogen (%/24 h)	0.67	0.56	0.43	0.31	0.27	0.21	0.20	0.15
with argon (%/24 h)	0.46	0.40	0.32	0.21	0.19	0.15	0.14	0.10

El tipo de tanque elegido, ha sido T18-S64, en el cual sus dimensiones son las siguientes:

D (m)	R (m)	H(m)
1,6	0,8	7,020

El diseño del tanque proporcionado por la empresa LINDE, puede apreciarse en la ficha de especificaciones:

Observando la tabla, para este volumen calculado en estado gas, necesitaremos almacenarlo en estado líquido, de volumen 6400 litros; en el cuál este depósito estará a 18 bares y a una temperatura de -266°C aproximadamente.

$$T = \frac{P \cdot V}{n \cdot R} = \frac{18 \cdot 6400}{194613,82 \cdot 0,082} = 7,21^\circ K = -265,78^\circ C .$$

Por otro lado, el peso del recipiente vacío y lleno, serán los siguientes:

Peso vacío (kg)	Peso lleno (kg)
3800	8660

11.1.3. TANQUES DE ALMACENAMIENTO DEL MONÓXIDO DE CARBONO

En estos tanques, T-120 a T-128, se almacenará la cantidad de monóxido de carbono necesaria para satisfacer las necesidades de la planta. El caudal necesario es elevado ya que para que se produzca la reacción de carbonilación se usa en exceso este reactivo.

Estos tanques estarán en el exterior y su disposición será vertical.

Para su almacenamiento se ha utilizado un tanque criogénico. Los tanques criogénicos son aquellos tanques que almacenan gases licuados bajo condiciones de alta presión y baja temperatura. En este tipo de tanques se busca licuar el gas a contener por varias razones:

- El producto líquido ocupa un espacio mucho menor que la misma cantidad del mismo compuesto gaseoso. Esto conlleva un ahorro muy grande del espacio de almacenamiento para almacenar la misma cantidad de producto, cosa que repercute en una disminución de los costes de almacenaje.
- Un producto líquido es mucho más fácil de manejar y controlar que no un producto que éste en forma gaseosa.

Por estas razones, es mejor almacenar un gas en forma licuada a pesar del enorme trabajo de compresión del gas y del mantenimiento a temperaturas bajas para mantener el componente del interior del tanque en fase líquida.

Los tanques criogénicos, están compuestos por un tanque interno de acero inoxidable, ensamblado concéntricamente dentro de otro tanque de acero al carbono, definiéndose el espacio que existe entre dos tanques como espacio anular.

Este espacio anular es llenado con un material aislante de baja conductividad térmica y además expuesto al vacío, logrando con esto un perfecto aislamiento; obteniendo así una transferencia de calor despreciable y una evaporación relativamente igual a cero.

Además cuentan con un equipo de refrigeración, sistema mecánico que produce la refrigeración necesaria para compensar las ganancias de calor a través del aislamiento.

Diseño según la casa LINDE

El abastecimiento de monóxido de carbono en la instalación está también contratado por la casa LINDE, en el cuál el volumen de CO para 3 días es de 487,2 m^3 . El coste del monóxido de carbono es de 155 $\text{€}/m^3$ y el alquiler de 230 $\text{€}/\text{mes}$.

A partir del consumo de monóxido de carbono diario y de la densidad del fluido, ($\rho_{CO} = 653,1 \text{ kg}/m^3$) a las condiciones de almacenamiento, es decir a 18 atmósferas y a $-164,2^\circ\text{C}$, se calcula el caudal volumétrico necesario:

$$Q_L = \frac{106060,61 \text{ kg}/m^3}{653,1 \text{ kg}/m^3} = 162,40 \text{ m}^3/\text{dia}$$

Realizando los cálculos pertinentes se obtiene que el volumen de CO que se ha de almacenar para 3 días sea:

$$V = 487,2 \text{ m}^3$$

En el momento de vaciado del tanque debe quedar en su interior un 30% del volumen, de esta manera se sobredimensiona el tanque para mayor seguridad, por lo tanto el volumen a almacenar es:

$$V = 633,36 \text{ m}^3$$

Type of tank	T18 S32	T18 S64	T18 S117	T18 S190	T18 S310	T18 S480	T18 S600	T18 S790
Max. operating pressure								
Standard tank (bar)	18	18	18	18	18	18	18	18
High-pressure tank (bar)	36	36	36	36	36	36	36	-
Geometric volume (litre)	3,160	6,400	11,700	19,600	30,800	48,000	60,000	79,400

Entonces, a partir de la tabla, hemos de repartir el volumen en 8 tanques de $79,4 \text{ m}^3$.

Las dimensiones serán:

D (m)	R (m)	H(m)
3,8	1,9	13,977

El diseño del tanque proporcionado por casa LINDE, puede verse en la ficha de especificaciones.

Por otro lado, los pesos, de los recipientes vacíos y llenos, obtenidos por LINDE serán los siguientes:

- **Cálculo del peso del recipiente con agua**

Primero se calcula cuanto pesaría el equipo lleno de agua, teniendo en cuenta la densidad del agua y a este valor se le sumará el peso del equipo vacío.

$$P_{AGUA} = P_{VACÍO} + V_{CILINDRO} \cdot \rho_{AGUA} = 113600 \text{ kg}$$

Donde:

$P_{VACÍO}$ es 34200 kg
$V_{CILINDRO}$ es $79,4 \text{ m}^3$
$\rho_{AGUA} = 1000 \text{ kg/m}^3$

- **Cálculo del peso del recipiente en operación**

Para determinar el peso total del equipo en operación se procede igual que en el apartado anterior, pero teniendo en cuenta la densidad del producto que contendrá el recipiente:

$$P_{OPERACIÓN} = P_{VACÍO} + V_{CILINDRO} \cdot \rho_{MONOXIDO DE CARBONO} = 86056,140 \text{ kg}$$

Donde:

$P_{VACÍO}$ es 34200 kg
$V_{CILINDRO}$ es $79,4 \text{ m}^3$
$\rho_{MONOXIDO DE CARBONO} = 653,1 \text{ kg/m}^3$

11.1.4. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DEL ÁCIDO ACÉTICO (70%) Y GLACIAL

En estos tanques se almacenaran el ácido acético glacial y el diluido, que son el producto final de esta planta (T-401/T-408 para el glacial y T-421/T-432 para el acético del 70%). Los tanques estarán situados en el parque de tanques y su disposición será vertical.

Las condiciones recomendadas de almacenamiento del ácido acético son entre 20 y 35°C, no deben ser inferiores dado que a 16°C el ácido acético glacial se congela. Por este motivo, debido a las condiciones climatológicas, en invierno será necesario que este tanque cuente con un serpentín interno por el que circulará vapor de agua a 140°C y en verano habrá que mantener la temperatura del tanque haciendo circular por el serpentín agua glicolada a 0°C.

Diseño funcional:

El ácido acético se subministrará en camiones cisterna de 23 toneladas de capacidad, por este motivo se ha creído conveniente diseñar este tanque con la capacidad suficiente para almacenar ácido acético para tres días. Se supone que diariamente o cada dos días vendrán los camiones a recoger el producto. El consumo de ácido acético (70%) diario es de 227272,73 kg/día y del glacial es de 136773,96 kg/día, por lo tanto para satisfacer estas necesidades se requiere como mínimo 10 i 7 camiones de 23 toneladas de capacidad respectivamente.

$$\frac{10 \text{ camiones} \cdot 23000 \text{ kg}}{227272,73 \text{ kg / dia}} = 1,012 \text{ días}$$

$$\frac{7 \text{ camiones} \cdot 23000 \text{ kg}}{136773,96 \text{ kg / dia}} = 1,178 \text{ días}$$

A partir de estos caudal y de las densidades de los dos tipos de ácido, a las condiciones de almacenamiento, es decir a presión atmosférica y a una temperatura de 20°C, ($\rho(\text{acético 70\%}) = 1028 \text{ kg / m}^3$ y $\rho(\text{acético glacial}) = 1049 \text{ kg / m}^3$), se calcula el caudal volumétrico necesario.

$$Q_L = \frac{227272,73 \text{ kg / dia}}{1028 \text{ kg / m}^3} = 221,08 \text{ m}^3 / \text{día}$$

$$Q_L = \frac{136773,96 \text{ kg / dia}}{1049 \text{ kg / m}^3} = 131,08 \text{ m}^3 / \text{día}$$

Realizando los cálculos pertinentes se obtiene que el volumen de ácido acético para ambos casos que se ha de almacenar para tres días sea:

$$V(\text{acético } 70\%) = 663,25 \text{ m}^3 \quad V(\text{acético } \text{glacial}) = 391,16 \text{ m}^3$$

En el momento de vaciado del tanque debe quedar en su interior un 30% del volumen, de esta manera se sobredimensiona el tanque para mayor seguridad, por lo tanto el volumen a almacenar es:

$$V(\text{acético } 70\%) = 862,225 \text{ m}^3 \quad V(\text{acético } \text{glacial}) = 508,508 \text{ m}^3$$

Estos volúmenes se reparten en 12 tanques de $71,85 \text{ m}^3$ de acético del 70% y en 8 tanques de $63,56 \text{ m}^3$ de acético glacial.

Fijando el diámetro y calculando la altura, las dimensiones de los tanques serán:

Ácido acético 70%		
D (m)	R (m)	H(m)
3	1,5	11

Ácido acético glacial		
D (m)	R (m)	H(m)
3	1,5	9

Estos tanques tendrán cuerpo cilíndrico, fondo superior cónico con una inclinación de 20° respecto a la horizontal y fondo plano. Las dimensiones del fondo cónico son:

$$H_{CONO} = r \cdot \sin 20^\circ = 1,5 \cdot \sin 20^\circ = 0,513 \text{ m}$$

$$V_{CONO} = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H_{CONO}}{12} = \frac{\pi \cdot 3^2 \cdot 0,513}{12} = 1,208 \text{ m}^3$$

El volumen total será:

$$V_{TOTAL} = V_{CILINDRO} + V_{CONO} = 71,85 + 1,208 = 73,058 \text{ m}^3 \text{ respecto el acético 70\%}$$

$$V_{TOTAL} = V_{CILINDRO} + V_{CONO} = 63,56 + 1,208 = 64,768 \text{ m}^3 \text{ respecto el acético glacial}$$

Diseño mecánico

Estos tanques han sido diseñados siguiendo la normativa americana ASME y la norma MIE-APQ-006 (Almacenamiento de líquidos corrosivos).

- **Selección del material de construcción**

El material utilizado en la construcción de estos tanques es AISI-316, aunque sabemos que es más adecuado utilizar Zirconio 702, pero este último tiene un valor mucho más elevado.

Se usa este material debido a la corrosividad que presenta el ácido acético y al ser una sustancia corrosiva ataca a muchos materiales metálicos en presencia de agua.

- **Temperatura de diseño**

La temperatura de diseño será como mínimo la temperatura de operación más 15ºC.

$$\text{Temperatura de operación} = 20^\circ C$$

$$\text{Temperatura de diseño} = \text{Temperatura de operación} + 15^\circ C = 35^\circ C$$

- **Presión de diseño**

La presión de diseño se calcula de dos maneras y se elige la que sea mayor.

$$\text{Presión de operación} = 1 \text{ atm} = 1,0132 \text{ bar}$$

$$\text{Presión de diseño} = \text{Presión de operación} + 2 \text{ bar} = 3,0132 \text{ bar}$$

$$\text{Presión de diseño} = \text{Presión de operación} + 10\% \text{ Presión de operación} = 1,1145 \text{ bar}$$

Por tanto, cogemos la de 3,0132 bar.

A continuación se muestra el cálculo de los espesores de chapa de un tanque de almacenamiento y del cálculo del peso del equipo.

- **Cálculo del espesor de la pared cilíndrica**

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

Donde:

P es la presión interna de diseño bar, (3,0132 bar).
 R es el radio interno en mm, ($1,5 \cdot 10^{-3}$ mm)
 S es el límite elástico (2675,17 bar).
 E es el factor de soldadura=0,85 (radiografiado doble parcial).
 C1 es la tolerancia a la corrosión.
 C2 es la tolerancia a la soldadura.
 t es el grosor de la pared en mm.

Se obtiene un valor de 2,007 mm de espesor. A este valor se le suma 1 mm por el factor de corrosión, de manera que el espesor necesario es de 3 mm pero industrialmente no se fabrican chapas de 3 mm, por este motivo se escoge una de 4 mm.

- **Cálculo del espesor del fondo superior cónico**

Se ha escogido un fondo superior cónico con una inclinación de 20° respecto a la horizontal.

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot \cos \alpha \cdot (S \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C1 + C2$$

Donde:

P es la presión interna de diseño, bar (3.0132bar)
 D es el diámetro, mm (3000 mm)
 S es el límite elástico (2675,17 bar)
 E, es el factor de soldadura=0,85, (radiografiado doble parcial).
 α , es el ángulo que forma con la horizontal (20°)

Se obtiene un espesor de 2,134 mm. A este valor le sumamos 1 mm por el factor de corrosión y el 10% del espesor inicial por tolerancia de fabricación, por tanto el espesor será de 4 mm.

- **Cálculo del espesor del fondo inferior plano**

El fondo inferior se ha escogido toriesférico y su espesor se calcula de la siguiente forma:

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} + C1 + C2$$

Donde: P, es la presión interna de diseño, bar (3.0132bar).

D, es el diámetro, mm (3000 mm).

S es el límite elástico (2675,17 bar).

E, es el factor de soldadura=0,85 (radiografiado doble parcial).

Se obtiene un espesor de 2,006 mm. A este valor le sumamos 1 mm por el factor de corrosión y el 10% del espesor inicial por tolerancia de fabricación, por tanto el espesor será de 4 mm.

- **Cálculo del espesor del aislante**

El cálculo del espesor del aislante se ha realizado también mediante la utilización del programa Induver, facilitado por la casa comercial Isover.

Se ha escogido como aislante el modelo: Panel PI-256 (panel semirígido de lana de vidrio) y el espesor necesario ha sido de 60 mm.

- **Cálculo del peso del recipiente vacío (utilizando como ejemplo el ácido acético glacial)**

- **Peso pared cilíndrica**

$$P_{CILINDRO} = A_{CILINDRO} \cdot \rho_{MATERIAL} \cdot t = 2214,681 \text{ kg}$$

$$A_{CILINDRO} = \pi \cdot D_{EXT} \cdot H_{CILINDRO} = 85,049 \text{ m}^2$$

$$\rho_{MATERIAL} = 6510 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \text{ en este caso es Zirconio 702}$$

Donde: $t = 0,004 \text{ m}$

$$D_{EXT} = 2 \cdot t + D_{INT} = 2 \cdot 0,004 + 3 = 3,008 \text{ m}$$

$$H_{CILINDRO} = 9 \text{ m}$$

- **Peso fondo inferior plano**

$$P_{INFERIOR} = A_{INFERIOR} \cdot \rho_{MATERIAL} \cdot t = 185,049 \text{ kg}$$

$$A_{INFERIOR} = \frac{\pi \cdot D_{EXT}^2}{4} = 7,106 \text{ m}^2$$

Donde: $\rho_{MATERIAL} = 6510 \text{ kg/m}^3$ en este caso es Zirconio 702
 $t = 0,004 \text{ m}$
 $D_{EXT} = 2 \cdot t + D_{INT} = 2 \cdot 0,004 + 3 = 3,008 \text{ m}$

- **Peso fondo superior cónico**

$$P_{CÓNICO} = A_{CONO} \cdot \rho_{MATERIAL} \cdot t = 195,517 \text{ kg}$$

$$A_{CONO} = \pi \cdot c \cdot r = 7,508 \text{ m}^2$$

$$\rho_{MATERIAL} = 6510 \text{ kg/m}^3$$
 en este caso es Zirconio 702

Donde: $t = 0,004 \text{ m}$
 $D_{EXT} = 2 \cdot t + D_{INT} = 2 \cdot 0,004 + 3 = 3,008 \text{ m}$
 $r = \frac{D_{EXT}}{2} = 1,504 \text{ m}$
 $c = \sqrt{r^2 + H_{CONO}^2} = 1,589 \text{ m}$

- **Peso del aislante**

$$P_{AISLANTE} = A_{AISLANTE} \cdot \rho_{AISLANTE} \cdot t = 137,213 \text{ kg}$$

$$A_{AISLANTE} = \pi \cdot D_{EXT} \cdot H_{CILINDRO} = 112,265 \text{ m}^2$$

$$t = 0,06 \text{ m}$$

Donde: $H_{CILINDRO} = 9 \text{ m}$
 $D_{EXT} = 2 \cdot t + D_{INT} = 2 \cdot 0,06 + 3 = 3,12 \text{ m}$
 $\rho_{AISLANTE} (\text{Panel PI} - 256) = 22 \text{ kg/m}^3$

Entonces el peso total del recipiente vacío será:

PESO PARED CILÍNDRICA (kg)	2214,681
PESO FONDO INFERIOR plano (kg)	185,049
PESO FONDO SUPERIOR cónico (kg)	195,517
PESO AISLANTE (kg)	112,265
PESO SERPENTÍN (calculado página siguiente) (kg)	52
PESO TOTAL DEL RECIPIENTE VACÍO (kg)	2759,512

- Cálculo del peso del recipiente con agua**

Primero se calcula cuanto pesaría el equipo lleno de agua, teniendo en cuenta la densidad del agua y a este valor se le sumará el peso del equipo vacío.

$$P_{AGUA} = P_{VACÍO} + V_{CILINDRO} \cdot \rho_{AGUA} = 66346,112 \text{ kg}$$

Donde:

$P_{VACÍO}$ es 2786,112 kg
$V_{CILINDRO}$ es $63,56 \text{ m}^3$
$\rho_{AGUA} = 1000 \text{ kg/m}^3$

- Cálculo del peso del recipiente en operación**

Para determinar el peso total del equipo en operación se procede igual que en el apartado anterior, pero teniendo en cuenta la densidad del producto que contendrá el recipiente:

$$P_{OPERACIÓN} = P_{VACÍO} + V_{CILINDRO} \cdot \rho_{ACÉTICO GLACIAL} = 69460,552 \text{ kg}$$

Donde:

$P_{VACÍO}$ es 2786,112 kg
$V_{CILINDRO}$ es $63,56 \text{ m}^3$
$\rho_{ACÉTICO GLACIAL} = 1049 \text{ kg/m}^3$

PESO SERPENTÍN LLENO (calculado página siguiente) (kg)	55,3
PESO RECIPIENTE LLENO DE ACÉTICO GLACIAL (kg)	69460,552
PESO TOTAL EN OPERACIÓN	69515,852

- **Diseño del serpentín para el ácido acético glacial**

Tal y como hemos dicho anteriormente, hemos decidido diseñar un serpentín, para evitar que en invierno se congele nuestro producto y en verano lleguemos a los 39°C, y con esto se incendie nuestro producto.

El serpentín tendrá un grosor de chapa de 2,7 mm. Las ecuaciones a utilizar han sido las siguientes:

Ecuación de calor :

$$Q = U \cdot A \cdot \frac{T_{RS} - T_{RE}}{\ln\left(\frac{T - T_{RE}}{T - T_{RS}}\right)} \rightarrow \frac{T - T_{RE}}{T - T_{RS}} = \exp\left(\frac{U \cdot A}{W_R \cdot C_{PR}}\right) \quad (1)$$

Balance de energía para refrigerante :

$$Q = W_R \cdot C_{PR} \cdot (T_{RS} - T_{RE})$$

Entonces :

$$K_1 = \exp\left(\frac{U \cdot A}{W_R \cdot C_{PR}}\right) \quad (2) \quad T_{RS} = T - \frac{T - T_{RE}}{K_1} \quad (3)$$

Se hace el balance de energía en el tanque:

$$T = T_{RE} + (T_0 - T_{RE}) \cdot \exp\left(\frac{-W_R \cdot C_{PR}}{m \cdot C_p} \cdot \frac{K_1 - 1}{K_1} \cdot t\right) \quad (4)$$

Donde:

T: es la temperatura que deseamos dentro del tanque (25 °C)

T₀: es la temperatura inicial del tanque (20 °C)

T_{RE}: es la temperatura de entrada al serpentín (120 °C)

T_{RS}: es la temperatura de salida al serpentín (140)

K₁: es 11,6, valor adimensional según la expresión (2)

U: es el coeficiente de transmisión de calor del agua; (861,244 Kcal/h*m²*°C)

C_{PR}: es la capacidad calorífica del agua, 0,789 Kcal/kg*°C

C_P: es la capacidad calorífica del ácido acético, 0,48 Kcal/kg*°C

A: área del serpentín: $A = 2 \cdot \pi \cdot R_{INT} \cdot L \rightarrow \text{donde } L = 15 \text{ m}, R_{INT} = 0,00993 \text{ m}$

m: es la cantidad de acético que hay dentro del recipiente: 69460 Kg

W_R: es el cabal de agua que circula por el serpentín, (kg/h)

t: es el tiempo necesario para calentar el recipiente, (h)

Hemos considerado poner dos serpentines separados entre ambos 1,5 m, en el cual cada uno hace 3 vueltas.

Mediante iteraciones y haciendo uso de la expresión (4), para llegar a nuestra temperatura deseada dentro del tanque (25°C), el cabal y el tiempo requerido han sido los siguientes:

T (°C)	Wr (kg/h)	t (h)	t (min)
25	700	3,3	203

En cambio en verano, haremos circular agua a 0°C, con tal de que el tanque no llegue a la temperatura de inflamación 39°C. Los datos obtenidos han sido los siguientes:

T (°C)	Wr (kg/h)	t (h)
25	4500	5,2

- **Peso del serpentín**

Al tener el serpentín 3 vueltas, hemos calculado para cada vuelta un área, un volumen, y un peso, en el cual luego tendremos que sumar todos los pesos obtenidos para cada vuelta con tal de saber el peso total del serpentín.

A continuación, mostramos un ejemplo de cálculo para calcular la masa del serpentín.

Volumen de una vuelta de serpentín:

$$V_{VUELTA} = A_{VUELTA} \cdot t_{SERPENTÍN}$$

Donde:

$$\left| \begin{array}{l} A_{3VUELTA} = \pi \cdot D_{EXT} \cdot L_{SERPENTÍN} = 1,1969 \text{ m}^3 \\ V_{3VUELTA} = 0,003315 \text{ m}^3 \\ D_{EXT} = D_{INT} + 2 \cdot t_{SERPENTÍN} = 0,01986 + 2 \cdot 0,00277 = 0,0254 \text{ m} \\ L_{SERPENTÍN} = 15 \text{ m} \end{array} \right.$$

Peso de una vuelta del serpentín:

$$P_{VUELTA} = V_{3VUELTA} \cdot \rho_{ACERO} = 0,003315 \cdot 7850 = 26 \text{ kg}$$

Peso total del serpentín vacío:

$$P_{\text{SERPENTÍN VACÍO}} = P_{\text{SUMA DE TODAS LAS VUELTAS}} = 52 \text{ kg}$$

Peso serpentín lleno de agua:

$$P_{\text{SERPENTÍN LLENO}} = P_{\text{SERPENTÍN VACÍO}} + V_{\text{SERPENTÍN}} \cdot \rho_{\text{AGUA}} = 52 + 0,003315 \cdot 1000 = 55,3 \text{ kg}$$

Sistema de venteo

El sistema de venteo es un sistema de seguridad que sirve para prevenir la formación de vacío o bien de una sobrepresión en el interior del tanque, y así evitar la deformación del depósito como a consecuencia de una operación de vaciado, carga o bien debido a un cambio a la temperatura ambiente.

- **Diseño del venteo**

Debemos dimensionar el sistema de venteo de acuerdo con la legislación vigente y hay que tener una medida mínima igual a la medida máxima de las conexiones de tuberías que introducen o sacan las corrientes del recipiente, y en ningún caso serán inferiores a 1,4" de diámetro interno.

Este orificio para el venteo estará situado en la parte superior, con un diámetro más grande del mínimo legal, sobretodo para no tener problemas con la salida de gases. Su diámetro será de 4".

- **Cálculo de la capacidad total de venteo**

El venteo de emergencia está relacionado con la superficie húmeda del recipiente que puede estar expuesta a un fuego exterior. Dicha superficie se calculará sobre las bases de un 55 por 100 de la superficie total de una esfera, o de un 75 por 100 del área total de un recipiente horizontal y los primeros 10 m por encima del suelo de un recipiente vertical, se descontará la parte de superficie que esté en contacto con el suelo.

En almacenamientos atmosféricos la capacidad total de venteo puede ser determinada por la siguiente fórmula:

$$m^3 \text{ de aire por hora} = \frac{4,414 \times Q}{L \times \sqrt{M}}$$

Donde:

$$Q: \text{calor recibido (kJ/h)} = 139,7 \cdot F \cdot A^{0,82} \cdot 10^3$$

$$F: \text{factor de reducción sin dimensiones} = 1$$

$$A: \text{superficie húmeda (m}^2\text{)} = 2 \cdot \pi \cdot r_{\text{INTERNO}} \cdot h \rightarrow r = 1,5m \text{ y } h = 10m \text{ máximo}$$

$$L: \text{calor latente de vaporización (kJ/kg)}$$

$$M: \text{peso molecular}$$

Hemos utilizado venteo en los tanques de acético glacial y del 70%. Los resultados a dicho cálculo son los siguientes:

ÁCIDO ACÉTICO GLACIAL					
L (kJ/kg)	M	Q (kJ/h)	h (m)	A (m ²)	Capacidad venteo (m ³ /h)
394,39	60,052	5328164,06	9	84,823	7695,216

ÁCIDO ACÉTICO 70%					
L (kJ/kg)	M	Q (kJ/h)	h (m)	A (m ²)	Capacidad venteo (m ³ /h)
478,982	60,052	5808964,61	10	94,248	6907,932

11.1.5. CUBETOS DE RETENCIÓN

Los recipientes de superficie para el almacenamiento de líquidos inflamables, combustibles y corrosivos deberán de disponer de un cubeto de retención. De esta manera se evita la dispersión de líquido peligroso en caso de pérdida o fuga del mismo.

Los recipientes en el interior del cubeto no deben estar dispuestos en más de dos filas.

El fondo del cubeto tendrá una pendiente adecuada de forma que todo el producto derramado escurra rápidamente hacia una zona del cubeto lo más alejada posible del resto de recipientes, de tuberías y órganos de la red de incendios.

a) *Un cubeto para un solo tanque:*

Capacidad cubeto = volumen líquido tanque

Si consideramos una altura de cubeto de 1m (puede estar entre 0,5 y 1m, según la MIE-APQ).

Capacidad cubeto = $L \times L \times 1 = L^2$

b) *Un cubeto para dos tanques, para líquidos inflamables:*

Se podrá utilizar el mismo cubeto para dos tanques, cuando se trate de líquidos del mismo tipo.

Capacidad cubeto = volumen mayor de:

1. $100\% \times (\text{volumen tanque más grande} - \text{volumen tanque más grande sumergido en el cubeto})$
2. $10\% \times (\text{volumen tanque1} + \text{volumen tanque2})$

A continuación se presenta el cálculo de los cubetos de retención de los productos almacenados en el parque de tanques.

- Metanol

Contendrá 8 tanques de $74,69 \text{ m}^3$ distribuidos en dos filas de 4 tanques cada una.

Considerando el tanque de mayor capacidad, $74,69 \text{ m}^3$, se descuenta el volumen que queda sumergido en un metro del resto de los otros tres tanques.

Volumen sumergido de un tanque:

$$V = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot 1}{4} = 7,069 \text{ m}^3 \text{ donde } D(\text{diámetro del tanque}) = 3 \text{ m}$$

$$V \text{ total del cubeto} = 74,69 + 3 \cdot 7,069 = 124,170 \text{ m}^3$$

Referido a la capacidad global de los recipientes, el volumen del cubeto es de $597,520 \text{ m}^3$ de acuerdo con la cantidad que queda almacenada en los tanques. Para el diseño del cubeto se considera el 10% y por tanto $59,752 \text{ m}^3$. Se diseña por tanto un cubeto de retención de $478,016 \text{ m}^3$.

La distancia de los tanques a la pared del cubeto de retención es de 1.5 m y la distancia entre los tanques como mín. de $0,5 \cdot D = 1,5 \text{ m}$ (de acuerdo a las distancias de seguridad, para un producto clasificado como B1, $0,5 \cdot D$).

Las dimensiones del cubeto:

Espacio = distancia a pared + diámetro de los recipientes + distancia de seguridad

$$\text{Largada del cubeto} = 2 \cdot 1,5 + 4 \cdot D + 3 \cdot 1,5 = 19,5 \text{ m}$$

$$\text{Anchura del cubeto} = 2 \cdot 1,5 + 1,5 + 2 \cdot D = 10,5 \text{ m}$$

Se decide diseñar un cubeto de 20m de largo y 12m de ancho. Estas dimensiones garantizan que el cubeto abarca el volumen anteriormente determinado y se cumplen las distancias de seguridad.

A continuación, mostramos los resultados de los cubetos para los dos acéticos y para el monóxido de carbono.

- Ácido acético (70%)

D (m)	3
H (m)	11
Nº de tanques	12
V de un tanque (m ³)	71,85

Distancia entre tanque y pared cubeto (m)	1,5
Distancia entre tanques (m)	1,5

Dimensiones del cubeto	
Largada cubeto (m)	28,5
Anchura cubeto (m)	10,5
Superficie cubeto (m ²)	360

Volumen sumergido de 1 tanque (m ³)	7,069
Volumen total del cubeto (m ³)	149,604
Referido a la capacidad global de los tanques (m ³)	862,2
El 10% según norma APQ (m ³)	86,22
Volumen total del cubeto de retención (m ³)	1034,64

- Ácido acético glacial

D (m)	3
H (m)	9
Nº de tanques	8
V de un tanque (m ³)	63,56

Distancia entre tanque y pared cubeto (m)	1,5
Distancia entre tanques (m)	1,5

Dimensiones del cubeto	
Largada cubeto (m)	19,5
Anchura cubeto (m)	10,5
Superficie cubeto (m ²)	240

Volumen sumergido de 1 tanque (m ³)	7,069
Volumen total del cubeto (m ³)	113,04
Referido a la capacidad global de los tanques (m ³)	508,48
El 10% según norma APQ (m ³)	50,848
Volumen total del cubeto de retención (m ³)	406,784

- **Monóxido de carbono**

D (m)	3,8
H (m)	13,977
Nº de tanques	8
V de un tanque (m³)	79,4

Distancia entre tanque y pared cubeto (m)	1,5
Distancia entre tanques (m)	10,5

Dimensiones del cubeto	
Largada cubeto (m)	49,7
Anchura cubeto (m)	21,1
Superficie cubeto (m²)	1050

Volumen sumergido de 1 tanque (m³)	11,34
Volumen total del cubeto (m³)	158,79
Referido a la capacidad global de los tanques (m³)	635,2
El 10% según norma APQ (m³)	63,52
Volumen total del cubeto de retención (m³)	508,16

11.2 DISEÑO DEL REACTOR

Para la determinación de los grosores de los diferentes equipos utilizamos la normativa ASME. Esta nos permite calcular el grosor de cuerpos cilíndricos con las supuestas tapas, de diferentes geometrías, en función de la presión interna o externa de diseño. El grosor más grande será el que determinara el grosor de cada parte de nuestro equipo.

- **Cuerpo**

a) Presión interna

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + C_1 + C_2 \quad [mm]$$

Donde:

$$P = P_{operación} + 0,2 * P_{operación} \quad [bares]$$

$$R = \text{Radio interno} \quad [mm]$$

$$E = \text{factor de soldadura} = 0,85 \quad (\text{soldadura con radiografiado parcial})$$

$$S = \text{límite elástico} \quad (\text{depende del material escogido}) \quad (\text{bar})$$

$$C_1 = \text{tolerancia a la corrosión} \quad [mm]$$

$$C_2 = \text{tolerancia a la soldadura} \quad [mm]$$

b) Presión externa

Para determinar el grosor en función de la presión interna se procede con un sistema iterativo, tomando como un buen valor inicial de iteración el grosor encontrado a presión interna.

El diámetro externo es función del diámetro interno i del grosor supuesto para empezar.

$$D_{ext} = D_{int} + 2 \cdot t \quad [mm]$$

La longitud a tener en cuenta en el cálculo depende de la altura del fondo como:

$$L = l_{cilindro} + \frac{h_{fondo}}{3} \cdot 2 \text{ [mm]}$$

Donde:

L = longitud real del cuerpo [mm]

$l_{cilindro}$ = longitud del cilindro sin los fondos [mm]

h_{fondo} = altura del fondo del cilindro [mm]

Por otro lado también hay que determinar el grosor útil como:

$$t_{util} = t - C_1 - C_2 \text{ [mm]}$$

Con estos tres parámetros se puede determinar cual es la presión externa que puede soportar nuestro material con el grosor que hemos escogido, mediante la estimación grafica de dos parámetros.

- figura: UGO-28.0

$$\left. \begin{aligned} \text{eje } y &\equiv \frac{L}{D_{ext}} \\ \text{curva} &\equiv \frac{D_{ext}}{t_{util}} \end{aligned} \right\} \text{ FACTOR A}$$

- figura: UCS-28.2

$$\left. \begin{aligned} \text{eje } y &\equiv \text{ FACTOR A} \\ \text{curva} &\equiv \text{modulo de elasticidad (MPsi)} \end{aligned} \right\} \text{ FACTOR B}$$

$$P_a = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot (D_{ext} / t_{util})} \text{ (bar)}$$

Donde:

A = FACTOR A

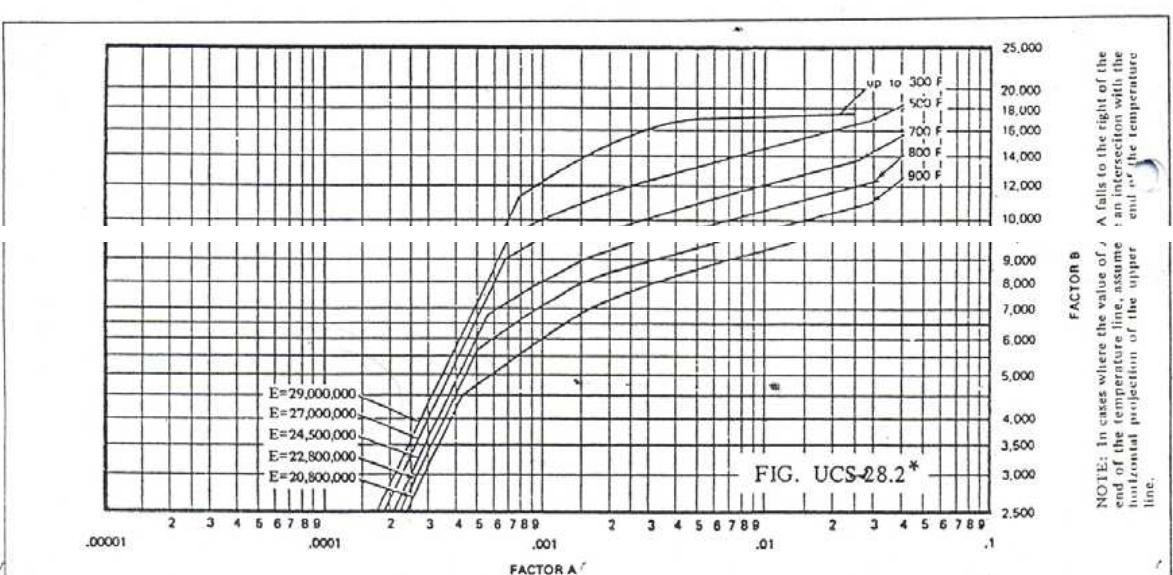
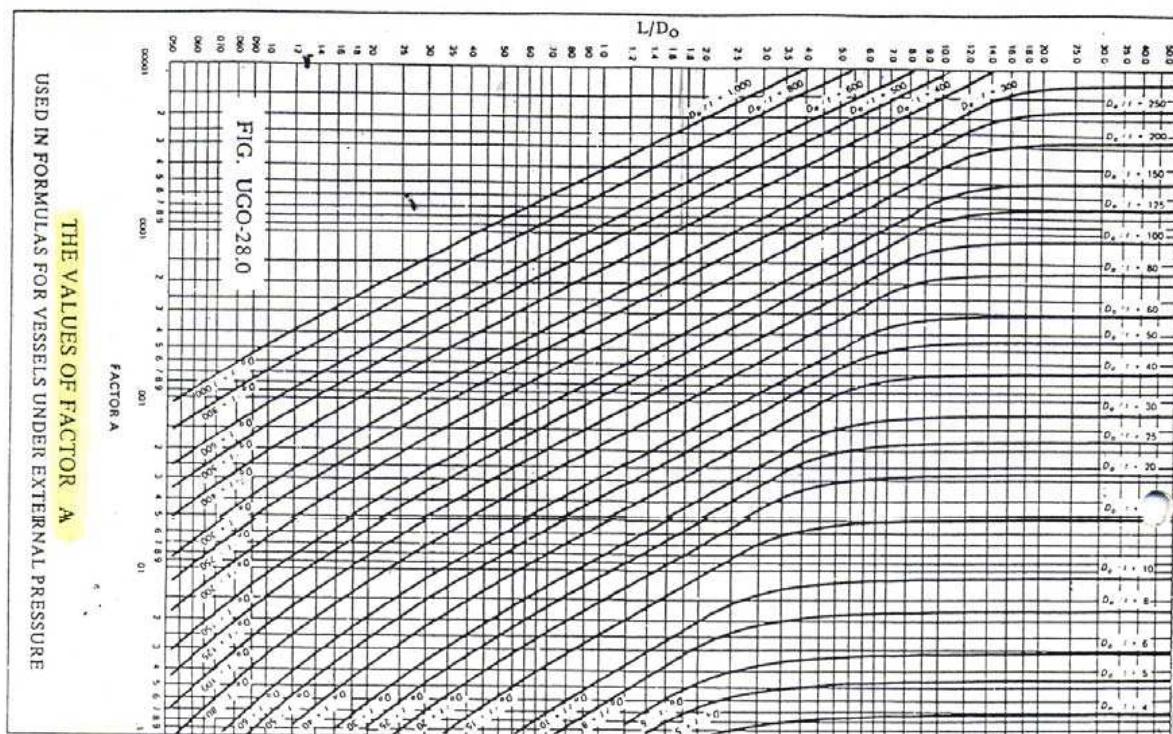
E = modulo de elasticidad (bar)

B= FACTOR B (bar)

Si no se dispone del FACTOR B, P_a se determina mediante:

$$P_a = \frac{3 \cdot A \cdot E}{3 \cdot (D_{ext} / t_{util})} \text{ (bar)}$$

A partir de estas ecuaciones se procederá a un método iterativo suponiendo un grosor cada vez mayor mientras que 'Pa' sea menor que la presión admisible (P).



THE VALUES OF FACTOR - B USED IN FORMULAS FOR VESSELS UNDER EXTERNAL PRESSURE

* The values of the chart are applicable when the vessel is constructed of carbon steel and the specified yield strength 30,000 to 38,000 psi, inclusive. To this category belong the following most frequently used materials:

SA - 283 C	SA - 515	SA - 53 - B	Type 405	Stainless Steels
SA - 285 C	SA - 516	SA - 106 - B	Type 410	

- **Fondos**

Cabezal toriesferico

a) Presión interna

$$t = \frac{P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0.2 \cdot P} \text{ [mm]}$$

Donde:

$$P = P_{\text{opereación}} + 0.2 * P_{\text{opereación}} \text{ [mm]}$$

$$L = \text{radio interno del casquete [mm]}$$

$$M = L/r_{\text{int}} = 1.54 \text{ (fondo toriesferico decimal)}$$

$$E = \text{factor de soldadura} = 0.85$$

$$S = \text{limite elástico (depende del material elegido)}$$

b) Presión externa

$$t = \frac{1.67 \cdot P \cdot L \cdot M}{2 \cdot S - 0.2 \cdot 1.67 \cdot P} \text{ [mm]}$$

Donde:

$$P = P_{\text{opereación}} + 0.2 * P_{\text{opereación}} \text{ [mm]}$$

$$L = \text{radio interno del casquete [mm]}$$

$$M = L/r_{\text{int}} = 1.54 \text{ (fondo toriesferico decimal)}$$

$$E = \text{factor de soldadura} = 0.85$$

$$S = \text{limite elástico (depende del material elegido)}$$

El grosor escogido será el mayor grosor determinado por las dos diferentes presiones que actúa sobre el equipo.

Cabezal cónico

El grosor obtenido por la siguiente ecuación se sobredimensionara en un 7% para su diseño.

$$t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot \cos \alpha \cdot (S \cdot E - 0.6 \cdot P)} \quad [mm]$$

Donde:

$$P = P_{opereación} + 0.2 * P_{opereación} \quad [mm]$$

S = límite elástico (depende del material elegido)

E = factor de soldadura = 0.85

α = grado de inclinación

D = diámetro interno [mm]

El grosor obtenido por la siguiente ecuación se sobredimensionara en un 7% para su diseño.

- Determinación del peso de los equipos:**

Cuerpo cilíndrico

$$\text{Peso del cuerpo} = V_{material} \cdot \rho_{material} \quad [Kg]$$

Donde:

$$V_{material} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \cdot L \quad [m^3]$$

$\rho_{material}$ = (depende del material elegido)

Fondos

a) Toriesférico:

$$\text{Peso del cuerpo} = \frac{\pi}{4} \cdot D_d \cdot 8 \cdot t_F \quad [Kg]$$

Donde:

$$D_d = \frac{(1.2 \cdot D_{ext} + 1.7 \cdot h)}{1000} \text{ [mm]}$$

D_{ext} = diámetro externo [mm]

t_F = grosor [mm]

$h = 3.5 \cdot t_F$ [mm]

b) cónico

$$\text{Peso del cuerpo} = V_{material} \cdot \rho_{material} \text{ [Kg]}$$

Donde:

$$V_{material} = \frac{\pi \cdot h}{12} \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \text{ [m}^3]$$

h = altura de el fondo cónico [m]

$\rho_{material}$ = (dependiendo del material escogido)

Seguidamente se muestran diferentes contribuciones para el cálculo del peso de diferentes equipos.

Columna = Cuerpo cilíndrico + 2 (fondos) + relleno

Intercambiador de calor = cuerpo cilíndrico + 2 fondos + tubos

Reactor = Cuerpo cilíndrico + 2 (fondos)+ agitador

Tanques = Cuerpo cilíndrico + 2 (fondos)

Resultados diseño de los reactores:

La producción de ácido acético se consigue, en este caso, de la carbonilación del metanol a partir de monóxido de carbono, en este caso utilizando el proceso CATIVA sobre un catalizador sólido de iridio y rutenio. La reacción tiene lugar en fase líquida a alta temperatura y elevada presión.

En la planta de proceso se trabaja con dos reactores, los cuales tienen la capacidad de llevar a cabo individualmente la totalidad de la producción. Se escoge este diseño pensando en un posible mal funcionamiento o limpieza de uno de ellos, lo cual siempre se podrá mantener el mismo ritmo de producción establecido.

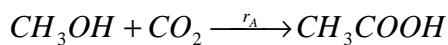
El producto fabricado tiene estas propiedades físicas:

PROPIEDADES FISICAS	
Nombre	Ácido Acético
formula	C ₂ H ₄ O ₂
PM [g/mol]	60,053
Punto de solidificación	16,66
Punto de ebullición [°C] i 1013 mbar	117,9
Flas point [°C]	43
temperatura critica [°C]	591,95
Presión critica [Mpa]	5,786
Solubilidad en agua (g/100g)	Miscible
Presión de vapor a 20°C [mbar]	15,7
límite de inflamabilidad en aire	4%<x<16%
viscosidad a 20 °C [Kg/m.s]	1,183
temperatura de auto ignición [°C]	463
constante de dissociación a 25°C [pKa]	4,78
Calor de combustión [KJ/mol]	-786,6
Constante dieléctrica a 20 °C	6,17
Calor latente de vaporización [Kj/Kg]	394,5
entropía normal a 25°C [J/mol.K]	159,8
Calor de formación en fase vapor [KJ/mol]	432,25
densidad [Kg/m3]	1049

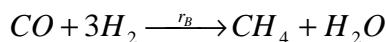
En las reacciones químicas podemos diferenciar dos tipos de reacciones las de sistemas homogéneos y las de sistemas heterogéneos. Una reacción es homogénea si se realiza en una sola fase. En cambio una heterogenia requiere la presencia de al menos dos fases si se efectúa a la velocidad a la que lo hace.

En el sistema empleado para la producción de ácido acético se producen una serie de reacciones:

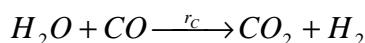
-La primera reacción, heterogénea, carbonización del metanol a partir del CO₂ catalizada por una sal de Iridio.



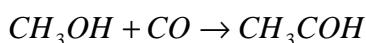
-La segunda, homogénea, formación de metano en fase gas.



-La tercera, heterogénea, water shift reaction.



A parte de estas también se dan en menor proporción otras reacciones laterales como las de formación de etanol y ácido propiónico.



Todas estas reacciones suceden de forma simultánea en el interior del reactor, exceptuando la primera reacción las otras ocurren de forma minoritaria consiguiéndose concentraciones de subproducto del orden de ppm.

La reacción principal del proceso es exotérmica lo que crea la necesidad de un sistema de intercambio de calor para mantener las condiciones de operación dentro del reactor. El sistema de intercambio consiste en una media caña que rodea el reactor por la cual circula agua de refrigeración. Su diseño nos permite trabajar a la mitad de producción o la producción completa gracias a la colocación de una válvula de tres vías que nos separa las dos zonas de intercambio del reactor.

Las condiciones dentro del reactor son:

$$T=190[C^{\circ}]$$

$$P= 29 [\text{bar}_a]$$

El reactivo limitante en este proceso es el metanol el cual es consumido prácticamente en su totalidad. Esto es debido al camino que sigue el metanol en el ciclo catalítico hacia ácido acético.

El catalizador utilizado es una sal de cloro con iridio, este esta acompañado por un compuesto de rutenio que aunque no cataliza la reacción evita que en el ciclo catalítico los intermedios de la reacción vayan por una vía alternativa que ralentizaría la velocidad de formación de acético.

Cinética

Para poder seguir correctamente la evolución de la reacción es necesario conocer las ecuaciones de velocidad, estas son:

$$r_A = k \cdot [Ir] \cdot [AcMe]$$

$$r_B = 6,8E^{-3} \cdot r_A$$

$$r_C = 8,9E^{-3} \cdot r_A$$

Donde:

r_i = velocidad de reacción

k = constante cinética del componente i

En primer lugar aunque la cinética esperada debería depender de las concentraciones de los reactivos en este caso depende de la concentración de uno de los promotores (AcMe) y de la concentración de catalizador. Esto es debido a que en el ciclo catalítico las etapas que determinan la velocidad de reacción son la inserción

del CO en el complejo de iridio y la formación de ioduro de metilo a partir de metil acetato. Las velocidades de las otras dos reacciones fueron ponderadas a partir de datos de patentes para experimentos realizados en condiciones similares a las de operación vieniendo estas expresadas como un porcentaje de la velocidad de formación del acético.

Balances de materia

- Balance de materia general

$$\Delta n_j + \frac{dN_j}{dt} = \int_V r_j dV$$

entonces como en este caso se esta trabajando con un reactor continuo de tanque agitado no tenemos el término de acumulación y el balance utilizado es el siguiente:

$$\Delta n_j = \int_V r_j dV = r_j \cdot V$$

Balances de energía

- Balance de energía general

$$\left(\sum_j h_j n_j \right)_S - \left(\sum_j h_j n_j \right)_E + \frac{d}{dt} \left(\sum_j N_j h_j \right) = q$$

Luego de igual forma que en el caso anterior el balance de energía utilizado es el siguiente:

$$\left(\sum_j h_j n_j \right)_S - \left(\sum_j h_j n_j \right)_E = q$$

$$h_j = h_{j0}^0 + \Delta h_j$$

Donde:

q = Calor generado por la reacción [Kcal/h]

h_{j0}^0 = Entalpía de formación a la temperatura de referencia (298 K)

Δh_j = La variación de A_j para que esta pase de la temperatura de referencia a la temperatura del sistema

- Calculo del calor a intercambiar

$$\Delta H_{media,salida} \cdot Q_{salida} - \Delta H_{media,entrada} \cdot Q_{entrada} = q$$

$$(920,96 \cdot (-94270) + 0,20775 \cdot (-50290)) - (914,15 \cdot (-92590) + 86,5 \cdot (-26470)) = q$$

$$q = 100456,56 \text{ [kcal/h]}$$

Este es el calor que hay que intercambiar en cada uno de los reactores cuando están trabajando a 50% de su capacidad.

El calor utilizado para todos los cálculos es el doble, ya que tenemos que tener en cuenta el caso extremo de que uno de ellos pueda producir la totalidad de producto deseado trabajando al 100% de su capacidad.

Diseño mecánico

El reactor escogido para la fabricación de ácido acético es de tipo cilíndrico de fondos toriesfericos en posición vertical, ya que para este tipo de proceso dicha configuración garantiza buenos resultados.

Calculo del volumen del reactor

Para el cálculo del volumen utilizamos la reacción principal del proceso despreciando las reacciones secundarias ya que estas son minoritarias.

A partir del balance de materia anteriormente expresado aislamos el volumen.

$$V = \frac{\Delta n_j}{r_j} \text{ [m}^3\text{]}$$

Donde:

Δn_j = Flujo molar de metanol [Kmol/s]

r_j = Velocidad de producción directa de acético ($k.[Ir].[MeOH]$)

$$V_l = \frac{0.022 \text{ (Kmol/s)}}{1.169 \text{ (Kmol/s)} \cdot \frac{0.1942 \text{ (Kmol/h)} \cdot 136.42 \text{ (Kmol/h)}}{62.86 \text{ (Kmol/h)}^2}} = 2.79 \text{ m}^3$$

Pero este no es el volumen correcto ya que se tiene que tener en cuenta el aumento del volumen debido al burbujeo de CO. Cogiendo un 16% de gas en la fase liquida, se obtiene el volumen corregido.

$$V_{reacion} = \frac{2.79 \text{ m}^3}{0.84} = 3.32 \text{ m}^3$$

Este volumen de reacción es el necesario para conseguir el 50% de la producción. Como la capacidad de nuestro reactor es del 100% este será el doble.

Por otro lado se necesita cierto volumen para evitar que el gas arrastre gotas. Por lo cual se ha considerado aumentar este volumen en un 35% (medidas estándar).

$$V_{reactor} = 3.32 \cdot 2 + 0.35 \cdot (3.32 \cdot 2) = 8.9 \approx 9 \text{ m}^3$$

Material de construcción

El material utilizado para la construcción del reactor es el Hastelloy debido a sus propiedades físicas este tipo de material soporta muy bien la corrosión, aunque su precio sea un poco elevado. Por otro lado la construcción del sistema de intercambio de calor utilizaremos acero ASTM A-515 G55 ya que por el interior de dicho sistema circula agua y no es necesario un material resistente.

Sistemas de seguridad

Para poder evitar una posible sobrepresión en el reactor en caso de un mal funcionamiento de este se instalará un disco de rotura. Este elemento estará calibrado a una presión inferior a la válvula de seguridad, y enlazado a un sistema de control (sistema especificado en el apartado de control e instrumentación).

Calculo del grosor del equipo

Este grosor se calcula siguiendo la norma ASME explicada en este mismo manual. Teniendo en cuenta que para el cálculo del reactor el material utilizado es Hastelloy.

GROSOR DE LAS PAREDES DEL REACTOR	
Recipiente cilíndrico [mm]	6
Fondos toriesfericos [mm]	10
Media caña [mm]	1,5

Calculo del área necesaria para el intercambio

Ambos reactores tienen que tener el área suficiente para poder eliminar todo el calor generado por la reacción.

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \text{ [Kcal/h]} \rightarrow A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} \text{ [m}^2\text{]}$$

Donde:

Q= Calor generado que hay que intercambiar [Kcal/h]

U= Coeficiente global de transmisión de calor [Kcal/h.m².K]

A= Área de intercambio [m²]

ΔT_{ml} = Diferencia de temperatura media logarítmica, refrigerante medio de reacción [°K]

$$A = \frac{2 \cdot 10^5}{250 \cdot 144.94} 5.52 m^2$$

Calculo del peso del reactor

Reactor Vacío

La masa total del reactor es la suma de las contribuciones de los diferentes pesos de las partes que lo constituyen. Estos pesos serán calculados de la forma representada en el apartado del manual de cálculos correspondiente.

PESO DEL REACTOR VACIO	
CONTRIBUCIÓN	Kg
Recipiente	1161,3
Media Caña	107,3
Agitador	400,0
TOTAL	1668,3

Reactor en operación

Para determinar el peso del fluido refrigerante que circula por el interior de la media caña el procedimiento es el siguiente:

$$M_{agua} = V_{mediacaña} \cdot \rho_{agua} \quad [\text{Kg}]$$

$$V_{mediacaña} = \left(\frac{\pi}{4} \cdot D_{inter}^2 \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_{reactor} \right) / 2 \cdot \frac{h}{D_{externo}} \quad [\text{m}^3]$$

Donde:

h = altura del reactor cubierta por el fluido refrigerante [m]

$D_{inter.}$ = diámetro interno de la media caña [m]

$D_{externo}$ = diámetro externo de la media caña [m]

$r_{reactor}$ = radio del reactor [m]

PESO DEL REACTOR EN FUNCIONAMIENTO	
CONTRIBUCION	KG
Recipiente completo	2090,68
fluido refrigerante	1269,03
fluido mezcla	8858,91
TOTAL	12218,61

Donde:

Fluido mezcla: es la media ponderada de todos los componentes del interior del reactor

Calculo del agitador

El tipo de agitación escogido afecta directamente al flujo que se produce en el interior del reactor, por eso es importante escoger adecuadamente el tipo de agitador. En este caso se opto por escoger un agitador de turbina con doble pala.

Dimensionado de la geometría del agitador

Teniendo en cuenta las dimensiones de nuestro reactor calculamos las dimensiones del mezclador y de los bafles.

$$d_2 = 0,7 \cdot D ; \quad h_1 = 0,16 \cdot D ; \quad h_3 = 0,28 \cdot D ; \quad \delta = 0,1 \cdot D ; \quad h_2 = 0,2 \cdot d_2 ;$$

$$D \text{ (diámetro de nuestro reactor)} = 1,8 \text{ [m]}$$

$$h_1 \text{ (altura que hay desde la turbina al fondo del reactor)} = 0,54 \text{ [m]}$$

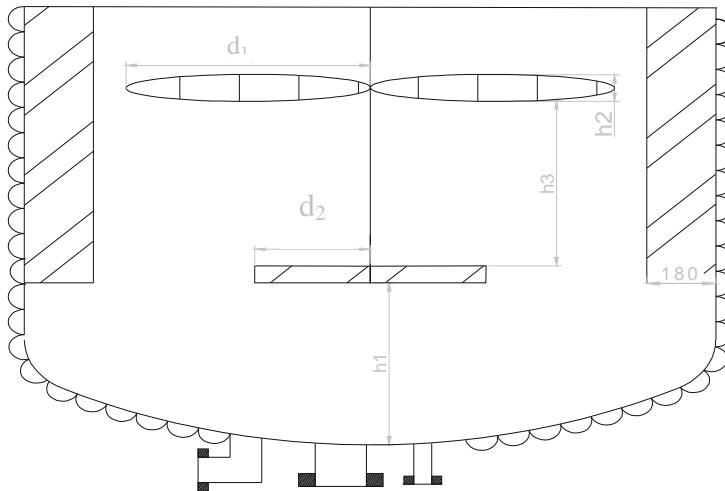
$$d_1 \text{ (diámetro de las palas del agitador)} = 1,26 \text{ [m]}$$

$$d_2 \text{ (diámetro de la turbina)} = 0,594 \text{ [m]}$$

$$\delta \text{ (distancia entre el bafle i la pared)} = 0,18 \text{ [m]}$$

$$h_2 \text{ (grosor de las palas)} = 0,25 \text{ [m]}$$

$$h_3 \text{ (altura entre la turbina y la primera pala)} = 0,504 \text{ [m]}$$



Calculo de la potencia del agitador

Este factor se puede calcular a partir del número de potencia (Np) que este a la vez depende del Reynolds de agitación.

$$Re = \frac{D^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \quad [\text{Adimensional}]$$

Donde:

Re= Reynolds de agitación. [Adimensional]

D= Diámetro del agitador. [m]

N= revoluciones del agitador [rps]

ρ = densidad del fluido [Kg/m³]

μ = viscosidad del fluido [Kg/m.s]

$$Re = \frac{1,2^2 \cdot 1 \cdot 841,66}{3,37 \cdot 10^{-4}} = 3,6 \cdot 10^6$$

Con este valor, y consultando una gráfica en la bibliografía, se obtiene el número de potencia Np:

$$Np = 4$$

Ahora ya podemos calcular la potencia del agitador mediante la siguiente ecuación.

$$P = Np \cdot d^5 \cdot N^3 \cdot \rho$$

Donde:

P= potencia necesaria por el agitador (W)

Np= numero de potencia (adimensional)

d= diámetro del agitador (m)

N= revoluciones del agitador (rps)

ρ = densidad del fluido (Kg/m³)

$$P = 4 \cdot 1,26^5 \cdot 1^3 \cdot 841,66 = 10691 \text{ [W]}$$

11.3 DISEÑO DE LAS COLUMNAS

El proceso de producción de ácido acético desarrollado por *I.S.K: Ingenieros S.L.* consta de 2 columnas una de destilación y otra de absorción.

Descripción del proceso de cálculo.

Todas las columnas han sido diseñadas utilizando el simulador de procesos químicos de Aspentech “Hysys v 3.2”. El procedimiento seguido en la resolución de las columnas del proceso, ha consistido en un cálculo previo para conseguir una buena aproximación siguiendo la opción “Short Cut Distillation”, para acabar con la resolución a partir del método riguroso del subprograma de Hysys “Distillation Column” para la columna de destilación, y “Absorber” para la de absorción. El diseño de platos y relleno fueron realizados con la utilidad “Tray Sizing” de Hysys y el diseño mecánico aplicando el código ASTM ASME para el diseño de recipientes a presión.

11.3.1 COLUMNAS DE DESTILACIÓN

Diseño por el método “Short Cut Distillation”

Una vez definido el caudal de alimento que se introduce en la columna, el simulador requiere que se especifique:

- Fracción molar del componente clave ligero en colas.
- Fracción molar del componente clave pesado en cabezas.
- Presión del condensador.
- Presión del reboiler.

Con estos datos introducidos el simulador calcula una relación de reflujo mínima; una vez determinada esta se introduce un valor superior para que el programa calcule el número de etapas que necesita la columna para conseguir la separación, así como las temperaturas de cabeza y colas. Con la información obtenida recalcularemos la columna usando el método riguroso.

Diseño de la columna de destilación por el método “Distillation Column”

Para el diseño de la columna de destilación aplicando este proceso de cálculo hay que seguir los siguientes pasos:

- Indicar cuales son las corrientes de entrada y salida de materia y energía de la columna (la corriente de alimentación tiene que estar perfectamente definida).
- Introducir el numero de Platos que tiene la columna
- Indicar las presiones del condensador y del reboiler así como si el primero es parcial o total.
- Indicar las temperaturas aproximadas de cabezas y colas.
- Introducir la relación de reflujo y el caudal de salida por cabezas de la columna.

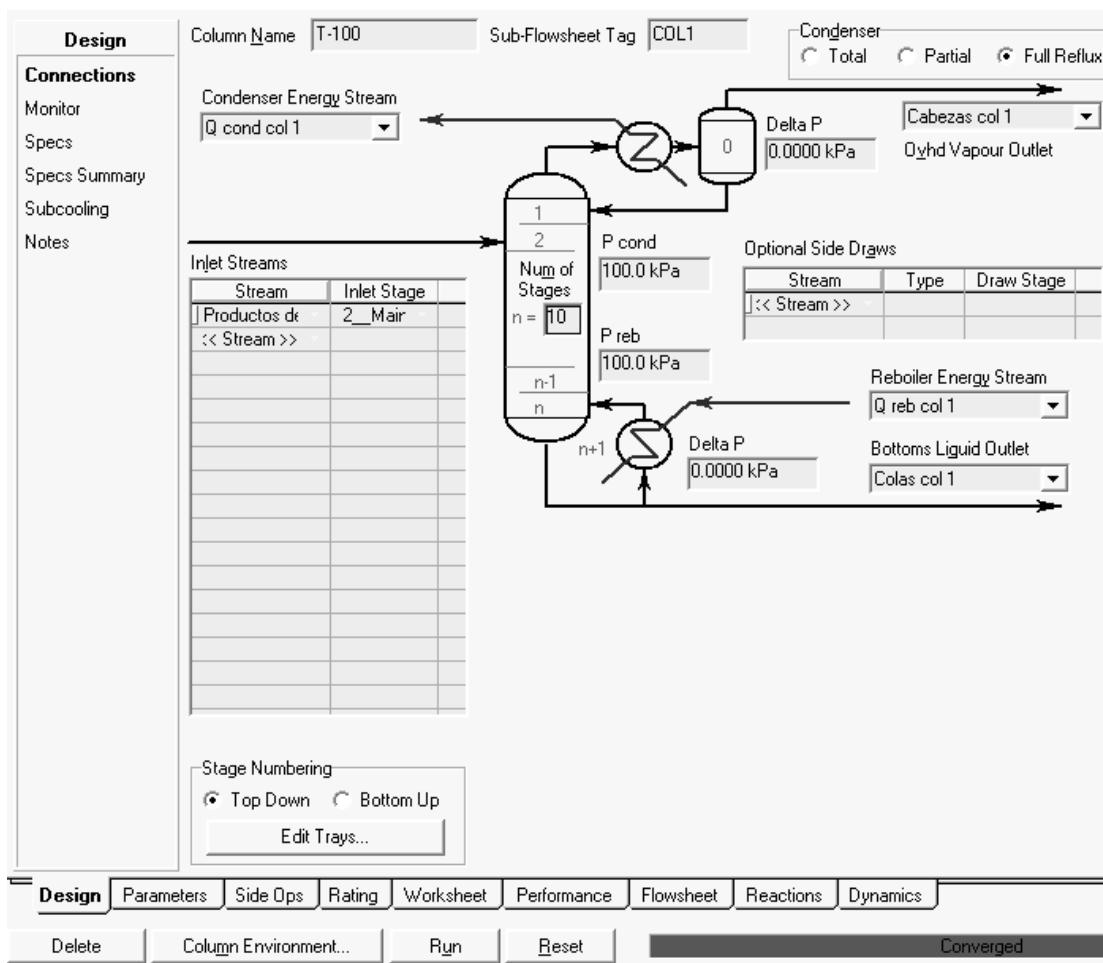


Fig. 1 Pagina principal del subprograma de HYSYS “Distillation Column”.

Con los datos introducidos Hysys ya es capaz de resolver de forma rigurosa la columna; en caso de no ajustarse las composiciones de salida a las de recuperación necesarias, se reacondicionaran los parámetros de operación. Hysys deja para ello

dos grados de libertad, en este caso se ha optado por modificar la relación de reflujo y el caudal molar de destilado para obtener las especificaciones deseadas a la salida. El procedimiento de cálculo puede seguirse con la opción “monitor” de la pestaña “Design” y así comprobar si los resultados obtenidos por el simulador son lógicos.

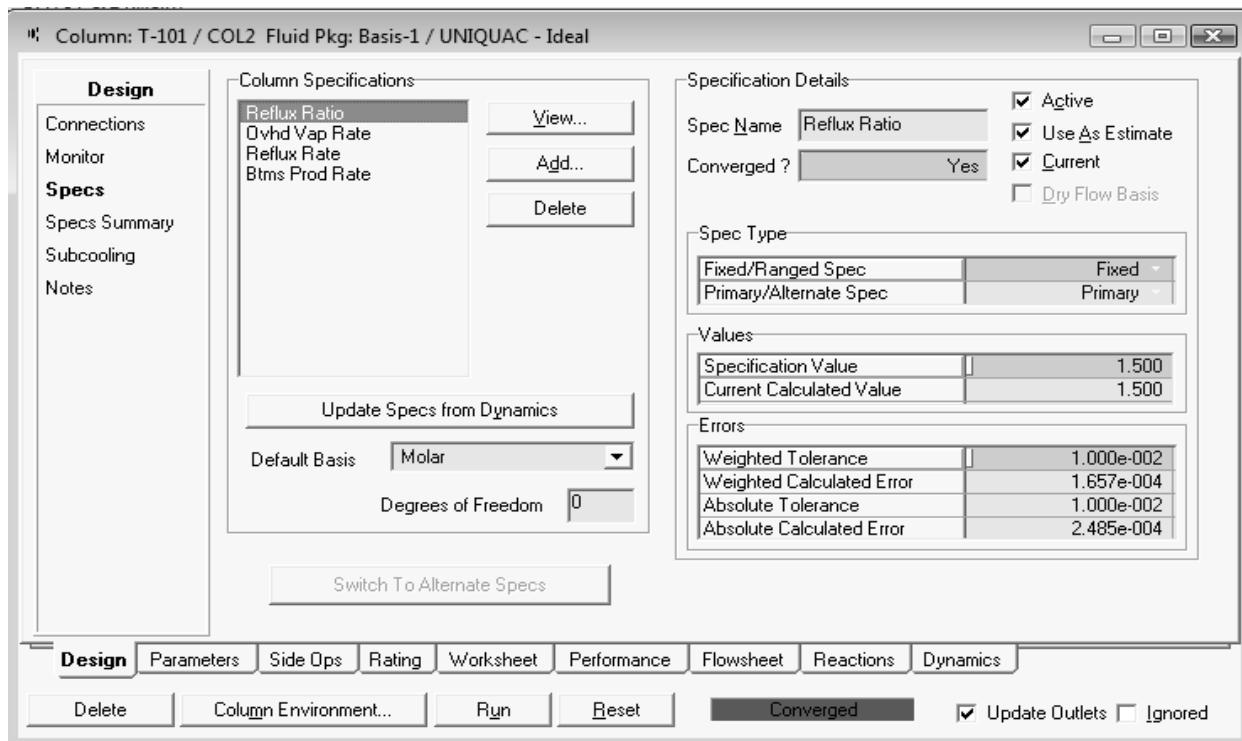


Fig. 2 Pagina del subprograma de HYSYS “Distillation Column” donde se modifican los parámetros para ajustar las especificaciones.

Una vez que ha convergido la columna, se pueden ver como varían los diferentes parámetros de operación a lo largo de esta, de forma gráfica; estas graficas se pueden ver en la opción “Plots” de la pestaña “Performance”. Las figuras que siguen son algunas de las graficas que se generan en este caso.

Las figuras que siguen exponen los datos del caso que nos compete. A la vista de ellas podemos apreciar una evolución lógica y plausible de los caudales de vapor y liquido en la columna (fig. 4); así como la evolución del perfil de temperaturas (fig. 5), más baja en el condensador que en el reboiler, ya que es más rico en componentes ligeros con punto de ebullición inferior; y las composiciones a lo largo de la columna, enriqueciéndose en componentes mas pesados cuanto mas cercanos al reboiler.

Composición vs. N° de Plato de Arriba a Abajo

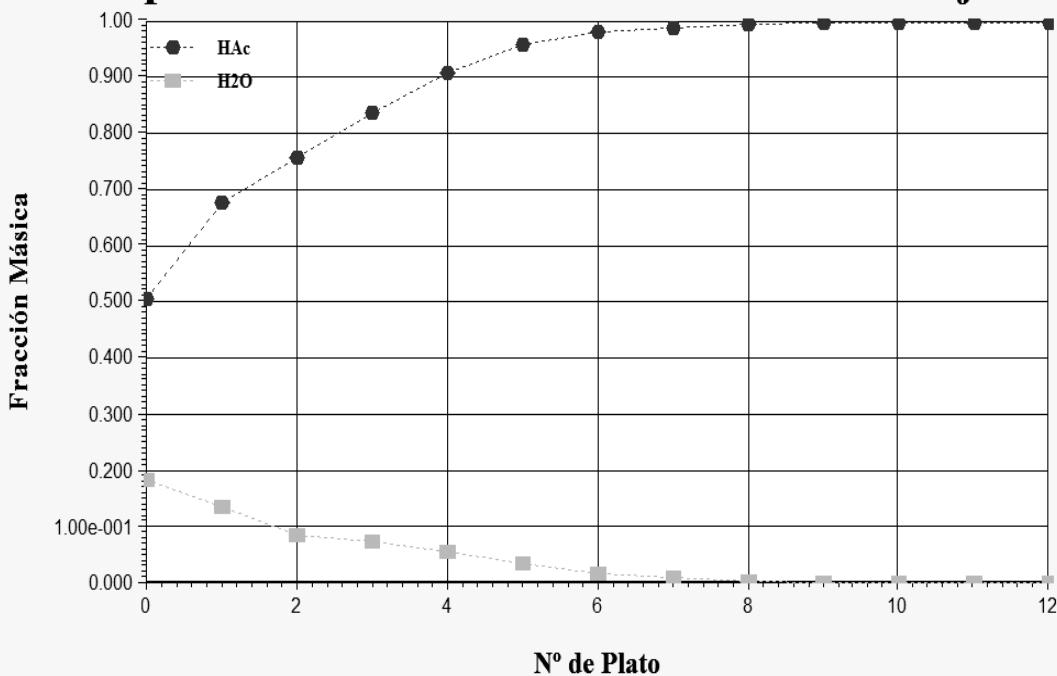


Fig. 3 Grafica de la evolución de la fracción másica de agua y HAc a lo largo de la columna; estos dos son los componentes clave ligero y clave pesado en la separación.

Caudal Molar vs. N° de Plato de Arriba a Abajo

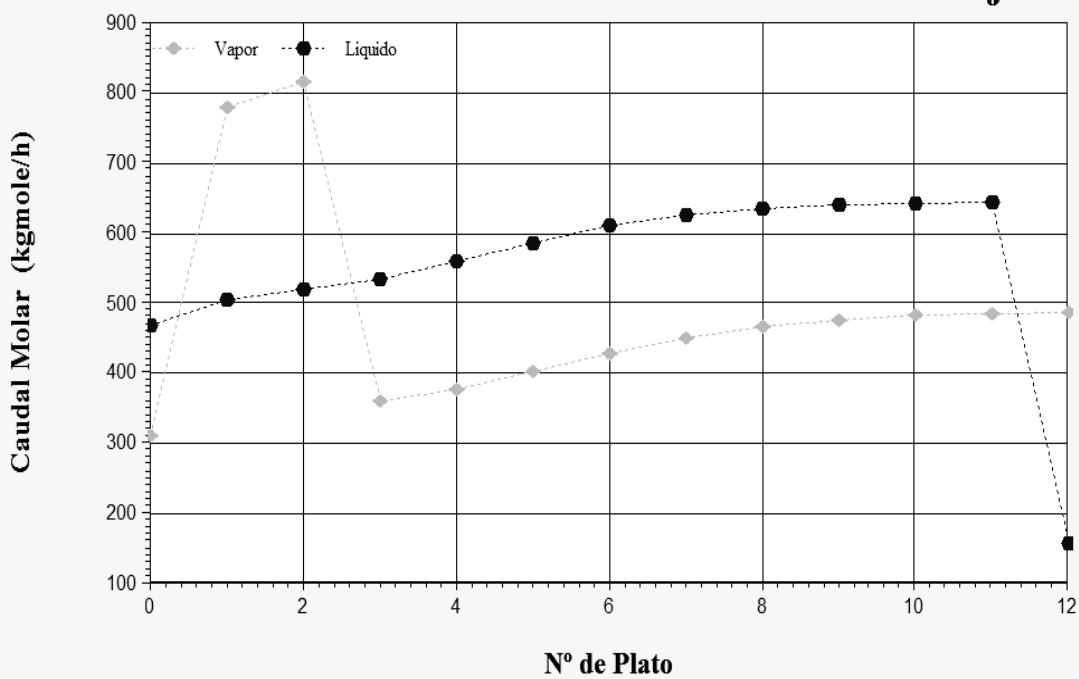


Fig. 4 Grafica de la evolución del caudal molar de vapor y líquido a lo largo de la columna.

Temperatura vs. N° de Plato de Arriba a Abajo

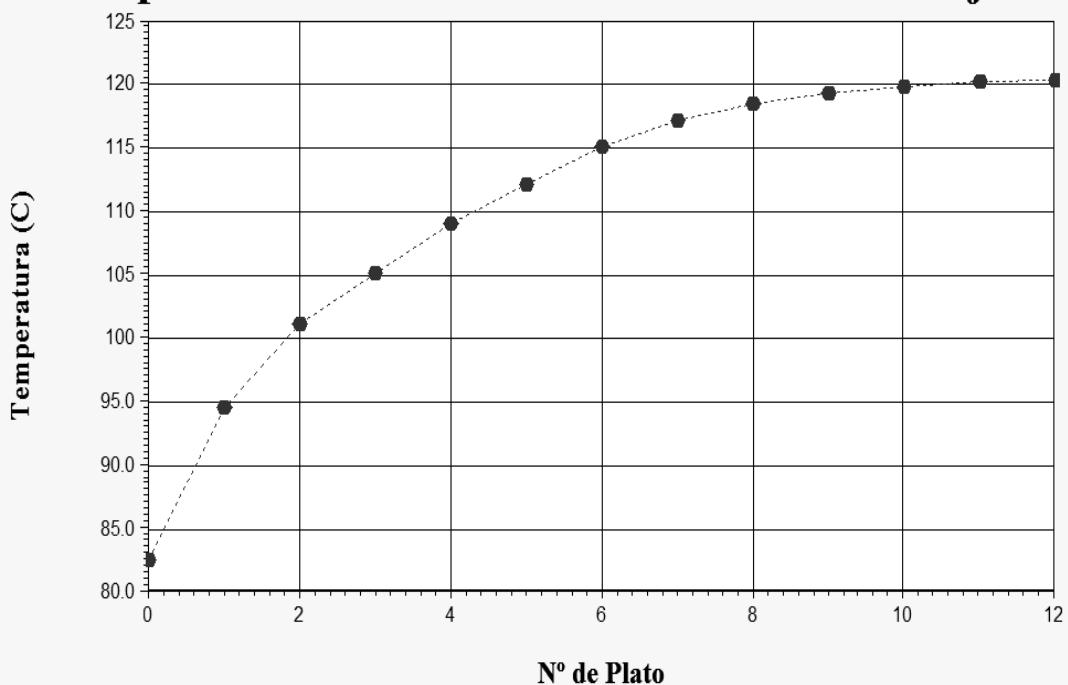


Fig. 5 Perfil de temperaturas a lo largo de la columna.

11.3.2 COLUMNAS DE ABSORCIÓN

Diseño de la columna de absorción por el método “Absorber”.

Para el diseño de la columna de absorción aplicando este proceso de cálculo hay que seguir los siguientes pasos:

- Indicar cuales son las corrientes de entrada y salida de materia de la columna (las corrientes de alimentación tienen que estar perfectamente definidas).
- Introducir el numero de etapas que tiene la columna
- Indicar las presiones de cabezas y colas.
- Indicar las temperaturas aproximadas de cabezas y colas.

Con los datos introducidos Hysys ya es capaz de resolver de forma rigurosa la columna; en caso de no ajustarse las composiciones de salida a las de recuperación necesarias habrá que acondicionar las entradas o aumentar el número de etapas para conseguir las especificaciones deseadas.

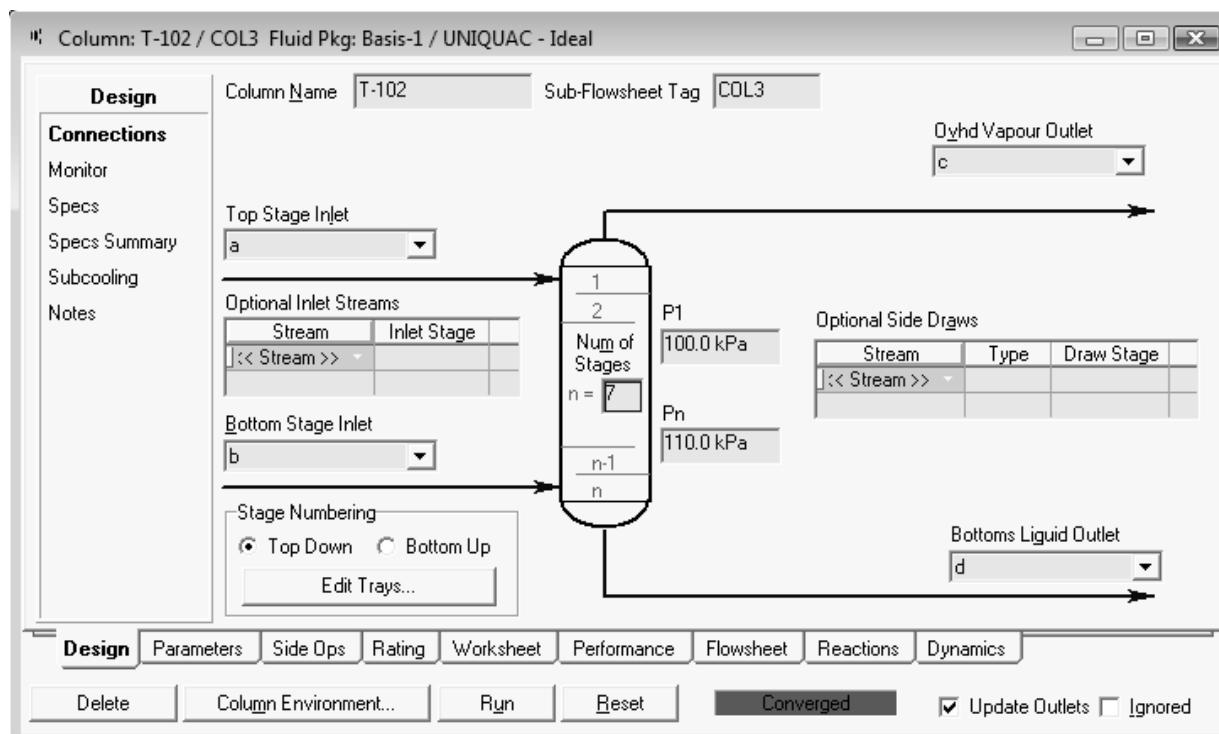


Fig. 6 Pagina principal del subprograma de HYSYS “Absorber”.

Una vez que ha convergido la columna, se pueden ver como varían los diferentes parámetros de operación a lo largo de esta, de forma gráfica; estas graficas se pueden ver en la opción “Plots” de la pestaña “Performance”. Las figuras que siguen son algunas de las graficas que se generan en este caso.

Composición vs. N° de Etapa de Arriba a Abajo

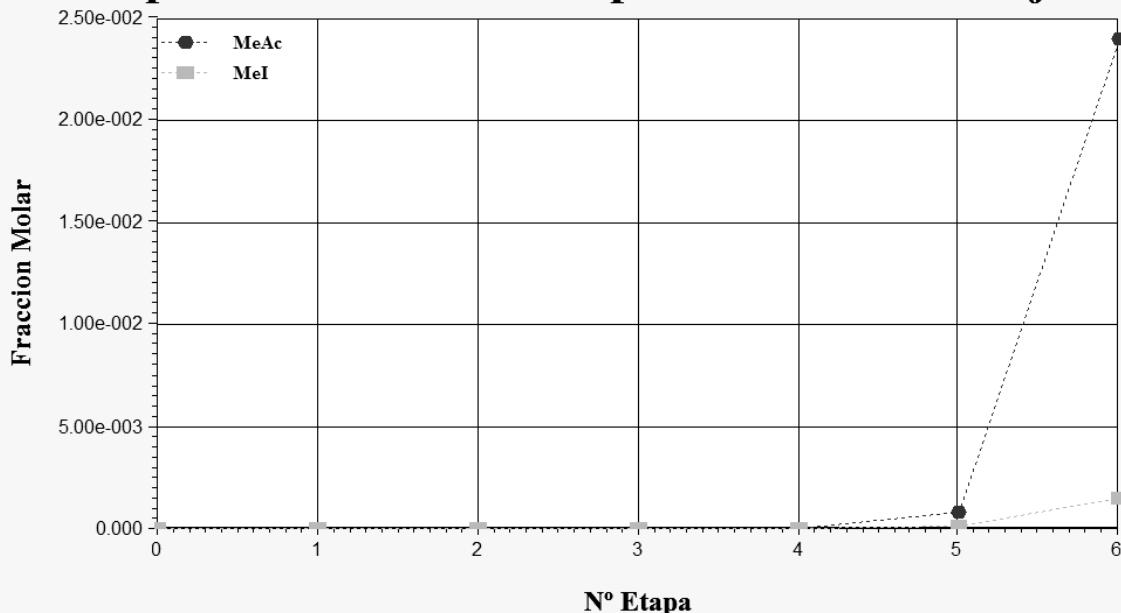


Fig. 7 Grafica de la evolución de la fracción molar de MeI y MeAc a lo largo de la columna; estos dos son los componentes que queremos recuperar principalmente.

Caudal vs. N° de Etapa de Arriba a Abajo

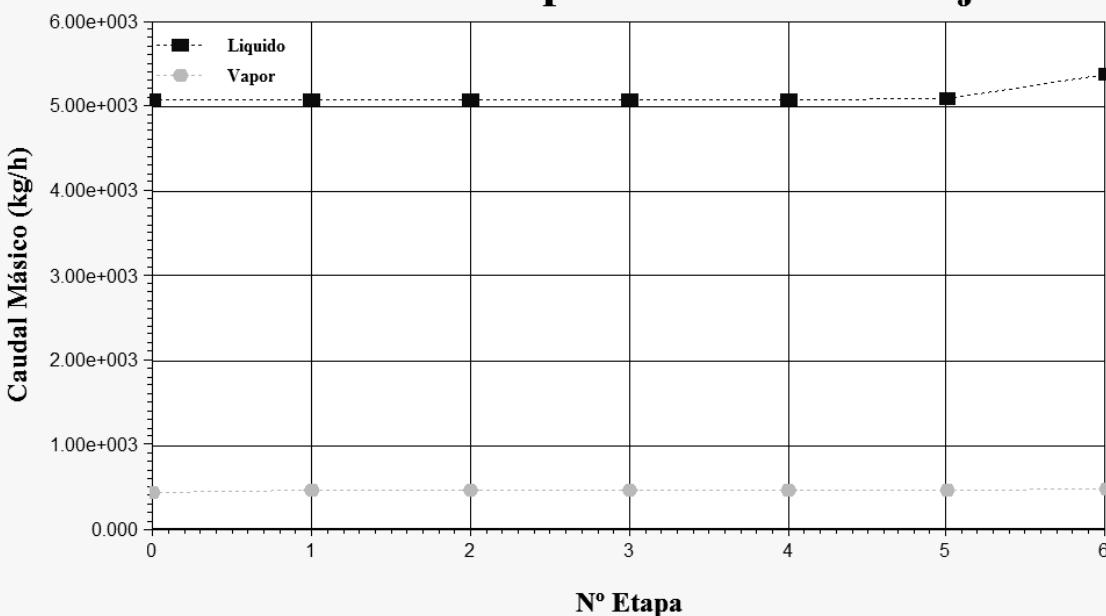


Fig. 8 Grafica de la evolución del caudal másico de vapor y líquido a lo largo de la columna.

Temperatura vs. Nº de Etapa de Arriba a Abajo

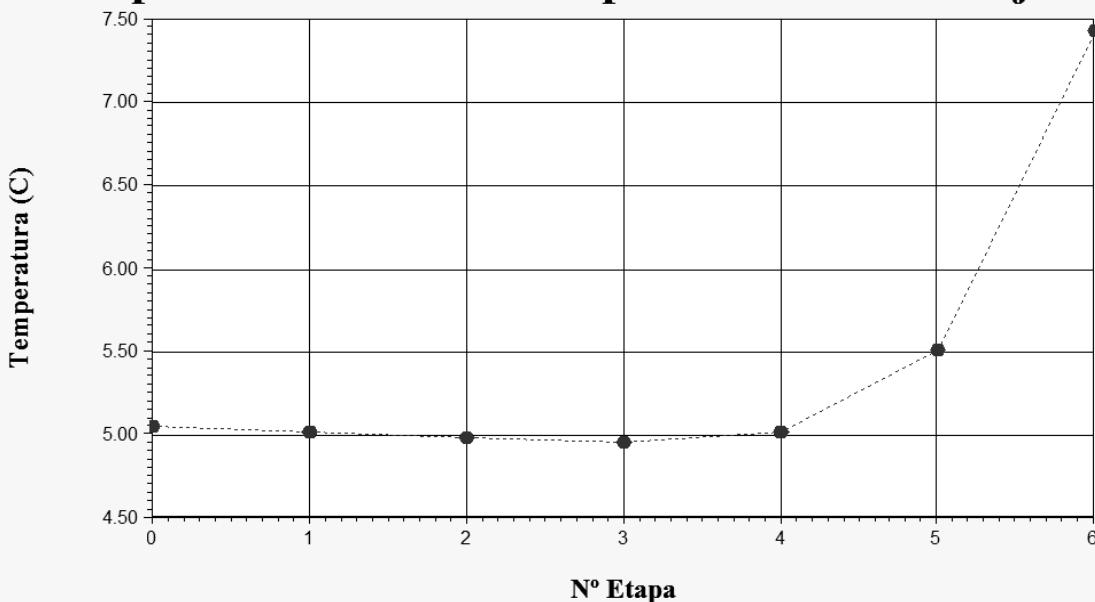


Fig. 9 Perfil de temperaturas a lo largo de la columna.

Las figuras que preceden estas líneas exponen los datos del caso que nos compete. A la vista de ellas podemos apreciar una evolución lógica y plausible de los caudales de vapor y líquido en la columna (fig. 8); así como la evolución del perfil de temperaturas (fig. 9).

Dimensionado de las columnas.

El dimensionado se hace con la utilidad de Hysys comentada anteriormente, para proceder a ello hay que:

1. En la opción “Setup” de la pestaña “Design” indicar:
 - Cual es la columna a dimensionar.
 - Dentro de la columna que sección queremos dimensionar.
 - El tipo de columna que es (en caso de ser de platos indicar si es de agujeros, válvulas o campanas).

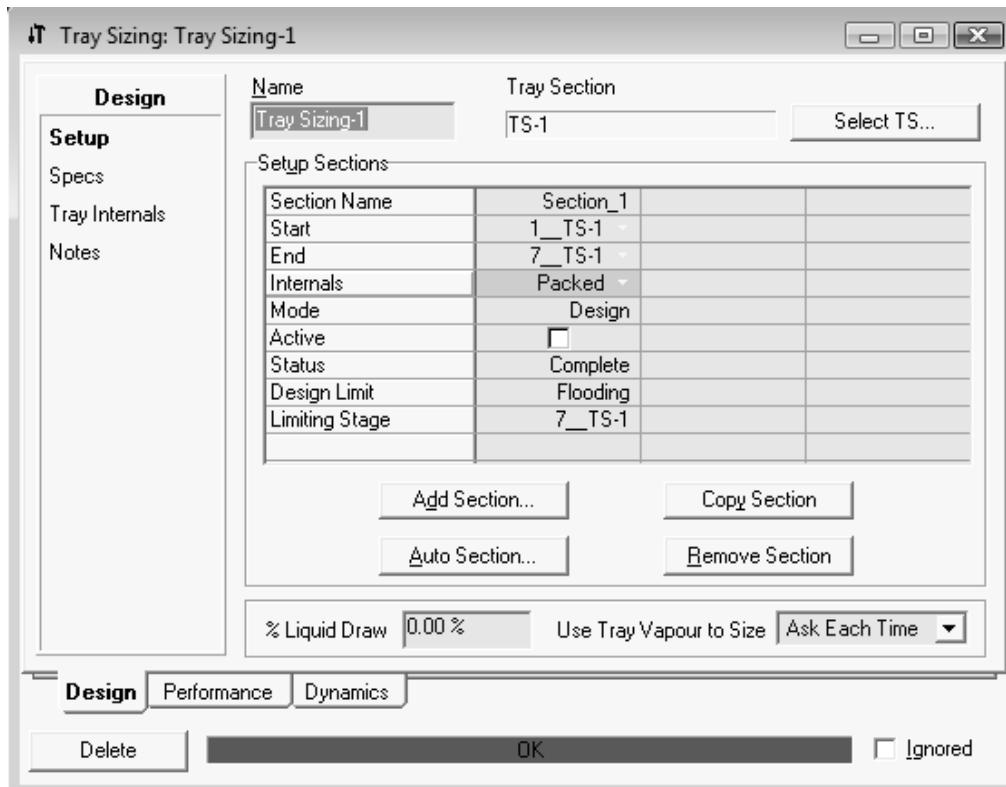


Fig. 10 Pagina principal de la utilidad de HYSYS “Tray Sizing”.

2. En la opción “Specs” de la pestaña “Design” para el caso de una columna de relleno se especificara:
 - Cual es el tipo de relleno.
 - La correlación que se utiliza para el cálculo.
 - El factor de formación de espumas.
 - El porcentaje de inundación máximo.

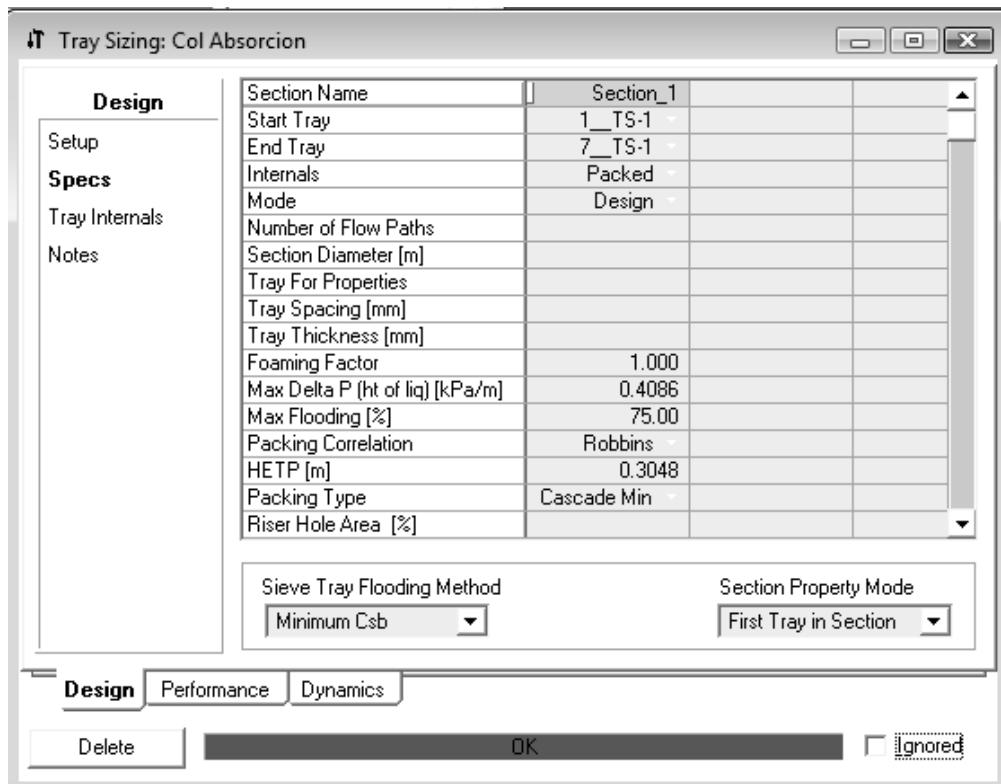


Fig. 11 Pagina de especificaciones para una columna de relleno de la utilidad de HYSYS “Tray Sizing”.

3. En la opción “Specs” de la pestaña “Design” para el caso de una columna de platos se especificara:

- Cual es la distancia entre platos.
- El grosor del plato.
- El factor de formación de espumas.
- El porcentaje de inundación máximo.

Jugando con las especificaciones ajustaremos las dimensiones de los diferentes elementos de las columnas para conseguir un funcionamiento lo mas optimo posible. En la figura anterior y la que sigue se muestran las especificaciones para la columna de relleno y la de platos respectivamente.

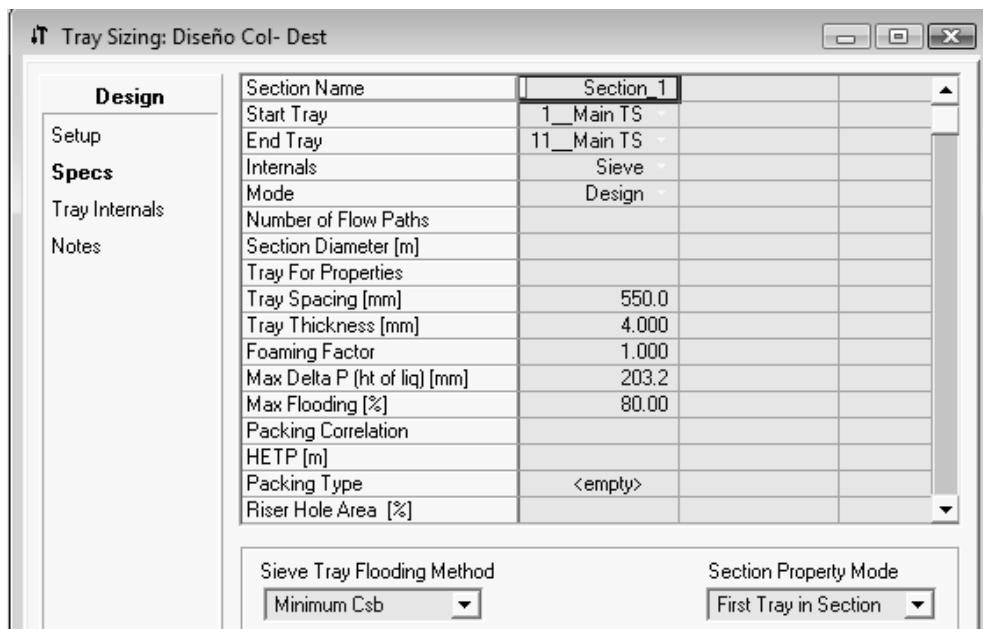


Fig. 12 Pagina de especificaciones para una columna de platos de la utilidad de HYSYS “Tray Sizing”.

Los resultados de los cálculos realizados por el subprograma de Hysys que se muestran en las siguientes dos figuras son los de la columna de relleno y de platos respectivamente, estos se localizan en la opción “Results” de la pestaña “Performance”.

Fig. 13 Pagina de resultados de especificaciones para una columna de relleno de la utilidad de HYSYS “Tray Sizing”.

Performance

Section Results

Trayed Packed

Export Pressures View Warnings...

Tray Results

Section Section 1

Internals	Sieve
Section Diameter [m]	2.134
Max Flooding [%]	66.87
X-Sectional Area [m ²]	3.575
Section Height [m]	6.050
Section DeltaP [kPa]	5.085
Number of Flow Paths	1
Flow Length [mm]	1740
Flow Width [mm]	1865
Max DC Backup [%]	25.11
Max Weir Load [m ³ /h-m]	25.06
Max DP/Tray [kPa]	0.653
Tray Spacing [mm]	550.0
Total Weir Length [mm]	1235
Weir Height [mm]	50.00
Active Area [m ²]	3.245
DC Clearance [mm]	35.00
DC Area [m ²]	0.1653
Side Weir Length [m]	1.235
Hole Area [m ²]	0.3270
Estimated # of Holes/Valves	26021
Chimney/Sump Res Time	
Relief Area [m ²]	0.0000
Relief - S [mm]	
Relief - A [mm]	
Relief - B [mm]	
Side DC Top Width [mm]	196.8
Side DC Btm Width [mm]	196.8
Side DC Top Length [m]	1.235
Side DC Btm Length [m]	1.235
Side DC Top Area [m ²]	0.1653
Side DC Btm Area [m ²]	0.1653

Design Performance Dynamics

Fig. 13 Pagina de resultados de especificaciones para una columna de platos de la utilidad de HYSYS “Tray Sizing”.

Diseño mecánico de las columnas

Para realizar el diseño mecánico de las columnas se ha seguido el procedimiento indicado en el código ASTM ASME como ya se comentó anteriormente; a continuación se presentan las tablas con los resultados de los cálculos, la realización de estos ya han sido explicados detalladamente con anterioridad.

Columna de platos		Columna de relleno	
$P_{\text{interna}} (\text{bar_a})$	3	$P_{\text{interna}} (\text{bar_a})$	3
$P_{\text{externa}} (\text{bar_a})$	3	$P_{\text{externa}} (\text{bar_a})$	3
$\Delta x_{\text{fondos}} (\text{mm})$	8	$\Delta x_{\text{fondos}} (\text{mm})$	3
$\Delta x_{\text{cilindro}} (\text{mm})$	5	$\Delta x_{\text{cilindro}} (\text{mm})$	3

Fig. 14 Tablas de resultados de espesores de chapa y presiones para las columnas.

P = presión en bar absolutos.

Δx = grosor de chapa en mm.

Otro calculo especificado son los pesos de los equipos el método aplicado para el cálculo de los recipientes ya ha sido explicado de forma detallada anteriormente. Para el cálculo de los pesos del relleno y de plato se detalla a continuación.

- **Calculo del peso del relleno.**

$$P_R = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h_R \cdot \rho_R$$

Donde:

P_R - peso del relleno en (Kg).

D- diámetro de la columna en (m).

h_R - altura del relleno en (m).

ρ_R - densidad del relleno (Kg/m³).

Columna de relleno	
Peso_{vacio} (Kg)	110
Peso_{relleno} (Kg)	114,0
Fraccion de vacio	0,725
Peso_{lleno de H₂O} (Kg)	398
Peso operación	339

Fig. 15 Tabla de resultados de pesos para la columna de relleno.

- **Calculo del peso del plato.**

$$P_p = (A_p + l_w \cdot (h_w + h_d)) \cdot \Delta x \cdot \rho_A$$

Donde:

P_p - peso del plato en (Kg).

A_p - area del plato en (m^2).

l_w - longitud del rebosadero en (m).

h_w - altura del rebosadero en (m).

h_d - altura del downcomer en (m).

Δx - grosor de la chapa en (mm).

ρ_A - densidad del acero en (Kg/m^3).

Columna de platos	
$P_{columna \ sin \ platos} (Kg)$	1769
$P_p (Kg)$	151
$P_{columna} (Kg)$	3433
$P_{llena \ de \ H2O} (Kg)$	35608
$P_{operación} (kg)$	17598

Fig. 16 Tabla de resultados de pesos para la columna de platos.

11.4. INTERCAMBIADORES DE CALOR

11.4.1. INTERCAMBIADORES SIN CAMBIO DE FASE

En la planta disponemos de diferentes tipos de intercambiadores en función del área de intercambio necesaria (A). Utilizaremos de carcasa y tubos para $A>40\text{ m}^2$ y de doble tubo para $A<40\text{ m}^2$. Ambos modelos son los más utilizados industrialmente por su bajo coste y por su simple mecanismo de funcionamiento.

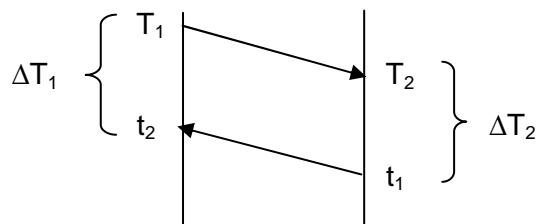
Para dimensionar los intercambiadores de carcasa y tubos (sin cambio de fase), hemos seguido el método de Kern.

Diseño funcional

1) Balance térmico:

$$q = m_{\text{fluído proceso}} \cdot Cp_{\text{fluído proceso}} \cdot \Delta T_{\text{fluído proceso}}$$

2) Para circulación en contracorriente (como es el caso de todos nuestros intercambiadores):



$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

3) Corrección del ΔT_{ml} :

$$\Delta T_{ml,C} = \Delta T_{ml} \cdot F$$

Determinar F gráficamente, en función del número de pasos por tubo y por carcasa.

Si $F<85$ Aumentar ns (pasos por carcasa)

Si $F>85$ Corregir ΔT_{ml}

- 4) Suponer coeficientes de intercambio globales, individuales y factores de ensuciamiento.
- 5) Calcular área total (A_t) de intercambio:

$$A_t = \frac{q}{U \cdot \Delta T_{ml,C}}$$

- 6) Suponer diámetro interno (D_i) y externo (D_E), longitud (L) y espesor de los tubos (Δx). Utilizando tablas de medidas estándar de tubos.
- 7) Distribución de los tubos:

Se define 'pitch' como la distancia entre tubos. Hay tres tipos de distribución: triangular, cuadrada y romboidal. El pitch triangular proporciona una velocidad más elevada de transferencia, pero el cuadrado es más fácil de limpiar.

$$pitch = 1,25 \cdot D_E$$

- 8) Elección del tipo de carcasa, cálculo del diámetro del haz de tubos (D_B) y cálculo del diámetro de carcasa:

$$D_B = D_E \cdot \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n_1}$$

Donde:

D_E es el diámetro externo de los tubos, mm

$$N_t \text{ es el número de tubos. } N_t = \frac{A_t}{A_1} = \frac{A_t}{\pi \cdot D_E \cdot L}$$

K_1 y n_1 son constantes adimensionales tabuladas

A partir del D_B y del tipo de carcasa elegido, obtenemos D_S gráficamente (fig 12.10 Coulson).

A continuación se comprueba que la relación L/D_S esté entre 4-6. En caso de que no se cumpla esta relación:

Si es $L/D_S < 4$ se supone una L mayor

Si es $L/D_S > 6$ se supone L menor

En ambos casos hay que recalcular D_B y D_S .

- 9) Calculo de la velocidad de paso por tubos (v_t):

$$v_t = \frac{m_t}{\rho \cdot A_{paso1tubo} \cdot N_{pt}}$$

Donde:

m_t es el caudal másico por tubo, en kg/s

ρ es la densidad del fluido que pasa por tubos, en kg/m³

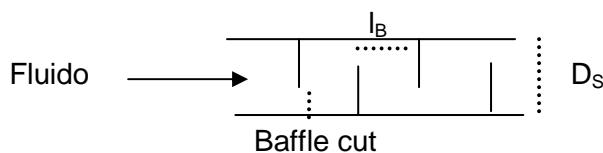
$$A_{paso1tubo} = \frac{\pi}{4} \cdot D_I^2 \quad (\text{en } m^2)$$

$$N_{tp} = \frac{N_t}{n_{pt}}$$

n_{pt} numero de pasos por tubo

N_{tp} numero de tubos por paso

10) Determinación del número de pantallas deflectoras y separación entre ellas:



l_B es el espaciado entre pantallas, $l_B = 0,2-1 D_s$

Baffle cut es la altura libre entre pantalla y carcasa, $B \text{ cut}=0,15-0,45 D_s$

$$\text{El número de pantallas es } N_B = \frac{L}{l_B} - 1$$

11) Corrección de U:

$$U = \frac{q}{A \cdot \Delta T_{ml,C}} \quad (A = N_t \cdot \pi \cdot D_E \cdot L)$$

12) Cálculo de coeficientes individuales de transferencia de calor y determinación de factores de ensuciamiento, para determinación de U:

Coeficiente por el lado de los tubos :

$$A_{pasot} = N_t \cdot \frac{A_{paso1tubo}}{n_{pt}}$$

$$d_{eq} = D_I$$

$$G_{tubo} = \frac{m_t}{A_{pasot}}$$

$$\text{Re}_t = \frac{D_I \cdot G_{tubo}}{\mu}; \quad \text{Pr}_t = \frac{C_p \cdot \mu}{k}$$

$$\text{Determinación } j_H \text{ gráficamente o si } \text{Re} > 10^4 \quad j_H = 0,027 \cdot \text{Re}_t^{-0,2}$$

$$h_t = j_H \cdot \text{Re}_t \cdot \text{Pr}_t^{0,33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Para encontrar la viscosidad en la pared (μ_w), en la bibliografía, calculamos la temperatura de la pared (t_w) a partir de la ecuación siguiente:

$$h_{t,aprox} \cdot (t_w - t) = U \cdot (T - t)$$

Donde:

$h_{t,aprox}$ es el coeficiente individual aproximado, calculado sin tener en cuenta el efecto de la variación de la viscosidad, en $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$

U coeficiente global corregido, en $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$

T es la temperatura media de la carcasa en el proceso, en $^\circ\text{C}$

t es la temperatura media de los tubos en el proceso, en $^\circ\text{C}$

Coeficiente por el lado de carcasa :

$$A_{ST} = \frac{l_B \cdot D_s \cdot (pitch - D_E)}{pitch \cdot n_{ps}}$$

$$G_S = \frac{M_S}{A_{ST}}; \quad v_S = \frac{M_S}{A_{ST} \cdot \rho_s}$$

$$d_{eq} = \frac{1,27}{D_E} \cdot (pitch^2 - 0,785D_E^2)$$

$$\text{Re}_s = \frac{d_{eq} \cdot G_S}{\mu_s}; \quad \text{Pr}_s = \frac{C_p \cdot \mu}{k}$$

Determinación j_H gráficamente (fig 12.29 Coulson)

$$h_s = j_H \cdot \text{Re}_s \cdot \text{Pr}_s^{0,33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Ahora podemos obtener U referido al área externa, a partir de los coeficientes individuales:

$$\frac{1}{U_R} = \frac{1}{h_S} + \frac{1}{h_{RS}} + \frac{D_E \cdot \ln\left(\frac{D_E}{D_I}\right)}{2 \cdot k_{acero}} + \frac{D_E \cdot 1}{D_I \cdot h_{Rt}} + \frac{D_E \cdot 1}{D_I \cdot h_t}$$

Antes de continuar calcular el sobredimensionamiento como:

$$\% \text{ sobre dim} = \frac{U_R - U_{\text{supuesta}}}{U_{\text{supuesta}}} \cdot 100$$

La U_R debe ser entre un 0-15% superior a la U supuesta inicialmente, en caso de que no entre en este rango, hay volver a suponer una U, es decir volver al paso número 4).

13) Cálculo de las pérdidas de presión:

Pérdidas por tubos:

$$\Delta P_t = n_{pt} \cdot \left(8 \cdot j_f \cdot \left(\frac{L}{D_I} \right) \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2,5 \right) \cdot \frac{\rho \cdot v_t^2}{2}$$

Pérdidas por carcasa:

$$\Delta P_s = n_s \cdot 8 \cdot j_f \cdot \left(\frac{D_s}{D_{eq}} \right) \cdot \left(\frac{L}{l_B} \right) \cdot \frac{\rho \cdot v_s^2}{2} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14}$$

Resultados obtenidos aplicando el método Kern al intercambiador sin cambio de fase:

I-101 Intercambiador donde se enfriá el metanol antes de entrar a la columna de absorción. Las propiedades de los fluidos de proceso y de servicio, para el intervalo de temperaturas, son:

Propiedades	MeOH		Agua/EG (10% peso)	
	TUBOS		CARCASA	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Fase	L	L	L	L
$T(^\circ\text{C})$	20	5	0	7
Presión (Pa)	1,01E+05		1,01E+05	
Caudal másico (Kg/s)	1,41	1,41	2,73	2,73
Densidad (Kg/m ³)	780,81	806,55	1038,8	1033,6
Viscosidad (Kg/m.s)	5,08E-04	7,36E-04	1,95E-03	1,65E-03
C_p (J/Kg $^\circ\text{C}$)	3,62E+03	3,55E+03	4,01E+03	3,96E+03
Conductividad (W/m $^\circ\text{C}$)	0,1776	0,1881	0,5614	0,5726

Para determinar el caudal necesario de fluido refrigerante: hemos calculado el calor liberado al disminuir la temperatura del metanol hasta 5°C y hemos fijado el salto térmico del agua de servicio.

$$q = m_{MeOH} \cdot Cp_{MeOH} \cdot \Delta T_{MeOH} = 76542 \text{ W}$$

A partir del balance de energía obtenemos el caudal de agua glicolada:

$$q(W) = m_{MeOH} \cdot Cp_{MeOH} \cdot \Delta T_{MeOH} = m_{Aguas/EG} \cdot Cp_{Aguas/EG} \cdot \Delta T_{Aguas/EG}$$

$$m_{aguas/EG} = \frac{76542}{3,99 \cdot 10^3 \cdot (7 - 0)} = 2,73 \text{ kg / s}$$

A partir de la tabla anterior y siguiendo el método de Kern, obtenemos los siguientes resultados:

Propiedades Tubos	
D_{int} (m)	0,0068
D_{ext} (m)	0,0103
S (m^2)	3,6638E-05
L (m)	2,5
Δx (m)	0,0017
A_1 (m^2)	0,0808
A_t (m^2)	19,6604
N_t	243
n_p	4
N_{tp}	61
v_t (m/s)	0,797
S_t (m^2)	0,002
G_t ($\text{Kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$)	632,792
Re_t	6,95E+03
Pr_t	12,309
j_h^t	3,90E-03
t_w (°C)	10,205
$h_{t,aprox}$ ($\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$)	1961
h_t ($\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$)	1945
h_{Rt} ($\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$)	5000
j_f	5,10E-03
ΔP_T (KPa)	17,72

Propiedades Carcasa	
N_t	243
L (m)	2,5
p_t (m)	0,013
K_1	0,158
n_1	2,263
D_B (m)	0,264
Δ (m)	0,09
D_s (m)	0,354
L/D	7,071
B_{cut} (m)	0,106
N_B	11
I_B (m)	0,212
A_{st} (m^2)	0,008
n_{ps}	2
G_s ($\text{Kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$)	363,793
v_s (m/s)	0,351
D_{eq} (m)	0,010
Re_s	2,05E+03
Pr_s	12,666
j_h^s	0,011
h_s ($\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$)	2910,651
h_{Rs} ($\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$)	3000
j_f	5,50E-02
ΔP_s (KPa)	23,05

$\Delta T_{ml}(^{\circ}\text{C})$	$\Delta T_{ml,c}(^{\circ}\text{C})$	F	U (W/(m ² ·°C))	U_R (W/(m ² ·°C))	$k_{T,acero\ inox}$ (W/(m·°C))	% sobredimensionamiento
8,37	7,79	0,93	500	556	45,05	11,1

La velocidad por tubos (v_t) es aproximadamente 0,8 m/s i la de carcasa (v_s) 0,4 m/s, la primera es ligeramente inferior al rango recomendado. Para aumentar la velocidad por tubos: se puede disminuir el diámetro de los tubos (aunque no es posible porque no hay tubos más pequeños) o aumentar el número de pasos por tubo (hay un compromiso entre el N_t y la pérdida de presión ΔP_T , lo que impide aumentar más la velocidad).

El cabezal elegido es de tipo T, ya que es completamente desmontable y facilita la limpieza, en el caso de que se acumule suciedad en tubos o óxidos, de la corrosión producida por el acido formado en el proceso.

Para dimensionar los intercambiadores de **doble tubo** (sin cambio de fase), hemos seguido el método de Kern.

1) Calculamos calor a intercambiar aplicando un balance de energía

$$q = m_{fluido\ proceso} \cdot Cp_{fluido\ proceso} \cdot \Delta T_{fluido\ proceso}$$

2) Calculamos ΔT_{ml} , suponiendo flujo a contracorriente

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

3) Calcular la media aritmética de las temperaturas para evaluar las propiedades físicas.

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad \text{Media de temperatura del fluido caliente}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} \quad \text{Media de temperatura del fluido frío}$$

Referidos al tubo:

$$4) \text{ Área de flujo:} \quad a_p = \pi \cdot \frac{D_t^2}{4} \quad (\text{en m}^2)$$

5) Velocidad de masa: $G_p = \frac{m_t}{a_p}$ [en kg/(s·m²)]

6) Buscar en la bibliografía la viscosidad (μ_c) a la temperatura media del fluido que va por tubos. Calcular el número de Reynolds:

$$Re = \frac{D \cdot G_p}{\mu_c}$$

7) Determinar gráficamente j_H a partir del Re.

8) Calcular: $\left(\frac{Cp_c \cdot \mu_c}{k_c} \right)^{1/2}$ Todos obtenidos a la temperatura media del fluido

9) $h_i = j_H \cdot \left(\frac{k_c}{D} \right) \cdot \left(\frac{Cp_c \cdot \mu_c}{k_c} \right)^{1/2}$ [en W/(m²·°C)]

10) Coeficiente de transferencia del fluido del tubo hasta el anulo:

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{D_l}{D_E}$$
 [en W/(m²·°C)]

Referido a el anulo:

4') Área de flujo, $a_a = \pi \cdot \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{4}$ (en m²)

$$De = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$$
 (en m)

5') Velocidad de masa, $G_a = \frac{m_a}{a_a}$ [en kg(s·m²)]

6') Buscar en la bibliografía la viscosidad (μ_c) a la temperatura media del fluido que va por tubos. Calcular el número de Reynolds:

$$Re = \frac{De \cdot G_a}{\mu_c}$$

7') Obtener j_H gráficamente a partir del Re

8') Calcular: $\left(\frac{Cp_c \cdot \mu_c}{k_c} \right)^{1/2}$

9') $h_o = j_H \cdot \left(\frac{k_c}{D_e} \right) \cdot \left(\frac{Cp_c \cdot \mu_c}{k_c} \right)^{1/2}$ [en W/(m²·°C)]

Coeficientes totales:

- 11) Calcular el coeficiente de transferencia global:

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad [\text{en W/(m}^2 \cdot ^\circ\text{C)}]$$

- 12) Calcular el coeficiente global (U_D), teniendo en cuenta la resistencia a la transferencia por ensuciamiento o factor de obstrucción (R_d):

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d \quad \text{Donde: } R_d = \frac{1}{h_{Rp}} + \frac{1}{h_{Ra}}$$

- 13) Calcular área total de transferencia:

$$A = \frac{q}{U_D \cdot \Delta T}$$

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

$$\text{Número horquillas} = \frac{L}{3,66}$$

Pérdidas de presión por tubos:

- 14) Calcular factor f a partir de la siguiente ecuación:

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(D \cdot G / \mu)^{0,42}}$$

$$15) \Delta F_p = \frac{4 \cdot f \cdot G^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D} \quad (\text{en m})$$

$$\Delta P_p = \Delta F_p \cdot \rho \cdot g \quad [\text{en kg/(m} \cdot \text{s}^2\text{)}]$$

Donde: g es la gravedad, 9.81 m/s^2

ρ es la densidad, en kg/m^3

Pérdidas de presión por anulo:

- 14') Calcular factor f por el lado del anulo:

$$D_e' = (D_2 - D_1)$$

$$Re_a' = \frac{D_e' \cdot G_a}{\mu}$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_a')^{0,42}}$$

$$15') \quad \Delta F_p = \frac{4 \cdot f \cdot G^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D} \quad (\text{en m})$$

$$\Delta F_c = \frac{v^2}{2 \cdot g} \quad (\text{en m})$$

- 16') Calcular la pérdida de presión de entrada, salida y por horquilla:

$$\Delta P_p = (\Delta F_p + \Delta F_c) \rho \cdot g \quad [\text{en kg / (m} \cdot \text{s}^2\text{)}]$$

Resultados obtenidos aplicando el método Kern a el intercambiador, de doble tubo, sin cambio de fase:

IC-301 Intercambiador donde se enfriá el ácido acético antes de almacenarse (ya que $T_{\text{autoinflamación}}=39^{\circ}\text{C}$). Las propiedades de los fluidos de proceso y de servicio, para el intervalo de temperaturas, son:

Propiedades	Acético Glacial		Agua descalcificada	
	TUBOS		ANULO	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Fase	L	L	L	L
$T(^{\circ}\text{C})$	117	35	30	35
Presión (Pa)	1,50E+05		1,01E+05	
Caudal másico (Kg/s)	2,64	2,64	1,70E+01	1,70E+01
Densidad (Kg/m ³)	945,34	1048	1003,6	999,77
Caudal volumétrico (m ³ /s)	2,79E-03	2,52E-03	1,69E-02	1,70E-02
Viscosidad (Kg/m.s)	2,74E-04	8,71E-04	7,97E-04	7,18E-04
C_p (J/Kg ^o C)	1,72E+03	1,54E+03	4,22E+03	4,23E+03
Conductividad (W/m ^o C)	1,45E-01	1,72E-01	0,6182	0,6251

De igual forma que en el diseño anterior (IC-101) calculamos el calor para intercambiar, y calculamos el caudal de fluido refrigerante a partir del balance de energía. En esta ocasión el fluido refrigerante es agua descalcificada (no es necesario que contenga etilenglicol porque las temperaturas de trabajo no lo requieren), y el salto térmico es de 5^oC, que es el salto térmico óptimo para el mejor rendimiento del chiller.

Calculamos los coeficientes de transferencia individuales, h_{i0} y h_{o0} , (siguiendo el método de Kern):

$\Delta T_{ml} ({}^{\circ}\text{C})$	27,53
$T_{C\text{media,tubos}} ({}^{\circ}\text{C})$	76
$t_{C\text{media,anulo}} ({}^{\circ}\text{C})$	32,5

Tubo interior		Anulo	
D_i (m)	5,25E-02	D_i^a (m)	1,02E-01
a_p (m^2)	2,16E-03	a_a (m^2)	5,35E-03
G_p ($\text{kg/s}\cdot\text{m}^2$)	1,22E+03	D_{equi} (m)	1,13E-01
μ_{TC} ($\text{kg/m}\cdot\text{s}$)	4,74E-04	G_a ($\text{kg/s}\cdot\text{m}^2$)	3,17E+03
Re_t	1,35E+05	μ ($\text{kg/m}\cdot\text{s}$)	7,50E-04
j_H	300	Re_a	4,78E+05
C_p ($\text{J/kg}\cdot{}^{\circ}\text{C}$)	1,63E+03	j_H	900
μ ($\text{kg/m}\cdot\text{s}$)	4,74E-04	C_p ($\text{J/kg}\cdot{}^{\circ}\text{C}$)	4,23E+03
k ($\text{W/m}\cdot{}^{\circ}\text{C}$)	1,59E-01	k ($\text{W/m}\cdot{}^{\circ}\text{C}$)	6,22E-01
$(C_p\cdot\mu/k)^{1/2}$	2,21E+00	$(C_p\cdot\mu/k)^{1/2}$	2,26E+00
h_i ($\text{W/m}^2\cdot{}^{\circ}\text{C}$)	2,00E+03	h_o ($\text{W/m}^2\cdot{}^{\circ}\text{C}$)	1,12E+04
h_{i0} ($\text{W/m}^2\cdot{}^{\circ}\text{C}$)	1,74E+03		

A continuación calculamos el coeficiente de transferencia global (U_D), el área de intercambio (A) y el número de orquillas ($N_{\text{Horquillas}}$) de 12 pies, necesarias para llegar al intercambio.

Coeficientes totales	
U_C ($\text{W/m}^2\cdot{}^{\circ}\text{C}$)	1,51E+03
R_D ($\text{m}^2\cdot{}^{\circ}\text{C/W}$)	2,00E-04
U_D ($\text{W/m}^2\cdot{}^{\circ}\text{C}$)	1,16E+03
A (m^2)	3,7157215
L (m)	1,96E+01
$N_{\text{Horquillas}}$ (3,66 m)	6

Por último las pérdidas de presión calculadas (ΔP) y las velocidades (v) son:

Perdidas de presión			
Tubo interior		Anulo	
f	0,0053494	De' (m)	4,19E-02
ΔF_p (m)	1,11E-06	f	5,15E-03
ΔP_p (kg/m·s ²)	1,09E-02	ΔF_a (m)	9,05E-06
ΔP_p (kPa)	1,09E-05	ΔP_a (kg/m·s ²)	5,05E+03
v_p (m/s)	1,22E+00	ΔP_a (kPa)	5,05
		v_a (m/s)	3,17E+00

Las pérdidas de presión son despreciables.

Diseño mecánico de intercambiadores

1) Determinación del grosor de la carcasa:

Para calcular los grosores de las carcasa se utilizaran las normas ASME.

- Calculo del grosor a presión interna de un cilindro

$$t = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P}$$

Donde:

P es la presión de diseño interna, en psi

R es el radio interno, en in

E es el factor de soldadura que corresponde al radiografiado parcial de una soldadura doble, es de 0,85

S es el esfuerzo máximo del material, en psi.

$$S_{acero\ inox} = 13800\ psi$$

- Diseño a presión externa de un cilindro:

$$P_a = \frac{4 \cdot B}{3 \cdot \frac{D_o}{t}}$$

Donde:

P_a es la presión máxima que puede soportar, en psi

t es el grosor de la carcasa calculado anteriormente, en in

D_o es el diámetro externo de la carcasa, calculado como $D_i + 2 \cdot t$

B se calcula gráficamente a partir del parámetro A, que se calcula también gráficamente mediante los dos parámetros siguientes:

$$L / D_o; D_o / t$$

Si la presión que puede soportar (P_a) es inferior a la de diseño, recalculamos el grosor t.

- Corrección del grosor

$$t = t_{calculado} + C_1 + C_2$$

Donde: $t_{calculado}$ es el grosor necesario a presión de diseño

C_1 es la corrosión producida durante una vida operativa de 20 años. Es una constante tabulada, en mm

C_2 es un factor de corrección por posibles defectos de fabricación

- Calculo del grosor de los fondos toriesféricos, a presión interna:

$$t_{fondo} = \frac{P \cdot L_i \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P}$$

Donde:

P es la presión de diseño interna, en psi

$L_i = 0,9 \cdot D_i$, en in

M es un valor extraído de la bibliografía (en función de L_i/r)
(fijamos $r = 0,15 \cdot D_i$; por lo tanto $L_i/r = 6$)

E es el factor de soldadura corresponde al radiografiado parcial de soldadura doble, es de 0,85

S es el esfuerzo máximo del material, en psi

- Diseño a presión externa, para fondos toriesféricos:

$$P_a = \frac{B}{R/t_{fondo}}$$

Donde:

P_a es la presión máxima que puede soportar, en psig

$R = 0,9 \cdot D_c$, donde $D_c = D_i + 2 \cdot t_{fondo}$, en in

t_{fondo} es el grosor estandard de los fondos calculados a presión interna, en in

B se calcula graficamente, a partir del parámetro A, que se calcula: $A = 0,125 / (R/t)$

Resultados del grosor calculado de la carcasa del IC-101:

Para el cilindro:

R (in)	P _{diseño} (psi)	t _{calc} (m)	D _o	L/D _o	D _o /t (t=3mm)	T _{diseño} (°C)	A	B (psi)
6,97	2,93E+01	4,43E-04	1,40E+01	2,15E-01	1,18E+02	100	6,00E-03	17000

t _{min} (m)	P _{max} (psi)
3,00E-03	1,92E+02

El grosor calculado es muy pequeño. El grosor de chapa mínimo es de 3mm, por lo tanto, cogeremos una chapa de ese grosor.

Para los fondos toriesféricos:

L _i (in)	P _{diseño} (psi)	M	t _{calc} (m)	L/r	R/t (t=3mm)	A	B (psi)
12,5	2,93E+01	1,37	5,45E-04	6,00E+00	106,2	0,0012	12500

t _{min} (m)	P _{max} (psi)
3,00E-03	1,18E+02

2) Determinación del peso

- Cálculo del peso del equipo:

Peso cilindro:

$$P_{cil} = V_{material} \cdot \rho_{material} \quad (en \text{ kg})$$

Donde: $\rho_{material}$ es la densidad, en kg/m³

$(\rho_{acer \text{ AISI-316}} = 7900 \text{ kg/m}^3)$

$$V_{material} = \pi \cdot (D_{ext}^2 - D_{int}^2) \cdot L \quad (en \text{ m}^3)$$

O también: $P_{cil} = P \cdot L$

Donde: P es el peso por unidad de longitud, valor

tabulado en función del diámetro de tubería, en kg/m

L es la longitud del cilindro, en m

En el caso de haber varios tubos, por ejemplo en un intercambiador de carcasa y tubos, multiplicar el peso por el numero de tubos, para tener el peso total: $P_{tot} = P_{cil} \cdot N_t$

Peso cilindro en funcionamiento:

$$P_{cil+fluido} = V_{material} \cdot \rho_{material} + V_{tubos} \cdot \rho_{fluido} \quad (en \ kg)$$

Peso de los fondos de carcasa:

$$P_{fondo} = \frac{4}{3} \pi \cdot \left[\left(\frac{D_{ext}}{2} \right)^3 - \left(\frac{D_{int}}{2} \right)^3 \right] \cdot \rho_{material}$$

Peso de la carcasa en funcionamiento:

$$P_{car+fluido} = P_{cil} + P_{fondo} + V_{libre \ car} \cdot \rho_{fluido}$$

Pesos de los intercambiadores anteriores:

	IC-101	IC-301
Peso tubo (kg)	9,00E-01	1,07E+02
Peso tubo lleno (kg)	9,73E-01	1,49E+02
N_t	243	1
Peso carcasa (kg)	2,75E+02	3,15E+02
Peso carcasa llena (kg)	5,07E+02	4,20E+02
Peso total (kg)	494	422
Peso total lleno (kg)	744	569

11.4.2. CONDENSADORES

El diseño de los condensadores es igual al de los intercambiadores, aunque con algunas diferencias:

- 1) Aparece un nuevo término en el balance de energía, relacionado con el calor latente de vaporización:

$$q = m_{FR} \cdot C_{p,FR} \cdot (\Delta T)_{FR} = m_{gases} \cdot C_{p,gases} \cdot (\Delta T)_{gases} + m_{LC} \cdot \lambda_{LC}$$

Donde: _{FR} referido al fluido refrigerante
_{LC} referido al líquido condensado

- 2) El coeficiente de transferencia de calor individual se calcula a partir de las siguientes ecuaciones, en función de por donde pase el fluido que condensa:

Si el fluido que condensa pasa por tubos horizontales, calculamos h_t como:

$$h_t = 0,761 \cdot \left(\frac{L \cdot K_L^3 \cdot \rho_L \cdot (\rho_L - \rho_V) \cdot g}{m_t \cdot \mu_L} \right)^{1/3}$$

Donde: L es la longitud del tubo, en m
 K , ρ y μ son las propiedades físicas del líquido, en $W/m \cdot ^\circ C$; kg/m^3 y $kg/m \cdot s$
 g es la gravedad, en m/s^2
 m_t es el caudal másico que pasa por tubo y por unidad de longitud, en $kg/(s \cdot m)$

Si el fluido que condensa pasa por carcasa, calculamos h_s como:

$$h_s = 3,75 \cdot 10^{-5} \cdot P_C^{0,69} \cdot \left(\frac{q}{A} \right)^{0,7} \cdot \left[1,8 \cdot \left(\frac{P}{P_C} \right)^{0,17} + 4 \cdot \left(\frac{P}{P_C} \right)^{1,2} + 10 \cdot \left(\frac{P}{P_C} \right)^{10} \right]$$

Donde: q es el calor a intercambiar, en W
 A es el área necesaria de intercambio, en m^2
 P es la presión de trabajo, en Pa
 P_C es la presión crítica, en Pa

Resultados obtenidos aplicando el método Kern a los condensadores, a excepción del balance de energía y del cálculo de los coeficientes de transferencia:

Co-201 Condensador donde se enfrián los gases de salida del reactor antes de separarse las fracciones más volátiles en el flash que va a continuación. Las propiedades de los fluidos de proceso y de servicio, para el intervalo de temperaturas, son:

PROPIEDADES	Gases salida de reactores		Agua descalcificada	
	TUBOS		ANULO	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
Fase	V/L	V/L	L	L
T(°C)	185,18	25	20	25
Presión (Pa)	2,90E+06		1,01E+05	
Caudal másico (Kg/s)	4,53E-03	4,53E-03	8,00E-02	8,00E-02
Densidad (Kg/m ³)	31,075	75,974	1011,1	1007,3
Caudal volumétrico (m ³ /s)	1,46E-04	5,96E-05	7,91E-05	7,94E-05
Viscosidad (Kg/m.s)	3,97E-05	4,39E-04	1,00E-03	8,90E-04
Cp (J/Kg·°C)	1,36E+03	1,52E+03	4,20E+03	4,20E+03
Conductividad (W/m·°C)	4,01E-02	1,61E-01	0,6034	0,6110
Fracción másica vapor	0,94	0,42	0	0

ΔT _m (°C)	44,76
T _c media,tubos (°C)	105,09
t _c media,carcasa (°C)	22,5

Tubo interior		Anulo	
D _i (m)	9,25E-03	D _i ^a (m)	1,58E-02
a _p (m ²)	6,72E-05	a _a (m ²)	4,82E-05
G _p (kg/s·m ²)	6,74E+01	D _{equi} (m)	4,48E-03
h _t (W/m ² ·°C)	1272	G _a (kg/s·m ²)	1,66E+03
		μ (kg/m·s)	7,50E-04
		Re _a	9,90E+03
		j _H	40
		Cp (J/kg·°C)	4,20E+03
		k (W/m·°C)	6,07E-01
		(Cp·μ/k) ^{1/2}	2,28E+00
		h _o (W/m ² ·°C)	1,24E+04

Coeficientes totales	
U_C (W/m ² .°C)	1,15E+03
R_D (m ² .°C/W)	5,33E-04
U_D (W/m ² .°C)	7,14E+02
A (m ²)	0,013340279
L (m)	3,10E-01
Horquillas (12 ft)	1

Perdidas de presión			
Tubo interior		Anulo	
f	0,013206181	De' (m)	2,08E-03
ΔF_p (m)	2,62E-07	f	1,11E-02
ΔP_p (kg/m·s ²)	1,34E-03	ΔF_p (m)	1,47E-06
ΔP_p (kPa)	1,34E-06	ΔP_a (kg/m·s ²)	6,83E+02
v (m/s)	1,26	ΔP_a (kPa)	6,83E-01
		v (m/s)	1,64

La longitud del doble tubo Co-201 es de 30 cm. El gas circula por tubos y así evita que la temperatura de la superficie este a una temperatura superior a 60°C, y previene de fugas directas al exterior.

Las pérdidas de presión son muy pequeñas.

Co-301 Condensador parcial de los gases de salida de la columna. Es de tipo carcasa y tubos. Consta de dos salidas: una líquida (que retorna a la columna) y otra en estado vapor.

PROPIEDADES	V salida		Refrigerante	
	CARCASA		TUBOS	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
FASE	V	L+V	L	L
T(°C)	94,73	83,82	40	50
PRESIÓN (Pa)	1,01E+05	7,61E+04	1,01E+05	9,99E+04
CAUDAL MÁSICO (Kg/s)	9,87	9,87	83,70	83,70
DENSIDAD(Kg/m ³)	1,65	520,95	996	996
VISCOSIDAD (Kg/m.s)	9,32E-06	3,55E-04	1,00E-03	1,00E-03
C _p (J/Kg°C)	1,25E+03	1,60E+03	4,18E+03	4,18E+03
CONDUCTIVIDAD (W/m°C)	0,1776	0,1881	0,0110	0,0115

q (W)	
CARCASA	TUBOS
3498660	3500000

Propiedades Tubos	
D _{int} (m)	0,0068
D _{ext} (m)	0,0103
S (m ²)	3,6638E-05
L (m)*	3
Δx (m)	0,0017
A ₁ (m ²)	0,0970
A _t (m ²)	105,4056
N _t	1087
n _p	1
N _{tp}	1087
v _t (m/s)	2,110
S _t (m ²)	0,040
G _t (Kg/(m ² ·s))	2101,925
Re _t	7,89E+04
Pr _t	378,418
j _h ^t	2,83E-03
t _w (°C)	76,310
h _{t,aprox} (W/m ² ·°C)	2561

Propiedades Carcasa	
N _t	1087
L (m)	3
p _t (m)	0,013
K ₁	0,215
n ₁	2,207
D _B (m)	0,490
Δ (m)	0,092
D _S (m)	0,582
L/D	5,151
B cut (m)	0,204
N _B	10
I _B (m)	0,291
I _B (m)real	0,3
A _{st} (m ²)	0,035
n _{ps}	1
G _s (Kg/(m ² ·s))	282,413
v _S (m/s)	1,081
D _{eq} (m)	0,010

h_t (W/m ² ·°C)	2756
h_{Rt} (W/m ² ·°C)	5000
j_f	3,00E-03
ΔP_T (KPa)	1,38

Re_s	1,58E+04
Pr_s	1,417
j_h^s	0,004
h_s (W/m ² ·°C)	10808
h_{Rs} (W/m ² ·°C)	5000
j_f	0,035
ΔP_s (KPa)	25,23

Las pérdidas de presión son despreciables.

En este caso el fluido que condensa va por tubos, de esta manera se puede separar físicamente mejor los dos caudales de salida: el líquido del gas.

ΔT_{ml} (°C)	$\Delta T_{ml,c}$ (°C)	F	U (W/(m ² ·°C))	U_R (W/(m ² ·°C))	$k_{T,acero\ inox}$ (W/(m·°C))	% sobredimen- sionamiento
44,27	44,27	1	750	842	45,05	12,30

El coeficiente global de transferencia calculado (U_R) es un 12% superior al supuesto inicialmente (U).

Co-302 Condensador parcial de los gases de salida del condensador de la columna. Enfría el gas antes de entrar en un flash, para separar los compuestos más volátiles.

PROPIEDADES	Productos ligeros de columna de destilación		Agua descalcificada	
	CARCASA		TUBOS	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
Fase	V	V/L 96%	L	L
T(°C)	83,8	25	20	25
Presión (Pa)	1,00E+05	9,58E+04	1,01E+05	7,61E+04
Caudal másico (Kg/s)	4,85	4,85	1,40E+02	1,40E+02
Densidad (Kg/m ³)	1,8153	35,026	1011,1	1007,3
Viscosidad (Kg/m.s)	9,56E-06	5,24E-04	1,00E-03	8,90E-04
Cp (J/Kg·°C)	1,21E+03	1,86E+03	4,20E+03	4,20E+03
Conductividad (W/m·°C)	1,69E-02	2,71E-01	0,6110	0,6110
Calor latente (kJ/kg)	-	1072,3	2256,5	2256,5
Fracción másica líquido	0	0,956	1	1

q (W)	
CARCASA	TUBOS
2943010	2944263,547

Propiedades Tubos	
D_{int} (m)	0,0093
D_{ext} (m)	0,0137
S (m^2)	6,7201E-05
L (m)*	3
Δx (m)	0,0022
A_1 (m^2)	0,1294
A_t (m^2)	134,8836
N_t	1042
n_p	1
N_{tp}	1042
v_t (m/s)	1,977
S_t (m^2)	0,070
G_t (Kg/($m^2 \cdot s$))	1998,652
Re_t	1,95E+04
Pr_t	6,893
j_h^t	3,74E-03
t_w ($^{\circ}C$)	50,908
$h_{t,aprox}$ (W/ $m^2 \cdot ^{\circ}C$)	9135
h_t (W/ $m^2 \cdot ^{\circ}C$)	9287
h_{Rt} (W/ $m^2 \cdot ^{\circ}C$)	5000
j_f	4,00E-03
ΔP_T (KPa)	25,22

Propiedades Carcasa	
N_t	1042
L (m)	3
p_t (m)	0,017
K_1	0,215
n_1	2,207
D_B (m)	0,642
Δ (m)	0,093
D_S (m)	0,735
L/D	4,081
B cut (m)	0,184
N_B	4
I_B (m)	0,735
I_B (m)real	0,75
A_{st} (m^2)	0,110
n_{ps}	1
G_s (Kg/($m^2 \cdot s$))	43,946
v_s (m/s)	2,386
D_{eq} (m)	0,014
Re_s	3,89E-04
Pr_s	2,846
j_h^s	0,004
h_s (W/ $m^2 \cdot ^{\circ}C$)	4284
h_{RS} (W/ $m^2 \cdot ^{\circ}C$)	5000
j_f	0,045
ΔP_s (KPa)	4,18

Como en el condensador anterior, el área necesaria para intercambiar todo el calor es muy elevada, por tanto se necesita más de 1000 tubos para llegar al intercambio.

Las pérdidas por presión son bajas de nuevo.

Co-501 Condensador de los gases orgánicos, de salida del proceso. Enfría el gas antes de entrar en la columna de absorción, para aumentar la desabsorción de algunos compuestos.

PROPIEDADES	Gases ligeros		Agua/EG (10% en peso)	
	TUBOS		ANULO	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
<i>Fase</i>	V	V/L	L	L
<i>T(°C)</i>	61,06	15	0	7
<i>Presión (Pa)</i>	1,55E+05		1,01E+05	
<i>Caudal másico (Kg/s)</i>	2,15E-01	2,15E-01	1,00	1,00
<i>Densidad (Kg/m³)</i>	2,191	2,943	1038,8	1033,6
<i>Caudal volumétrico (m³/s)</i>	9,80E-02	7,30E-02	9,63E-04	9,67E-04
<i>Viscosidad (Kg/m.s)</i>	1,64E-05	1,12E-04	1,95E-03	1,65E-03
<i>Cp (J/Kg·°C)</i>	1,08E+03	1,20E+03	4,01E+03	3,96E+03
<i>Conductividad (W/m·°C)</i>	2,30E-02	6,54E-02	0,5614	0,5726
Fracción másica vapor	1	0,76	0	0

q (W)	
Tubos	Carcasa
3,18E+04	2,79E+04

$\Delta T_{ml}(^{\circ}\text{C})$	30,47
$T_{c,media,tubos} ({}^{\circ}\text{C})$	38,03
$t_{c,media,carcasa} ({}^{\circ}\text{C})$	3,5

Tubo interior		Anulo	
D_i (m)	7,79E-02	D_a^a (m)	9,01E-02
a_p (m ²)	4,77E-03	a_a (m ²)	1,72E-04
G_p (kg/s·m ²)	4,51E+01	D_{equi} (m)	2,46E-03
h_{io} (W/m ² ·°C)	1538,6	G_a (kg/s·m ²)	5,83E+03
		μ (kg/m·s)	1,79E-03
		Re_a	7,99E+03
		j_H	30
		Cp (J/kg·°C)	3,99E+03
		k (W/m·°C)	5,67E-01
		$(Cp \cdot \mu / k)^{1/2}$	3,55E+00
		h_o (W/m ² ·°C)	2,46E+04

Coeficientes totales	
U_C (W/m ² .°C)	1,45E+03
R_D (m ² .°C/W)	5,33E-04
U_D (W/m ² .°C)	8,17E+02
A (m ²)	0,844671834
L (m)	3,02E+00
Horquillas (12 ft)	1

Perdidas de presión			
Tubo interior		Anulo	
f	0,003687674	De' (m)	1,22E-03
ΔF_p (m)	1,65042E-05	f	1,16E-02
ΔP_p (kg/m·s ²)	4,16E-04	ΔF_p (m)	3,16E-04
ΔP_p (kPa)	4,16E-07	ΔP_a (kg/m·s ²)	1,64E+04
v (m/s)	1,76E+01	ΔP_a (kPa)	1,64E+01
		v (m/s)	5,63E+00

Las pérdidas de presión por el anillo son más significativas, debido a la velocidad tan elevada de circulación del fluido. Pero, si aumentamos el diámetro del anillo, la velocidad disminuye notablemente, hecho que provocaría más ensuciamiento.

Es un condensador de doble tubo de 3 m de longitud.

11.4.3. KETTLE REBOILER

De nuevo aplicamos el método de Kern para dimensionar el equipo. Aunque en esta ocasión los dos fluidos que circulan por el interior del Kettle cambiaran de fase.

- 1) Evaluamos el calor a intercambiar

$$q = m_{\text{fluido}} \cdot C_p_{\text{fluido}} \cdot \Delta T + m_{\text{fluido}} \cdot \lambda_{\text{vap}}$$

- 2) Determinamos el ΔT_{ml}

De nuevo los fluidos circulan a contracorriente:

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

- 3) Suponemos: U, L, D_i , D_e , D_s

En esta ocasión, utilizamos una tabla para determinar D_s en función del flujo de calor a intercambiar (q/A):

$q/A \text{ (kJ/m}^2)$	D_s/D_b
2,27E+05	2,2
1,70E+05	1,95
1,40E+05	1,6
9,10E+04	1,45
<9,1E4	1,35

- 4) Determinar los coeficientes de transferencia individuales: por el lado del tubo y por el de carcasa

Como los dos fluidos que atraviesan el kettle condensan, utilizamos las correlaciones que aparecen en el paso **2)** del diseño de condensadores.

- 5) Calculamos U

A partir de los coeficientes individuales y de los coeficientes de ensuciamiento (bibliográficos), determinamos $U_{\text{calculada}}$ utilizando la formula del paso **12)** de diseño de intercambiadores.

$$\frac{1}{U_{\text{Calculada}}} = \frac{1}{h_s} + \frac{1}{h_{RS}} + \frac{D_e \cdot \ln \left(\frac{D_e}{D_i} \right)}{2 \cdot k_{\text{acero}}} + \frac{D_e \cdot 1}{D_i \cdot h_{Rt}} + \frac{D_e \cdot 1}{D_i \cdot h_t}$$

Estimamos el sobredimensionamiento:

$$\% \text{ sobre dim} = \frac{U_{\text{Calculada}} - U_{\text{supuesta}}}{U_{\text{supuesta}}} \cdot 100$$

La $U_{\text{Calculada}}$ debe ser entre un 0-15% superior a la U supuesta inicialmente, en caso de que no entre en este rango, hay volver a suponer una U y retroceder al paso 3).

- 6) Calculamos la pérdida de presión por tubos

Igual que en el paso 13) de diseño de intercambiadores, la pérdida por tubos se calcula como:

$$\Delta P_t = n_{pt} \cdot \left(8 \cdot j_f \cdot \left(\frac{L}{D_I} \right) \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2,5 \right) \cdot \frac{\rho \cdot v^2_t}{2}$$

Resultados para el kettle de la columna de destilación, son:

KR-301 Kettle reboiler que evapora parte del líquido que sale por debajo de la columna.

PROPIEDADES	Vapor de servicio		Fluido colas de columna		
	TUBOS		ANULO		
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA	
Fase	V	L	L	V	L
T (°C)	140	140	116,5	117	117
Presión (Pa)	3,60E+05		1,01E5		
Caudal másico (Kg/s)	1,016		8,14	5,50	2,64
Densidad (Kg/m³)	1,42	913	945,5	183	945,2
Caudal volumétrico (m³/s)	0,716	1,11E-03	8,61E-03	3,01E+00	2,79E-03
Viscosidad (Kg/m.s)	1,36E-05	0,0002	3,33E-04	7,82E-06	2,74E-04
C_p (J/Kg°C)	2290	4280	1726	1345	1722
Conductividad (W/m°C)	2,84E-02	0,688	0,147	1,73E-02	0,145
Calor latente (kJ/kg)	-	2160	369,4	-	369,4

Calor a intercambiar (kJ/h)	7,88E+06
U_{supuesta} (W/m²°C)	550
ΔT_{ML} (°C)	23,25
A (m²)	171,14

tubos		Carcasa	
D_i (m)	0,0158	D_s (m)	1,76
Δx (m)	0,00277	q/A (kJ/m ² h)	46033,23
D_e (m)	0,02134	$H_{líquido}$ (m)	1,36
L (m)	2	Freeboard	0,41
$A_{paso1tubo}$ (m ²)	0,000196	$v_{crítica}$ (m/s)	4,54
v (m/s)	5,71		
S_{1tubo} (m ²)	0,13		
N_t	1276,3		
N_t en U	639,0		
Pitch		0,03	

Haz de tubos	
N_{pt}	2
K_1	0,156
n_1	2,291
D_b (m)	1,09
D_b' (m)	1,31

La relación entre la longitud y el diámetro de carcasa es baja, pero aumentarla supone aumentar las pérdidas de presión, por lo tanto mantenemos la longitud de tubo de 2m.

Coeficientes individuales:

Por tubos		Por carcasa	
ρ_{media} (Kg/m ³)	500	P (Pa)	101320
μ_{media} (Kg/ms)	1,04E-04	P_c (Pa)	5785372
Re	4,34E+05	h_s (W/m ² .°C)	1219,40
h_t (W/m ² °C)	24738		

El coeficiente de transferencia por tubos es muy elevado, ya que el vapor de agua que condensa, intercambia muy bien el calor.

Sobredimensionamiento:

R_s (W/m ² .°C)	2500	U_{calc} (W/m ² .°C)	496,96
R_t (W/m ² .°C)	2500		
$K_{acero inox}$ (W/mK)	16,26	Sobredim. %	9,64

Pérdidas de presión:

j_t	1,90E-03
ΔP_t (kPa)	28,70

Las pérdidas entran dentro del rango recomendado.

11.4.4. CÁLCULO DEL EVAPORADOR ATMOSFÉRICO EV-201

1) Condiciones de diseño

Los evaporadores atmosféricos se emplean para vaporizar fluidos de temperatura de ebullición inferior a la ambiente tales como los gases licuados. El diseño más habitual es un haz de tubos colocados perpendicularmente al flujo de aire por los que circulan el líquido a evaporar, colocados en un soporte.

Las condiciones de diseño del evaporador serán las siguientes:

- presión máxima de trabajo 32 bar
- fluido a tratar : monóxido de carbono licuado
- caudal a tratar: 4846 kg/h
- temperatura de entrada: -160°C (CO licuado)

La temperatura de salida no es un parámetro importante ya que el monóxido de carbono se encamina a los reactores R-201 y R-202, donde tiene lugar la carbonilación del metanol, que es altamente exotérmica. Sin embargo, es deseable que sea tan alta como sea posible para facilitar la operación de la planta y prevenir posibles accidentes.

Para garantizar el funcionamiento correcto del equipo en el intervalo más amplio posible de condiciones la temperatura del aire circundante se estimará en 5°C y la temperatura final de diseño será de 0°C.

2) Diseño de los tubos

2.1) Diámetro de los tubos

El diámetro de tubería adecuado se determinará a partir de las velocidades máximas para conducciones de líquido y de vapor, que son respectivamente de 2,5

m/s para líquidos y de 12 m/s para gases como el monóxido de carbono a una presión de entre 30 y 40 bar.

Los evaporadores atmosféricos constan de una serie de tuberías en paralelo en las cuales se bifurca el fluido a calentar. Los evaporadores de 10 tubos se encuentran muy extendidos en la industria y serán el diseño elegido en este caso. Así, el caudal volumétrico por cada tubería se calcula como:

$$Q = \frac{F}{\rho \cdot 10}$$

Q: caudal volumétrico (m³/s)

ρ: densidad del CO (kg/m³)

F: caudal másico a tratar (kg/s)

La densidad del monóxido de carbono varía con la temperatura entre 500 y 700 kg/m³ en estado líquido y entre 30 y 70 kg/m³ en estado gaseoso. Aplicando la ecuación 1 para un tubo de 1" se obtiene un rango de velocidades de entre 0,3 y 0,5 m/s para CO líquido y de entre 3 y 7 m/s para CO gaseoso, mientras que para un tubo de 1/2" se alcanzan velocidades de gas superiores a los 20 m/s. No se consideran los tubos de 3/4" por ser su uso mucho más reducido. Por lo tanto, el diámetro más adecuado para los tubos del evaporador es de 1".

2.2) Superficies extendidas

Es frecuente que en intercambiadores de calor aire-fluido los tubos lleven superficies auxiliares de intercambio de calor. En este caso estas superficies no se tendrán en cuenta en el diseño sino en las características del equipo comercial elegido.

3) Estimación de los coeficientes de convección interna

3.1) Coeficiente de convección interna para líquido y gas

El coeficiente de convección del CO que circula por un tubo circular sin superficies extendidas se ha estimado mediante la correlación de Dittus – Boelter, ecuación [1], para calentamiento, aplicable a líquidos y gases en flujo incompresible:

$$Nu = 0,023 Re_D^{0,8} Pr^{0,4} \quad [1]$$

$$Re = \frac{\rho v D}{\mu} \quad [2]$$

ρ : densidad del fluido circulante (kg/m³)

v : velocidad del fluido circulante (m/s)

D : diámetro interno de la conducción (m)

μ : viscosidad del fluido circulante (kg/ms)

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k} \quad [3]$$

C_p : capacidad calorífica del fluido circulante (J/kgK)

k : conductividad térmica del fluido circulante (W/mK)

$$Nu = \frac{\bar{h}_c D}{k}$$

\bar{h}_c : coeficiente de convección promedio del fluido (W/m²K)

La correlación de Dittus-Boelter es aplicable para valores del número de Reynolds entre 6000 y 10^7 y para valores del número de Prandtl entre 0,5 y 120. En las condiciones de operación el Reynolds varía entre $1 \cdot 10^5$ y $7 \cdot 10^5$ y el Prandtl entre 0,6 y 2,7.

Todas las propiedades físicas de las corrientes involucradas se han evaluado con el modelo termodinámico Lee-Kesler-Plocke en el programa de simulación HYSYS.

3.2) Coeficiente de convección interna para ebullición en película

En los procesos de ebullición la correlación de Dittus-Boelter no es aplicable, y se emplean correlaciones específicas. Para ebullición de película en una conducción horizontal de diámetro D se cumple la ecuación 4:

$$Nu = \frac{\bar{h}_c D}{k_v} = 0,62 \left[\frac{g(\rho_L - \rho_v) h'_{fg} D^3}{v_v k_v (T_s - T_{sat})} \right]^{1/4} \quad [4]$$

g: aceleración de la gravedad (9,81 m/s²)

ρ_L : densidad de la fase líquida (kg/m³)

ρ_v : densidad de la fase gas (kg/m³)

v_v : velocidad de circulación del vapor generado

k_v : conductividad térmica del vapor

T_s : temperatura de la superficie interna de la conducción (K)

T_{sat} : temperatura de saturación del CO (K)

h'_{fg} : calor latente corregido, teniendo en cuenta el sobrecalentamiento del vapor:

$$\bar{h}'_{fg} = \bar{h}_{fg} + 0,80 C_{P,V} (T_s - T_{sat})$$

h_{fg} : calor latente de vaporización (J/kg)

$C_{P,V}$: capacidad calorífica del vapor generado (J/kgK)

4) Estimación del coeficiente de convección externa

El coeficiente de convección externa para un banco de tubos que se calienta con aire en flujo cruzado se puede estimar a partir de la ecuación 5:

$$Nu = C_1 Re_m^m \quad [5]$$

Donde C_1 y m dependen de las distancias entre tubos, que varían entre 0,5 y 2 veces su diámetro. Se ha escogido una distancia entre tubos de 3 cm para garantizar el flujo de aire en caso de formación de hielo, por lo que la ecuación 5 queda:

$$Nu = 0,286 Re_m^{0,608} \quad [6]$$

$$Nu = \frac{\bar{h}_c D}{k} \quad [7]$$

\bar{h}_c : coeficiente de convección promedio del fluido (W/m²K)

Donde Re_m se define como:

$$Re_m = \frac{\rho v_m D}{\mu} \quad [8]$$

ρ : densidad del aire (kg/m³)

D : diámetro externo de los tubos (m)

μ : viscosidad del aire (kg/ms)

$$v_m = \frac{S_T}{S_T - D} v \quad [9]$$

S_T : distancia vertical entre los tubos (m)

v : velocidad del aire (m/s)

La velocidad media del viento en la zona de Barcelona es de unos 5 m/s.

La correlación 9 es válida para aire con Re entre 2000 y 40000 con un mínimo de 10 tubos. El número de Reynolds del aire en estas condiciones oscila entre 7000 y 6800, por lo que es aplicable..

5) Cálculo del área de intercambio

El área de intercambio de calor necesaria viene dada por la ecuación 10:

$$Q = UA\Delta T \quad [10]$$

Donde U se calcula mediante la ecuación 11 y Q se calcula mediante la ecuación 10:

$$U = \frac{1}{\frac{r_{ext}}{h_{int} r_{int}} + \frac{r_{ext} \ln(r_{ext} / r_{int})}{k_{acer}} + \frac{1}{h_{ext}}} \quad [11]$$

r_{int} : radio interior de la conducción (13,3 mm)

r_{ext} : radio exterior de la conducción (16,7 mm)

k_{acer} : conductividad térmica del acero AISI 304 (40 W/mK)

h_{int} : coeficiente de convección interno (W/m²K)

h_{ext} : coeficiente de convección externo (W/m²K)

$$Q = m(C_{PL}(T_L)(T_L - T_{L0}) + \lambda + C_{PG}(T_G)(T_G - T_{G0})) \quad [12]$$

C_{PL} , C_{PG} : capacidades caloríficas del CO en estado líquido y gas (J/kgK)

λ : entalpía de vaporización del CO a 30 bar

T_G , T_{G0} : temperaturas inicial y final del CO gaseoso

T_L , T_{L0} : temperaturas inicial y final del CO líquido

Partiendo de una temperatura inicial del CO almacenado de -160°C el área de intercambio necesaria se indica en la tabla 1:

Temperatura de salida (°C)	Área de calentamiento del CO líquido hasta T_{sat} (m ²)	Área de vaporización (m ²)	Área de calentamiento del gas (m ²)	Área total (m ²)
-100	8	20	11	39
-75			19	47
-50			29	57
-25			42	70
-20			45	73
-15			49	76
-10			53	80
-5			57	84
0			61	89

Tabla 1: áreas necesarias para el intercambio de calor, $T_{amb} = 5^{\circ}C$

6) Efecto de la deposición de hielo

Al trabajar a temperaturas inferiores a 0°C el vapor presente en la atmósfera condensará sobre los tubos formando una capa de hielo aislante. Este efecto hace que el área de transferencia calculada inicialmente sea insuficiente y se deba estimar el alcance de este efecto.

Para calcular el espesor de la máxima capa de hielo que se puede formar se utiliza la ecuación de transmisión de calor 13 considerando tres resistencias: la del fluido que circula por el tubo, la del metal de la conducción y la de la capa de hielo. La temperatura de la superficie de esta última es conocida debe ser de 273,15 K para que se forme hielo. La resolución simultánea de las ecuaciones 13 y 14 permite conocer los valores del grosor de la capa de hielo y la longitud de tubería necesarios para el intercambio de calor en cada tramo; el resultado final se ha obtenido considerando tramos de 1°C de diferencia:

$$Q = \frac{2\pi r_3 L (273,15 - T_{int})}{\frac{r_3}{h_{int} r_1} + \frac{r_3 \ln(r_2/r_1)}{k_{acero}} + \frac{r_3 \ln(r_3/r_2)}{k_{hielo}}} = \frac{2\pi r_3 L (T_{ext} - T_{int})}{\frac{r_3}{h_{int} r_1} + \frac{r_3 \ln(r_2/r_1)}{k_{acero}} + \frac{r_3 \ln(r_3/r_2)}{k_{hielo}} + \frac{1}{h_{ext}}}$$

[13]

$$Q = m(C_{PL}(T)(T_L - T_{L0}) + \lambda + C_{PG}(T)(T_G - T_{G0})) = \frac{2\pi r_3 L (273,15 - T_{int})}{\frac{r_3}{h_{int} r_1} + \frac{r_3 \ln(r_2/r_1)}{k_{acero}} + \frac{r_3 \ln(r_3/r_2)}{k_{hielo}}} \quad [14]$$

Los resultados se muestran en la figura 1:

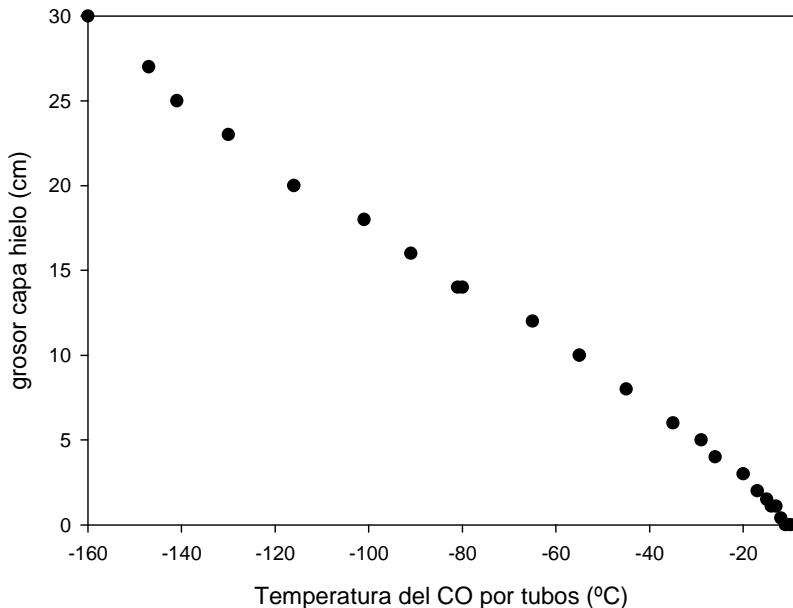


Figura 1: grosor del hielo formado a lo largo del evaporador

Según muestra la figura, a 5°C los tubos se irían cubriendo progresivamente de capas de hielo que se irían uniendo al ser su tamaño superior a la distancia entre tubos, quedando el intercambiador fuera de servicio. A temperaturas ambiente superiores las capas de hielo formadas son de menor grosor, sin llegar a desaparecer de la mayor parte de la superficie. No se han considerado temperaturas ambiente inferiores por ser meramente anecdóticas en la zona de las instalaciones.

El caso calculado es un caso extremo, que requiere unas condiciones de temperatura muy bajas y un tiempo elevado para producirse. De este resultado se sigue que es necesario tomar medidas para evitar la formación de hielo. Para ello se ha seleccionado un fabricante que garantiza que la transferencia se mantiene durante 24 horas tras cada eliminación de hielo y se indicarán los procedimientos oportunos de prevención y eliminación del hielo.

7) Selección del evaporador

Según se ha calculado en el apartado 5 el área de intercambio necesaria para calentar el monóxido de carbono hasta 0°C es de 89 m² en ausencia de hielo. El suministrador será la compañía estadounidense Universal Industrial Gases Inc., que garantiza que la transferencia de calor no se ve afectada por la formación de hielo en 24 horas como ya se ha indicado.

En el catálogo de la compañía se encuentran disponibles evaporadores de 102, 127 y 153 m² de superficie útil. La elección más adecuada a nuestro juicio es el intercambiador de 127 m² por las siguientes razones:

- permite una flexibilidad de operación muy superior a evaporadores más pequeños: al haber área sobrante la eliminación de la capa de hielo puede llevarse a cabo en intervalos mayores sin disminuir el rendimiento
- el aire que sale del intercambiador lo hace a una temperatura no excesivamente fría, evitando problemas de seguridad y posible mal funcionamiento de materiales y sistemas
- la pérdida de carga se reduce respecto a intercambiadores más grandes
- el sobredimensionamiento absorbe posibles efectos de la deposición de suciedad en los tubos, que se consideran despreciables dado que el fluido de trabajo está totalmente libre de impurezas no gaseosas

El material de las conducciones será SS 304. El material de las superficies extendidas será aluminio.

8) Temperatura de salida del aire

La temperatura de salida del aire se calcula según la ecuación 15:

$$Q = m(C_{PL}(T_L - T_{L0}) + \lambda + C_{PG}(T_G - T_{G0})) = \rho_a v_a A_{trans} C_{Pa} (T_{a0} - T_a) \quad [15]$$

C_{PL} , C_{PG} : capacidades caloríficas del CO en estado líquido y gas (J/kgK)

λ : entalpía de vaporización del CO a 30 bar

T_{G0} , T_G : temperaturas inicial y final del CO gaseoso

T_{L0} , T_L : temperaturas inicial y final del CO líquido

T_{a0} , T_a : temperaturas inicial y final del aire

m : caudal másico de CO a tratar (kg/s)

ρ_a : densidad del aire (kg/m³)

v_a : velocidad del viento (m/s)

A_{trans} : sección transversal del evaporador (m²)

C_{Pa} : capacidad calorífica del aire (J/kgK)

La sección transversal del intercambiador elegido es de 0,676x2,54 m² considerando despreciable el área ocupada por los soportes. De la ecuación 15 se obtiene que el aire se enfriá entre 45 y 50°C, obteniéndose un arco de temperaturas entre -40 y -20°C. Estas temperaturas son generalmente soportadas por los elementos de una instalación de procesos; sin embargo se deben tomar medidas preventivas en cuanto a la seguridad de los trabajadores.

9) Pérdida de carga

La pérdida de carga se ha estimado mediante el programa de simulación HYSYS empleando la correlación de Beggs y Brill. Para ello se ha considerado uno de los 10 tubos en que se divide el intercambiador y su longitud se ha dividido en tres secciones proporcionales al área de intercambio necesaria: flujo de líquido, flujo bifásico líquido-gas y flujo gaseoso. La longitud total del tubo es de 32 ft con dos codos de 90°C en serie. Los resultados obtenidos se indican a continuación en la tabla 2:

Estado	Longitud de la conducción (m)	ΔP (bar)
Líquido	0,6	$7 \cdot 10^{-2}$
Mezcla bifásica	1,5	10^{-2}
Gas	7,6	$7 \cdot 10^{-3}$

Tabla 2: pérdida de carga en el evaporador por sección

10) Diseño mecánico de los tubos

La máxima presión interna admitida en tuberías de refrigeración y análogos se calcula de acuerdo con la norma ANSI B31.5-1983 con la ecuación 16, válida por encima de -195°C:

$$P = \frac{2St}{D_o - 2yt} \quad [16]$$

P: presión máxima de operación

t: espesor de la pared de la tubería (0,133 in para 1", schedule 40)

D_o: diámetro externo de la tubería (1,315 in para 1", schedule 40)

y: coeficiente de fragilidad, y=0,4 para aceros austeníticos

S: esfuerzo máximo permitido para el material a la temperatura de diseño (psi)

Los materiales más comunes para evaporadores criogénicos son el aluminio y los aceros austeníticos. El aluminio sólo se puede emplear en caso de presiones internas de menos de 24 bar, por lo que no se puede emplear en este caso para el cuerpo de las conducciones. De los aceros austeníticos para temperaturas superiores a -195°C se recomiendan aceros de tipo 18/8 como el acero de grado 304; la corrosión esperada no es importante debido a la baja temperatura. La tensión máxima permitida del acero AISI 304 es de 90000 psi a temperatura ambiente (a temperaturas menores que la ambiente es superior), por lo que la presión máxima admitida según la ecuación 16 resulta ser de unos 1300 bar; la operación no presentará problemas de ningún tipo debido a la presión.

11.5 EQUIPOS DE SERVICIO

Una vez calculadas las necesidades de fluido de servicio para los distintos equipos (como intercambiadores, condensadores y serpentines de tanques de almacenaje) podemos determinar las potencias de los equipos de refrigeración.

Tenemos diferentes líneas de fluido de servicios:

- 1 de agua con 10% de etilenglicol, que circula a 0°C
- 3 de agua descalcificada, que circulan a 20°C, a 30°C, y a 40°C
- 1 de vapor de agua, que circula a 140°C y 3,6 bares de presión

Estas líneas de servicios son cerradas. El fluido que se usa para refrigerar, después se envía a un tanque pulmón y posteriormente pasa a través de un equipo Chiller que lo vuelve a enfriar, para volver a ser utilizado.

De la misma forma se trata el fluido calefactor: una vez utilizado, se recoge el condensado en un tanque pulmón y a continuación se introduce en la caldera, donde se vuelve a formar el vapor.

Debido a que las líneas operan a diferentes temperaturas, hemos decidido utilizar 1 equipo de refrigeración, o de calefacción, para cada línea de fluido de servicio. Por lo tanto necesitamos 3 Chillers, 1 torre de refrigeración y una caldera. Estos equipos se pueden adquirir en empresas especializadas a partir de la potencia necesaria.

Calculamos la potencia como:

$$P (kW) = m_{\text{fluido servicio}} \cdot C_{p,\text{fluido servicio}} \cdot \Delta T_{\text{fluido servicio}}$$

Para calcular la potencia de la caldera hay que sumar la potencia necesaria para conseguir el cambio de fase:

$$P (kW) = m_{\text{fluido servicio}} \cdot C_{p,\text{fluido servicio}} \cdot \Delta T_{\text{fluido servicio}} + m_{\text{fluido servicio}} \cdot \lambda_{\text{fluido servicio}}$$

Los resultados obtenidos son:

Servicios refrigeración									
Nombre equipo refrigeración de proceso	m (kg/s)	Cp (J/kg·°C)	ΔT (°C)	P (kW)	Refrigerante	Equipo refrigeración de servicio	P_chiller (kW)	Trefrigerante	
IC-101	2,73	3985,75	7	76	Agua glicolada	Chiller: CH-601a CH-601b	382,63	Te=0; Ts=7°C	
Co-501	1,00	3980	7	28					
Serpentin HAc Glacial	10	3980	7	278,6		CH-602	2941,68		
Co-201	8,00E-02	4200	5	2					
Co-302	1,40E+02	4,20E+03	5	2940	Agua descalcificada	CH-603	357,00	Te=30; Ts=35°C	
IC-301	1,70E+01	4200	5	357		Torre: TR-601	2229,36	Te=40; Ts=50°C	
Co-301	8,40E+01	4,20E+03	5	1764					
J-201	5,54E+00	4200	10	233					
J-202	5,54E+00	4200	10	233					

Servicios calefacción								
Nombre equipo	m (kg/s)	Cp (J/kg·°C)	ΔT (°C)	λ (kJ/kg)	P (kW)	Calefactor	Pcaldera (kW)	Tcalefactor
KR-301	1,02	4,28	40,00	2160	2,19E+03	Vapor	2,61E+03	Te=140°C; Ts=140°C
Camisa reactor (durante 1 min)	0,47	4,28	40,00	2160	1,02E+03			
Serpentin HAc glacial	0,19	4,28	40,00	2160	4,20E+02			

11.6 CÁLCULO DE SEPARADORES LÍQUIDO GAS

Introducción

Los recipientes S-202 y S-301 y la conducción S-201 realizan una separación líquido-gas. Estas dos fases se han generado mediante una destilación súbita o flash o bien mediante condensación parcial para separar de una corriente líquida los componentes más volátiles mediante una disminución de la presión o de la temperatura, con lo que se separa la mezcla inicial en una fase líquida y una fase vapor en equilibrio en la que se concentran aquéllos.

Si la fuerza impulsora es la disminución de presión, fijado el valor de la presión a la cual se expande el líquido los parámetros a calcular son las composiciones de ambas fases en equilibrio, la temperatura de operación y las dimensiones y equipamiento del recipiente de proceso que asegure su correcta separación.

Si la fuerza impulsora es la disminución de temperatura, fijado el valor de la temperatura final de la mezcla los parámetros a calcular son las composiciones de ambas fases en equilibrio, la presión de salida del condensador y las dimensiones y equipamiento del recipiente de proceso que asegure su correcta separación.

En este apartado únicamente se detallan los cálculos relativos al diseño del equipo de separación y a las propiedades de las fases en equilibrio. Los cálculos referentes a la expansión o al enfriamiento se encuentran en las secciones de dimensionamiento de válvulas y de intercambiadores de calor respectivamente.

Cálculo de la composición de las fases

Para calcular la composición de las fases es necesario calcular el equilibrio líquido-vapor. Acudiendo a la formulación $\gamma-\varphi$ del mismo se tiene, para un componente i :

$$\varphi_i P y_i = \gamma_i P v_i x_i \quad [1]$$

φ_i : coeficiente de fugacidad del componente i en la fase gas

P : presión absoluta (bar)

y_i : fracción molar del componente i en la fase gas

γ_i : coeficiente de actividad de la especie i en la fase líquida

x_i : fracción molar del componente i en la fase líquida

Pv_i : presión de vapor de la especie i pura en las condiciones de mezcla (bar)

Se puede expresar de forma conveniente en forma de coeficiente de reparto K_i :

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\gamma_i P_{v_i}}{\varphi_i P} \quad [2]$$

La ecuación 1 se puede expresar mediante diversos modelos de energía de Gibas de exceso. En el sistema a diseñar, debido a la abundancia de componentes altamente polares como el agua, el yoduro de metilo y el ácido acético y al comportamiento altamente no ideal de este último por su dimerización, el equilibrio líquido-gas se ha representado mediante la ecuación UNIQUAC estimando los parámetros de interacción binaria mediante el método UNIFAC en los casos donde no se encuentran disponibles en la literatura. Los coeficientes de reparto K_i se han evaluado mediante el programa de simulación de procesos HYSYS.

Para conocer las condiciones de operación de los equipos es necesario resolver simultáneamente las ecuaciones de equilibrio [2], los balances de materia global y de cada componente y el balance de energía global, ecuaciones [3], [4] y [5].

$$F = L + V \quad [3]$$

F: caudal de entrada de alimento en el recipiente (mol/h)

L: caudal de salida de la fase líquida (mol/h)

V: caudal de salida de la fase gas (mol/h)

$$Fz_i = Lx_i + Vy_i \quad [4]$$

z_i : fracción molar del componente i en el alimento

x_i : fracción molar del componente i en la fase líquida

y_i : fracción molar del componente i en la fase gas

$$h_F F = H_V V + h_L L + \text{pérdidas} \quad [5]$$

h_F : entalpía de la corriente de alimento (J/mol)

H_V : entalpía de la corriente gaseosa de salida (J/mol)

h_L : entalpía de la corriente líquida de salida (J/mol)

Los balances de materia se pueden resolver de una manera sencilla a partir de la ecuación de Rashford-Rice, ecuación [6]

$$f(q) = \sum_i \frac{z_i (1 - K_i)}{1 + q(K_i - 1)} = 0 \quad [6]$$

Donde $q = \frac{V}{F}$, $0 < q < 1$.

En el balance de energía se han asumido las siguientes simplificaciones:

- entalpía de mezclado despreciable
- equipo adiabático
- capacidad calorífica de la mezcla independiente de la composición
- equilibrio térmico

por lo que la ecuación [5] se puede escribir como:

$$FC_P T_0 = LC_{PL} T + VC_{PV} T + \sum_i \lambda_i \Delta V_i \quad [7]$$

F : caudal de entrada de alimento en el recipiente (mol/h)

L : caudal de salida de la fase líquida (mol/h)

V : caudal de salida de la fase gas (mol/h)

C_P : capacidad calorífica de la alimentación (J/(mol K))

T_0 : temperatura de la corriente de alimentación (K)

C_{PL} : capacidad calorífica de la corriente de líquido (J/(mol K))

C_{PV} : capacidad calorífica de la corriente de vapor (J/(mol K))

T : temperatura de equilibrio (K)

λ_i : entalpía de vaporización del componente i a la temperatura T (J/mol)

ΔV_i : variación de moles del componente i en la fase vapor (mol/s)

y dado que $FC_{PF} = (LC_{PL} + VC_{PV})$ debido a que la capacidad calorífica es independiente de la composición:

$$FC_{PF}(T - T_0) = \sum_i \lambda_i \Delta V_i \quad [9]$$

El cálculo es necesariamente iterativo y se requiere conocer el caudal de entrada, la temperatura de entrada:

- a) estimación de la temperatura de trabajo
- b) evaluación mediante HYSYS de los coeficientes K_i a la temperatura estimada
- c) resolución iterativa de la ecuación 6
- d) resolver los balances de materia [3] y [4]
- e) evaluación de la capacidad calorífica de la mezcla mediante HYSYS y de las entalpías de vaporización de cada componente a la temperatura de trabajo
- f) recalcular la temperatura de trabajo mediante [9]
- g) iterar hasta convergencia

En la tabla 1 se muestran los resultados obtenidos para el flash S-202:

	Calculado		HYSYS	
F / kmol h ⁻¹	1842		1842	
L / kmol h ⁻¹	1432		1359	
V / kmol h ⁻¹	409		481	
T / °C	123,5		123,8	
Composiciones molares	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
Metanol	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%
CO	0,00%	3,09%	0,00%	2,62%
Acetato de metilo	11,10%	27,80%	9,89%	28,72%
Yoduro de metilo	2,91%	3,72%	2,97%	3,43%
Ácido acético	70,54%	41,28%	72,28%	40,73%
CO ₂	0,00%	0,41%	0,00%	0,35%
CH ₄	0,00%	0,14%	0,00%	0,12%

Composiciones molares	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
H ₂	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%
Agua	15,41%	23,57%	14,82%	24,01%
Ácido propanoico	0,03%	0,01%	0,03%	0,01%

Tabla 1: resultados calculados y simulados para la destilación flash del recipiente S-202

Dimensionado del separador

La separación entre líquido y vapor se lleva a cabo por dos mecanismos:

- separación gravitatoria, que afecta únicamente a las partículas más grandes de líquido (típicamente 100 µm)
- separación por intercepción de las gotas mediante un eliminador de niebla, que permite eliminar partículas de 1 µm o menores

Las dimensiones del separador se han calculado a partir de tres consideraciones de diseño:

- la velocidad requerida para el correcto funcionamiento del elemento eliminador de gotas
- las distancias recomendadas en la bibliografía entre la superficie del líquido, la tubería de entrada y el elemento eliminador de gotas para evitar interferencias en su funcionamiento
- el volumen de líquido que se desea retener, en el caso de que el recipiente funcione también como tanque pulmón

Cálculo del diámetro del recipiente

La sección del tanque se calcula a partir de la velocidad de paso de gas requerida por el elemento separador de gotas. Para un tanque cilíndrico la expresión a utilizar es [10]:

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi} \frac{Q_{gas}}{v_{perm}}} \quad [10]$$

D: diámetro del recipiente (m)

Q_{gas} : caudal volumétrico de la corriente de gas de salida (m^3/s)

v_{perm} : velocidad máxima permitida (m/s)

Donde la velocidad permitida del gas depende del tipo de separador:

- si la separación se realiza únicamente por gravedad se aplica la ley de Stokes, ecuación [11]:

$$v_{\text{perm}} = \frac{(\rho - \rho_g)gD_p^2}{18\mu} \quad [11]$$

ρ : densidad del líquido de salida (kg/m^3)

ρ_g : densidad del gas de salida (kg/m^3)

g : aceleración de la gravedad (m/s^2)

D_p : diámetro de la gota a separar (m)

μ : viscosidad del vapor (kg / ms)

- si se emplea un eliminador de gotas de rejilla metálica se emplea una modificación de la ley de Newton, la ecuación [12]

$$v_{\text{perm}} = K \sqrt{\frac{\rho}{\rho_g} - 1} \quad [12]$$

ρ : densidad del líquido de salida (kg/m^3)

ρ_g : densidad del gas de salida (kg/m^3)

K: coeficiente empírico (ft/s)

El coeficiente K depende de las características de la rejilla y se encuentra tabulado, valiendo 0,25 para los separadores de rejilla de máxima eficacia. La eficacia de la separación es elevada con velocidades de gas de entre un

30% y un 110% de la velocidad permitida, siendo usual un valor de diseño del 75%.

- si se emplea un eliminador de nieblas de lecho de fibras el rango de velocidades permitidas es proporcionado por el fabricante.

En cualquiera de los casos que lo necesiten la densidad de las mezclas líquida y gaseosa de salida se ha calculado a partir de la ecuación de estado de Peng-Robinson.

Volumen necesario para funcionar como tanque pulmón

El volumen de necesario para retener un flujo de líquido durante un tiempo determinado viene dado por la ecuación [14]:

$$V = Qt \quad [14]$$

V: volumen de tanque pulmón (m^3)

Q: caudal volumétrico de líquido (m^3/s)

t: tiempo de retención deseado (s)

La altura necesaria para la retención de un determinado volumen de líquido se calcula a partir de la ecuación [14]:

$$h = \frac{V}{\frac{\pi}{4} D^2} \quad [15]$$

V: volumen de tanque pulmón (m^3)

D: diámetro del tanque (m)

Distancia entre elementos

La distancia entre los diferentes elementos del recipiente se ha tomado de la bibliografía con el fin de mejorar todo lo posible la separación de fases. A continuación se indican las distancias recomendadas entre diferentes elementos:

Distancia entre la superficie del líquido y la entrada de alimento: 12"

Distancia entre la entrada de alimento y el demister: 12-18"

Distancia entre el demister y el cabezal del recipiente: 12"

Estimación de la pérdida de carga a través del recipiente

La pérdida de carga a través del separador se puede estimar a partir de la velocidad de circulación:

- para la corriente de entrada

$$\Delta P_e \approx \frac{v^2}{2g} \quad [16]$$

- para las corrientes de salida

$$\Delta P_s \approx \frac{v^2}{4g} \quad [17]$$

v: velocidad de circulación del fluido en la conducción de entrada/salida (m/s)

g: 9,81 m/s².

La velocidad de flujo está determinada por el diámetro de las conducciones. Las entradas y salidas de los separadores se han dimensionado siguiendo velocidades recomendadas de 1,5 m/s para líquidos, 18 m/s para gases y 5 m/s para flujo bifásico

En caso de que por sus dimensiones el separador se pueda construir a partir de tuberías estándar la pérdida de carga se ha evaluado a partir de las expresiones para pérdida de carga de un fluido en una conducción, que se explican en el apartado correspondiente a conducciones.

Para la pérdida de carga a través de demisters se han utilizado los valores típicos de 7-9" de agua para demisters de lecho de fibras y la figura 2 para demisters de rejilla metálica:

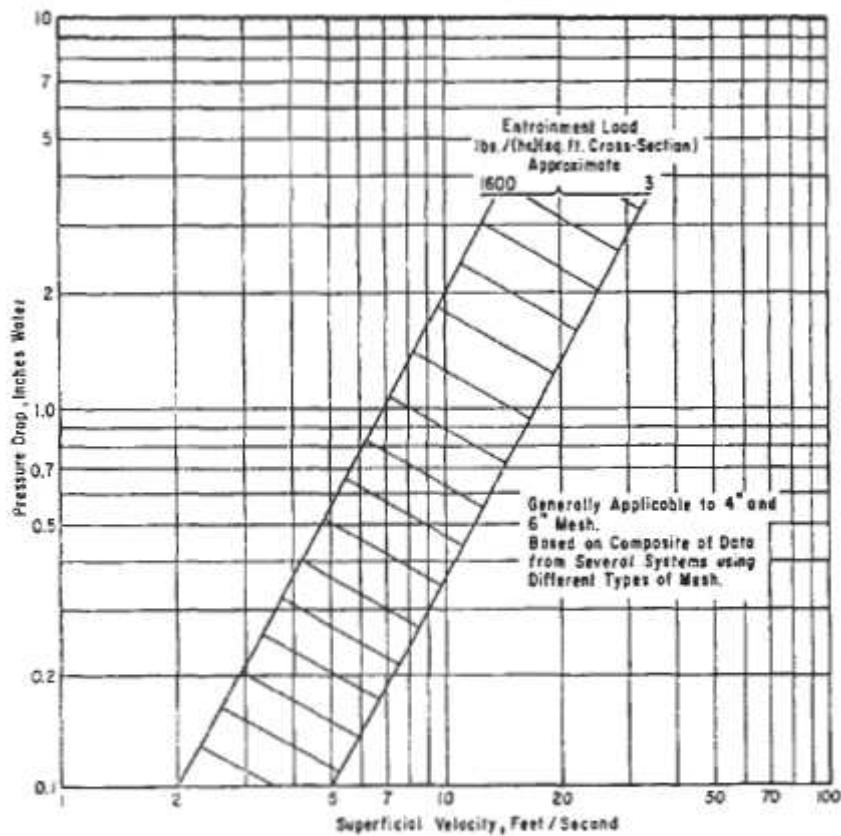


Figure 4-20. Typical pressure drop range for most wire mesh separators.

Figura 2: estimación de la pérdida de carga a través de demisters de rejilla metálica

Cálculo del espesor de aislamiento necesario

El espesor necesario de aislante se ha calculado según la siguiente metodología:

- estimación del coeficiente de convección natural del aire circundante según las ecuaciones [18]-[21]. Todos los cálculos se han realizado en base a aire seco:

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k} \quad [18]$$

Pr: módulo de Prandtl (adimensional)

C_p : capacidad calorífica del aire (0,992 J/gK a 25°C)

k : conductividad térmica del aire (2,48 W/mK a 25°C)

μ : viscosidad del aire ($1.9 \cdot 10^{-5}$ kg/ms)

$$Ra = Gr \cdot Pr = \frac{g \beta (T_0 - T_\infty) L_c^3}{\nu^2} \cdot Pr \quad [19]$$

Ra : módulo de Rayleigh (adimensional)

Gr : módulo de Grashof (adimensional)

β : coeficiente de expansión volumétrica. Para un gas ideal $\beta=1/T$

T_0 : temperatura de la superficie en contacto con el aire (K)

T_∞ : temperatura ambiente del aire (K)

L_c : longitud característica de la geometría (altura del recipiente, para la pared lateral; diámetro, para los fondos) (m)

ν : viscosidad cinemática del aire ($1,6 \cdot 10^{-5}$ m²/s)

Si el diámetro del recipiente es mayor que $\frac{35L_c}{Gr^{0,25}}$ la correlación a emplear es la ecuación [20]:

$$Nu = \left(0,825 + \frac{0,387 Ra^{\frac{1}{6}}}{\left(1 + \left(\frac{0,492}{Pr} \right)^{\frac{9}{16}} \right)^{\frac{8}{27}}} \right)^2 = \frac{hL_c}{k} \quad [20]$$

Nu : módulo de Nusselt (adimensional)

h : coeficiente de convección del aire (W/m² s)

b) Aplicación de la ecuación de transmisión de calor [21]

$$Q = UA\Delta T \quad [21]$$

Q: calor transferido (W)

U: coeficiente global de transmisión de calor (W / m²K)

A: área de transmisión de calor (m²)

ΔT: salto térmico (K)

Donde el producto UA se evalúa mediante la ecuación [22]:

$$UA = \frac{I}{\frac{I}{h_{int} A_{int}} + \frac{\Delta x_{pared}}{k_{pared} A_{ml\ pared}} + \frac{\Delta x_{aislante}}{k_{aislante} A_{ml\ aislante}} + \frac{I}{h_{ext} A_{ext}}} \quad [22]$$

h_{int} : coeficiente de convección del interior del recipiente (10⁴ W/m²K, valor típico para un líquido en ebullición)

A_{int} : área interior del recipiente (m²)

Δx_{pared} : grosor de la pared del recipiente

k_{pared} : conductividad térmica de la pared del recipiente (16,3 W/mK para el acero)

$A_{ml\ pared}$: media logarítmica entre el área interna y el área externa del recipiente (m²)

$\Delta x_{aislante}$: grosor de la capa de aislante

$k_{aislante}$: conductividad térmica del aislante (0,04 W/mK para la lana de vidrio)

$A_{ml\ aislante}$: media logarítmica entre el área externa del recipiente y el área externa de la capa de aislante (m²)

h_{ext} : coeficiente de convección del aire

A_{ext} : área exterior del aislante (m²)

c) Selección del espesor de aislante más adecuado en base a las ecuaciones anteriores y al siguiente criterio:

- Temperatura de la superficie más externa menor de 50°C por razones de seguridad. Esta temperatura se puede evaluar a partir de las ecuaciones [21] y [22] eliminando en esta última la resistencia a la transferencia debida al aire.
- Pérdidas de calor mínimas

- d) Cálculo del calor emitido por radiación en base a la ley de Stefan-Boltzmann, ecuación [23]

$$Q = \varepsilon A \sigma T^4 \quad [23]$$

Q: calor transferido por radiación (W)

ε : emisividad del material (~0,04 para aluminio)

A: área de la superficie radiante (m^2)

σ : constante de Stefan-Boltzmann ($5,67 \cdot 10^{-8} \text{ W/m}^2 \text{ K}^4$)

T: temperatura de la superficie más externa del recipiente (K)

Cálculo del peso del equipo

Los separadores proyectados se componen de un cuerpo cilíndrico más un fondo y una cabeza tóriesféricos, planos o en codo de 45° . Para realizar los cálculos de volumen y peso del recipiente se ha aproximado la forma a la de un cilindro, por lo que los valores reales serán ligeramente menores a los calculados. Las fórmulas empleadas se indican a continuación:

Volumen del equipo

$$V = L \pi \frac{D^2}{4} \quad [24]$$

V: volumen del equipo (m^3)

L: altura del equipo (m)

D: diámetro interno del equipo (m^2)

Peso del recipiente vacío

$$m_{vacío} = \rho (\pi D L t_{lateral} + \pi \frac{D^2}{4} t_{cabeza} + \pi \frac{D^2}{4} t_{fondo}) + m_{demister} \quad [25]$$

$m_{vacío}$: peso del recipiente vacío (kg)

V: volumen del equipo (m^3)

L: altura del equipo (m)

D: diámetro interno del equipo (m^2)

t_{lateral} : grosor de la pared lateral (m)

t_{cabeza} : grosor del cabezal superior (m)

t_{fondo} : grosor del fondo inferior (m)

ρ : densidad del acero (kg/m^3)

m_{demister} : masa del demister (kg)

Peso del recipiente lleno de líquido

$$m_{\text{lleno}} = m_{\text{vacío}} + \rho_L V + m_{\text{demister}} \quad [26]$$

m_{lleno} : masa del recipiente lleno de líquido (kg)

$m_{\text{vacío}}$: peso del recipiente vacío (kg)

V: volumen del equipo (m^3)

ρ_L : densidad del líquido (kg/m^3)

m_{demister} : masa del demister (kg)

Peso en operación

$$m_{\text{operación}} = m_{\text{vacío}} + \rho_L V_L + \rho_V (V - V_L) + m_{\text{demister}} \quad [27]$$

$m_{\text{operación}}$: masa del recipiente en operación (kg)

$m_{\text{vacío}}$: peso del recipiente vacío (kg)

V: volumen del equipo (m^3)

V_L : volumen ocupado por el líquido (m^3)

ρ_L : densidad del líquido (kg/m^3)

ρ_V : densidad del vapor (kg/m^3)

m_{demister} : masa del demister (kg)

Peso de un demister de lecho de fibras

El peso de un demister de lecho de fibras depende de su tamaño, cuya relación con el tamaño del separador y con las variables de operación es información propietaria de las compañías constructoras. A modo de aproximación se puede estimar el peso de los aparatos mostrados en catálogo mediante la ecuación [28], considerando despreciable el peso de los apoyos:

$$m_{demister} \approx D t_{fondo} \rho_{soporte} + \pi L (D^2 - (D - \Delta x)^2) \rho_{fibra} \quad [28]$$

Peso de un demister de rejilla metálica

El peso de un demister metálico se calcula mediante la ecuación [29]. Los demisters de rejilla metálica tienen un diámetro ligeramente inferior al del recipiente, por lo que el peso calculado es ligeramente superior al real.

$$m_{demister} = \rho_{demister} D h_{demister} \quad [29]$$

Justificación del diseño de los separadores**Separador S-201**

El objetivo del separador líquido-gas S-201 es separar los componentes condensables de los vapores a 29 bara procedentes de los reactores R-201 y R-202. La parte condensada, compuesta por ácido acético, agua, acetato de metilo y yoduro de metilo, se adiciona a la línea principal de producto antes del separador S-202, mientras que el gas de salida, compuesto sobre todo por CO y CO₂, se envía hacia la columna de absorción C-501 para recuperar las trazas de condensables que puedan quedar antes de su combustión y emisión.

La eliminación de condensables de la salida en fase gas se realiza mediante disminución de la temperatura en el intercambiador Co-201. Dado que el caudal a condensar es despreciable en relación con otras corrientes de proceso (unos 8 kg/h de gas por cada reactor frente a un caudal de líquido de más de 6000 kg/h) la refrigeración necesaria es muy pequeña y el límite inferior de temperatura no está en función de otras necesidades de enfriamiento, por lo que se ha situado en los 25°C. En estas condiciones se obtienen los resultados indicados en la tabla 2:

Caudales molares		Calculado		HYSYS	
Alimento (mol h ⁻¹)		415		415	
Líquido (mol h ⁻¹)		175		175	
Gas (mol h ⁻¹)		240		240	
T / °C		25		25	
Composiciones molares	Alimento	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
Metanol	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%
CO	55,12%	0,45%	94,98%	0,46%	94,95%
Acetato de metilo	13,67%	31,83%	0,42%	31,82%	0,44%
Yoduro de metilo	1,22%	2,89%	0,00%	2,89%	0,00%
Ácido acético	14,56%	34,50%	0,02%	34,51%	0,02%
CO ₂	1,71%	0,37%	2,68%	0,37%	2,69%
CH ₄	1,08%	0,06%	1,83%	0,06%	1,83%
H ₂	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%
Agua	12,64%	29,89%	0,07%	29,90%	0,07%
Ácido propanoico	0,00%	0,01%	0,00%	0,01%	0,00%

Tabla 2: resultados calculados y simulados en HYSYS para la condensación en Co-201.

F: alimento, L: líquido, V: gas

El gas de salida del separador se debe comprimir en el compresor C-501 antes de entrar en la columna de absorción, por lo que se deben eliminar todas las gotas de líquido de tamaño superior a 40 μ . Este tamaño de eliminación es alcanzable por un demister de rejilla metálica simple, que es el método más barato disponible y que por tanto será el elegido, con un grosor de 6 pulgadas. A partir de las densidades del líquido y del gas (1017 kg/m³ y 32 kg/m³ respectivamente) y utilizando la ecuación [12] la sección del separador calculada es de 0,78 in, por lo que el separador se construirá con una conducción de 1".

En el medio de trabajo la única sustancia corrosiva presente en cantidades significativas es el ácido acético y su máxima concentración se da en el líquido, con un 34,5% molar (22% mísico) de ácido acético. De *A Guide to Corrosion Resistance* se

extrae que una disolución de ácido acético en agua al 30% másico a 110°C tiene una velocidad de corrosión inferior a 0,025 mm/año para aceros inoxidables 304 y 316, por lo que considerando una vida útil sobredimensionada de 30 años es necesario un espesor de corrosión de 0,75 mm. Asumiendo un margen por corrosión de 1/16 in (1,6 mm) una conducción de 1" puede soportar un máximo de 86 bara, por lo que no es necesario sobreespesor adicional para soportar la presión de trabajo de 29 bara en el separador. Sí es necesario un sobreespesor de 1 mm en la rejilla del demister para una operación correcta durante los 20 años de operación, o 0,025t para un número t de años. El material seleccionado es acero inoxidable 304 por ser más barato que el acero inoxidable 316.

Separador líquido-gas S-202

El objetivo del separador líquido-gas S-202 separa del medio de reacción la corriente de producto final. Este separador trabaja en conjunción con un grupo de válvulas de expansión situado inmediatamente antes, que vaporiza parte de la corriente reduciendo la presión; esta fracción vaporizada es la que se alimenta a la columna COL-301 donde se separa el producto final mientras la fracción líquida se recircula a los reactores.

La corriente de producto abandona los reactores R-200 y R-201 a 29 bara y 190°C conteniendo el medio de reacción (una mezcla de ácido acético, acetato de metilo, yoduro de metilo, agua y catalizadores). Inmediatamente después del reactor la presión de esta corriente se reduce hasta 2,3 bar mediante un grupo de válvulas produciéndose la vaporización súbita de los componentes más volátiles, que absorbe calor de la mezcla reduciendo la temperatura hasta unos 124°C. Las composiciones y caudales calculados de cada fase se muestran en la tabla 3:

Caudales molares	Calculado	HYSYS
Alimento (kmol h ⁻¹)	1842	1842
Líquido (kmol h ⁻¹)	1432	1359
Gas (kmol h ⁻¹)	409	481
T / °C	123,5	123,8

Composiciones molares	Alimento	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
Metanol	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%
CO	0,69%	0,00%	3,09%	0,00%	2,62%
Acetato de metilo	14,80%	11,09%	27,80%	12,59%	28,72%
Yoduro de metilo	3,09%	2,91%	3,72%	7,26%	3,43%
Ácido acético	63,99%	70,49%	41,28%	74,74%	40,75%
CO ₂	0,09%	0,00%	0,41%	0,00%	0,35%
CH ₄	0,03%	0,00%	0,14%	0,00%	0,12%
H ₂	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%
Agua	17,22%	15,40%	23,57%	14,60%	24,01%
Ácido propanoico	0,03%	0,03%	0,01%	0,04%	0,01%

Tabla 3: resultados calculados y simulados en HYSYS para la mezcla de entrada a S-202.

F: alimento, L: líquido, V: gas

En el separador líquido-gas es crucial que el gas de salida no arrastre líquido, ya que éste contiene metales preciosos que actúan como catalizadores irrecuperables más allá de este punto. De los separadores disponibles, de tipo rejilla y de tipo Flexifiber, se ha optado por un modelo Flexifiber IC de Koch Otto-York que garantiza una eliminación del 100% de todas las gotas de más de 3 µm, abarcando todo el rango de gotas generadas por salpicaduras y arrastre de líquido. Este separador tiene las ventajas de mantener una pérdida de carga reducida (máximo 2,5 kPa) y de ofrecer buen rendimiento a velocidades de gas entre 1 y 2 m/s frente a los modelos IP, que no garantizan la total recuperación del catalizador, y los modelos BD que requieren un diámetro muy superior y generan una pérdida de carga muy importante, que obligaría a trabajar a mayor presión y haría la destilación flash menos efectiva. Los separadores de rejilla no son aplicables porque su límite de separación se sitúa muy por encima de los 3 µm. El lecho de fibras será de lana de vidrio, material barato que no es atacado por el ácido acético y resiste bien la temperatura de operación.

Del rango de velocidades de operación del separador Flexifiber y de los caudales se calcula que se necesita un separador de diámetro interno estándar de 42". La altura del tanque se calcula a partir de las dimensiones del separador, las

distancias recomendadas y la capacidad necesaria para actuar como tanque pulmón; se ha elegido un tiempo de residencia de 20 s para obtener una capacidad de amortiguamiento suficiente ante variaciones en la zona de reacción, cuya dinámica es del orden de segundos, aumentando lo menos posible el volumen ocupado por el medio de reacción y por tanto la cantidad de catalizador necesaria para la operación.

En el tanque la única sustancia corrosiva presente en cantidades significativas es el ácido acético y su máxima concentración es la del líquido, de un 72% molar (75% másico) a 124°C. A partir del dato de que una mezcla acético-agua al 75% en peso a 170°C causa una corrosión de 0,025 mm/año en acero inoxidable AISI 316 mientras que causa una corrosión de 0,15 mm/año a 117°C en acero AISI 304 se ha elegido como material el acero inoxidable AISI 316 con 1 mm de sobreespesor de corrosión tanto para el recipiente como para los elementos metálicos y soportes del demister.

El separador S-202 trabaja a una temperatura cercana a los 125°C. Para evitar pérdidas de energía y la posibilidad de quemaduras se aislará con lana de vidrio hasta obtener una temperatura de la superficie cercana a la ambiente, resultando que 3 cm de aislante bastan para hacer las pérdidas de calor despreciables y reducir la diferencia de temperaturas entre el separador y el aire circundante a menos de 5°C.

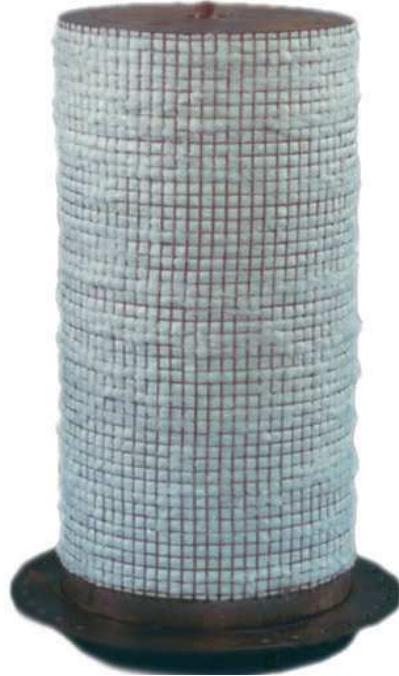


Figura 2: demister modelo Koch Otto-York Flexifiber IC

Separador líquido-gas S-301

El objetivo del tanque separador S-301 es separar los vapores condensados de los vapores sin condensar y los gases en la corriente de destilado de la columna COL-301. Los vapores están compuestos por acetato de metilo, yoduro de metilo, agua y ácido acético, que se recirculan a la zona de reacción, mientras que los gases están formados en su mayoría por CO y CO₂ que se dirigen hacia la columna de absorción COL-501 y a su emisión.

La recuperación de los vapores se hace enfriando la corriente hasta los 25°C en el intercambiador Co-302 y separando el condensado del gas a presión atmosférica en el tanque S-301. Las composiciones y caudales calculados se muestran en la tabla 4:

Caudales molares		Calculado		HYSYS	
Alimento (kmol h ⁻¹)		323		323	
Líquido (kmol h ⁻¹)		304		304	
Gas (kmol h ⁻¹)		19		19	
T / °C		25		25	
Composiciones molares	Alimento	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
Metanol	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%
CO	3,90%	0,02%	64,72%	0,02%	64,72%
Acetato de metilo	42,80%	44,26%	20,05%	44,26%	20,06%
Yoduro de metilo	5,11%	5,36%	1,30%	5,36%	1,30%
Ácido acético	11,96%	12,72%	0,09%	12,72%	0,09%
CO ₂	0,52%	0,04%	8,04%	0,04%	8,04%
CH ₄	0,18%	0,00%	2,86%	0,00%	2,86%
H ₂	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%
Agua	35,52%	37,60%	2,94%	37,60%	2,94%
Ácido propanoico	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%	0,00%

Tabla 4: resultados calculados y simulados en HYSYS para el separador S-301

F: alimento, L: líquido, V: gas

El gas de salida del separador S-302 se mezcla con el del separador S-201 y se dirige hacia el compresor C-501, por lo que tampoco puede arrastrar gotas mayores de 40 μm . Al igual que en el caso anterior es adecuado un demister de rejilla metálica; realizando los cálculos de la misma manera con unos valores de densidad de 1047 kg/m^3 y 1,6 kg/m^3 respectivamente se obtiene un diámetro de separador estándar de 18". La altura del tanque se calcula a partir de las dimensiones del separador, las distancias recomendadas y la capacidad necesaria para actuar como tanque pulmón, que se ha calculado a partir de un tiempo de residencia de 20 segundos.

En el tanque separador S-302, al igual que en los anteriores, el único compuesto corrosivo presente en cantidades importantes es el ácido acético, cuya máxima concentración se da en el líquido: 13% molar (14% másico). Sabiendo que el ácido acético al 24% en agua causa una corrosión de 0,0025 mm/año a 35°C a aceros inoxidables AISI 304 y 316 para una vida útil sobredimensionada de 30 años será necesario un sobreespesor de corrosión de 0,075 mm (~0,1 mm) para el tanque y de 0,15 mm (~0,2 mm) para el demister. El material escogido será AISI 304 por razones económicas.

11.7 CÁLCULO DE BOMBAS Y SOPLADORES

11.7. CÁLCULO DE BOMBAS Y SOPLADORES

11.7.1 Bombas

Balances de materia

Para el cálculo de las bombas de la planta, se ha utilizado el balance de materia, representado de la forma siguiente:

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho} + g \cdot (z_2 - z_1) + \frac{1}{2} \cdot \left(\frac{v_2^2}{\alpha_1} - \frac{v_1^2}{\alpha_2} \right) = \tilde{w} \cdot e_v$$

donde:

α = Factor de correlación que depende del régimen de circulación = 1

e_v = Perdidas de carga debidas a los accidentes y los equipos. (J/Kg)

$(z_2 - z_1)$ = Diferencia de alturas a superar por la bomba. (m)

$(P_2 - P_1)$ = Diferencia de presiones entre los dos puntos (Pa)

ρ = Densidad del fluido (Kg/m³)

v = velocidad del fluido por la tubería (m/s) (en caso de que el fluido esta en reposo

$v_1 = 0$)

\tilde{w} = Potencia (J/Kg)

Calculo de las perdidas de carga

Las perdidas de carga utilizadas para el calculo de la potencia de la bomba se han calculado de la forma siguiente:

$$e_v = 2 \cdot f \cdot \frac{L}{D} \cdot v^2 \text{ (J/Kg)}$$

donde:

f = Numero de fanning (adimensional)

D = Diámetro de la tubería (m)

L = Longitudes equivalentes de los diferentes accidentes que hay al largo de la tubería mediante tablas tabuladas

El valor del número de fanning depende del material escogido y del diámetro de esta tubería de la siguiente manera.

- Calculo del Reynolds de circulación

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \text{ (adimensional)}$$

donde:

ρ = Densidad del fluido que circula por el interior de dicha tubería (Kg/m³)

μ = Viscosidad del fluido que circula por el interior de dicha tubería (Kg/m.s)

- Calculo de la rugosidad relativa

$$\frac{\varepsilon}{D} = \text{rugosidad relativa (adimensional)}$$

donde:

ε = Rugosidad del material de la tubería

D = diámetro de la tubería (m)

- Calcular el numero de Moody a partir de la rugosidad relativa y el calculo del Re, en la grafica correspondiente.

$$f = Mo \sqrt{\frac{4}{\varepsilon}}$$

El valor del número de fanning es el de Moody dividido por 4

Donde:

Mo = numero de Moody

- Calculo de la potencia real

$$w_{real} = \tilde{w} \cdot m \text{ (Kw)}$$

Donde:

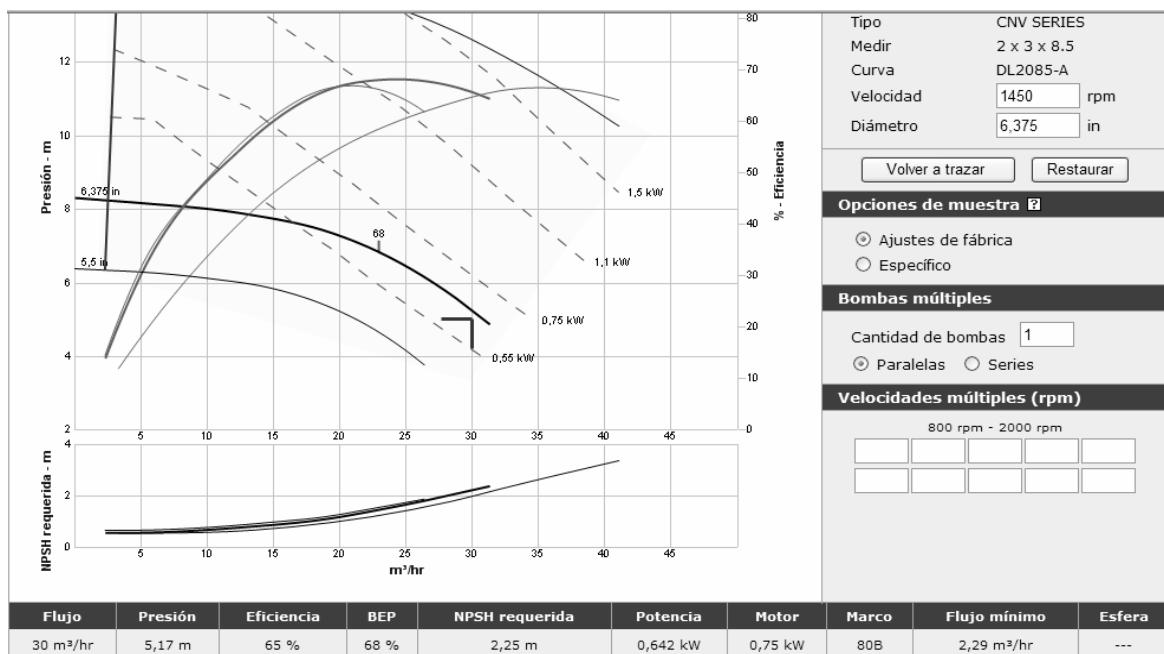
m = caudal másico que circula por la tubería (Kg/s)

w_{real} = Potencia que debe suministrar el motor de la bomba para poder impulsar el fluido desde el punto 1 al punto 2

Para el cálculo de las potencias requeridas por las bombas, estas se han calculado vía web, con los parámetros anteriormente nombrados, a partir de las siguientes páginas de Internet:

- www.cryostar.com/web/reciprocating-pumps.php
- www.aurorapump.com/pdf/913/913_1250GPM.pdf
- www.gouldspumps.com/pump_3700.html

El cálculo de las potencias de las bombas centrífugas se han obtenido de unas gráficas como la siguiente, donde los únicos parámetros calculados han sido el caudal y la carga total (h) de dichas bombas. Con estos parámetros el programa nos da diferentes bombas que cumplen nuestros requisitos.



Por otro lado el calculo de las bombas criogénicas, se ha obtenido a partir de la pagina siguiente donde se escoge la bomba que en su rango tenga nuestras necesidades de operación. Obtenemos la eficiencia y con esta podemos calcular la potencia de la bomba mediante HYSIS comprobando que esta se parecida a la calculada mediante el balance de materia.

- <http://www.cryostar.com/web/cryostar-group.php>

11.7.2 Calculo de la potencia del Soplador

Un compresor de gas (aire) o soplador es un dispositivo mecánico accionado por un motor eléctrico que comprime o incrementa la presión de un fluido en su estado gaseoso reduciendo su volumen. Así pues durante la producción de acético dicho soplador es utilizado para comprimir hasta la presión deseada el caudal de entrada a la columna ()

Para este caso el tipo de soplador necesario tiene que ser de tipo adiabático por lo tanto para el cálculo se ha utilizado la siguiente ecuación.

$$\tilde{w} = N \cdot \frac{\gamma}{\gamma-1} \cdot \frac{Z \cdot R \cdot T}{PM} \cdot (r^{\frac{\gamma-1}{\gamma-N}} - 1)$$

$$\tilde{w} = \overset{\approx}{w} \cdot m$$

Donde:

N= numero de etapas del soplador

$\gamma = C_p/C_v$

PM= peso molecular del fluido (Kg/Kmol)

R= constante de los gases (8,314 Kj/k.Kmol)

T= Temperatura del fluido (°K)

r = Factor de relacion de presiones (P2/P1)

w = Potencia real del equipo (Kw)

\tilde{w} = Potencia del equipo (Kj/Kg)

m = Caudal másico (Kg/s)

11.8 MANUAL DE SEGURIDAD

Determinación de la carga de fuego

Para determinar el nivel de riesgo, hay que calcular la carga de fuego de cada sector de incendio.

Para actividades de almacenaje:

$$Qs(MJ / m^2) = \frac{\sum_{i=1}^i q_{vi} \cdot C_i \cdot h_i \cdot s_i}{A} \cdot Ra$$

Donde:

Q_s , es la densidad de la carga de fuego (MJ/m^2). Ver *Tabla 1*.

q_{vi} , es la carga de fuego aportada por cada m^3 a cada zona de diferente tipos de almacenaje MJ/m^3)

C_i , es el coeficiente adimensional que pondera el grado de peligrosidad (por la combustibilidad). Ver *Tabla 2*.

Ra , es el coeficiente adimensional que pondera el grado de peligrosidad (por la activación).

h_i , es la altura de almacenaje de cada combustible (m).

s_i es la superficie ocupada por cada zona (m^2).

A , superficie construida del sector de incendio o superficie ocupada del área de incendio, (m^2).

Valores del coeficiente de peligrosidad por combustibilidad, C_i

ALTA	MEDIA	BAJA
Líquidos clasificados como clase A, en la ITC-MIE APQ1	Líquidos clasificados como subclase B2 en la ITC-MIE APQ1	Líquidos clasificados como clase D en la ITC-MIE APQ1
Líquidos clasificados como subclase B1, en la ITC-MIE APQ1	Líquidos clasificados como clase C en la ITC-MIE APQ1	
Sólidos capaces de iniciar su combustión a una temperatura inferior a 100°C	Sólidos que comienzan su ignición a una temperatura comprendida entre 100°C y 200°C	
Productos que pueden formar mezclas explosivas con el aire a temperatura ambiente	Sólidos que emiten gases inflamables	Sólidos que comienzan su ignición a una temperatura superior a 200°C

ALTA	MEDIA	BAJA
Productos que pueden iniciar combustión espontánea en el aire a temperatura ambiente		
Ci=1,60	Ci=1,30	Ci=1,00

Tabla 2. Tabla de valores de Ci

- Zona 100

Materia	qvi (MJ/m ³)	Ci	Di (m)	hi (m)	si (m ²)	qvi*Ci*hi*si
Metanol	1000	1,6	3	11	205	3608000,000
Monóxido de carbono	1000	1,6	3,8	13,98	1050	5367168,000
Nitrógeno	----	----	---	----	----	----

Ra	2
A (m ²)	1285

Qs (MJ/m ²) para el metanol	5615,56	Nivel de riesgo	Alto (6)
Qs (MJ/m ²) para el monóxido de carbono	8535,56	Nivel de riesgo	Alto (7)

- Zona 400

Materia	qvi (MJ/m ³)	Ci	Di (m)	hi (m)	si (m ²)	qvi*Ci*hi*si
Ácido acético 70%	800	1,6	3	11	360,000	5068800,000
Ácido acético glacial	800	1,6	3	9	240,000	2764800,000

Ra	2
A (m ²)	1200

Qs (MJ/m ²) para el ácido acético 70%	8488	Nivel de riesgo	Alto (7)
Qs (MJ/m ²) para el ácido acético glacial	4608	Nivel de riesgo	Alto (6)

Para actividades de producción o otros:

$$Q_s (MJ / m^2) = \frac{\sum_{i=1}^i q_{si} \cdot C_i \cdot s_i}{A} \cdot Ra$$

Donde:

Q_s, Ci , Ra y A tienen la misma significación que en la expresión para actividades de almacenaje.

qsi, es la densidad de carga de fuego de cada zona con proceso diferente según los distintos procesos que se realizan en el sector de incendio (i), en MJ/m² o Mcal/m².

Zona 200	qsi (MJ/m ²)	A (m ²)	Nivel de riesgo
Zona de reacción	-----	220	Alto (6)

Zona 500	qsi (MJ/m ²)	A (m ²)	Nivel de riesgo
Tratamiento gas/líquido	-----	200	Bajo (2)

Zona 600	qsi (MJ/m ²)	A (m ²)	Nivel de riesgo
Servicios	620	200	Bajo (2)

Zona 800: Oficinas				
Sectores	qsi (MJ/m ²)	A (m ²)	Nivel de riesgo	
Almacén y taller	1200	430	Medio (3)	
Sala de control y ordenadores	400	255	Bajo (1)	
Despachos	400	275	Bajo (1)	
Vestuarios, aseos y comedor	300	700	Bajo (1)	
Laboratorio	500	200	Bajo (2)	
Sala de actos	400	360	Bajo (1)	
Salas de reuniones	400	130	Bajo (1)	
Sala de empleados	400	47	Bajo (1)	
Recepción	400	40	Bajo (1)	
Control de acceso	400	70	Bajo (1)	

Ra	2
A (m ²)	2597

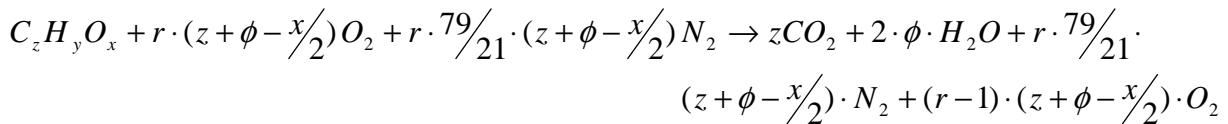
Otros Sectores	qsi (MJ/m ²)	A (m ²)	Nivel de riesgo
Aparcamiento	200	1130	Bajo (1)
Zona de carga y descarga (Zona 700)	200	300	Bajo (1)

11.9 DISEÑO DE LA CÁMARA DE COMBUSTIÓN

En primer lugar, para dimensionar la cámara de combustión, hemos de calcular el caudal de aire necesario para incinerar los siguientes residuos a una temperatura de 850 °C con un mínimo de exceso de oxígeno del 10%. Y por otro lado, determinar si se requiere combustible adicional y también comprobar si se cumplen las emisiones de NO_x.

Residuos	Caudal (kg/h)
Metanol	18,277
Monóxido de carbono	356,89
Dióxido de carbono	67,8
Metano	8,94
Metano de red	158,3

- **Balance de materia**



Donde:

z, es el número de carbonos

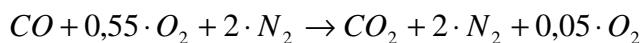
y, es el número de hidrógenos

x, es el número de oxígenos

$$\phi = \frac{y}{4}$$

r, es el exceso de oxígeno = 1,1

A partir de la expresión del balance de materia, mostraremos las reacciones para cada residuo:



Entonces siguiendo la expresión del balance de materia, los caudales de salida, sería el siguiente:

	O ₂	N ₂	CO ₂	H ₂ O
kmol/h	28,134	105,84	23,769	22,047

- **Balance de energía**

$$m_{rx} \cdot AH_{rx} = m_{esc} \cdot Cp_{esc} \cdot AT + m_{gases} \cdot AH_{gases} + m_{H_2O,total} \cdot AH_{H_2O,total} + m_{H_2O,total} \cdot \lambda_{H_2O}$$

- *Para poder calcular, los calores de reacción, haremos uso de la siguiente correlación:*

$$AH = a \cdot (T - T_0) + \frac{b}{2} \cdot (T^2 - T_0^2) + \frac{c}{3} \cdot (T^3 - T_0^3) \quad \text{donde } AH(\text{kcal} / \text{kmol}) \text{ y } T_0 = 15^\circ C$$

En el cual los parámetros a, b, c, para cada componente son los siguientes:

	a	b	c
CO ₂	9	0,007183	-0,000002475
N ₂	6,77	0,001631	-0,000000345
O ₂	6,95	0,002326	-0,00000077
H ₂ O	7,76	0,003096	-0,00000343
CH ₄	8	0,015695	-0,0000043
CO	6,79	0,00184	-0,00000459

A partir de los parámetros a, b, c, hemos calculado, los calores de combustión:

	AH (kcal/kmol)
CO ₂	9602,4
N ₂	6171,3
O ₂	6485,6
H ₂ O	6895,5
CH ₄	11467,8
CO	5394,5
CH ₃ OH, bibliográfico	33814

Si aplicamos el balance de energía y sustituimos por los valores, podemos decir, que no hay que añadir combustible, porque la energía que entra es superior a la que sale y se ha de aumentar el caudal de aire para mantener la $T = 850^{\circ}\text{C}$, sino sería superior.

- **Recalculamos “r”, el exceso de aire**

A partir del solver, encontramos una r , para que la temperatura de llama sea 850°C y la temperatura de gases de salida sea de 180°C . El calor de vapor a intercambiar que necesitamos es de $9 \cdot 10^6 \text{ kJ/h}$. A continuación, mostramos, los cálculos obtenidos.

r
2,83

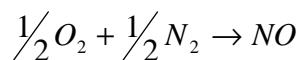
Entonces, a partir de este exceso de aire, ahora las caudales de salida son los siguientes:

	O ₂	N ₂	CO ₂	H ₂ O
kmol/h	51,611	299,996	23,769	22,047

$$Q_{AIRE,CALCULADO} = \frac{28,134 + 105,84}{1,1 \cdot r_{CALC}} = 43 \text{ kmol/h}$$

- **Comprobación de las emisiones de NO_x**

$$Q_{GASES,SALIDA} = 397,423 \text{ kmol/h}$$



$$Kp = 0,0034 = \frac{p \cdot X_{NO}}{p \cdot X_{O_2} \cdot p \cdot X_{N_2}} = \frac{X_{NO}}{p \cdot X_{O_2} \cdot X_{N_2}} = \frac{x/397,423}{\left(\frac{51,611 - 0,5x}{397,423}\right)^{0,5} \cdot \left(\frac{299,996 - 0,5x}{397,423}\right)^{0,5}}$$

$$x = 0,42$$

$$\left. \begin{array}{l} X_{NO} = x/Q_{GASES,SALIDA} = 0,00105 \\ X_{N_2} = 0,868 \\ X_{O_2} = 0,359 \end{array} \right\}$$

Entonces:

$$Q_V = \frac{Q_{GASES,SALIDA} \cdot R \cdot T}{P} = \frac{397,423 \cdot 0,082 \cdot (850 + 273)}{1} = 36597 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$[NO] = \frac{X_{NO}}{R \cdot T} = 1,14 \cdot 10^{-5} \text{ kmol/m}^3 = 342 \text{ mg/m}^3$$

- *Condiciones normales T = 0°C*

$$Q_V = \frac{Q_{GASES,SALIDA} \cdot R \cdot T}{P} = \frac{397,423 \cdot 0,082 \cdot 273}{1} = 8896,7 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$[NO] = \frac{x}{Q_V} = 4,72 \cdot 10^{-5} \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{h} = 1416 \text{ mg/Nm}^3 \cdot \text{h}$$

Sale fuera de las especificaciones, habría que tratarlos. Para ello, hemos pensado en un conversor catalítico.

- *Dimensionamiento de la cámara de combustión*

Si partimos de $Q_V = 36597 \text{ m}^3/\text{h}$ y suponemos $\tau = 2 \text{ segundos}$ y una velocidad de los gases entre $5-8 \text{ m/s}$.

$$\tau = \frac{V}{Q} \rightarrow V = Q \cdot \tau = 20,33 \text{ m}^3$$

$$\left| \begin{array}{l} Q = v \cdot A \rightarrow A = \frac{Q}{v} = 2 \text{ m}^2 \\ A = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \rightarrow D = 1,6 \text{ m} \\ V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H \rightarrow H = 10 \text{ m} \end{array} \right.$$

Por otro lado,

12. BIBLIOGRAFÍA

12. BIBLIOGRAFÍA

REFERIDA A LAS ESPECIFICACIONES DEL PROYECTO

- ⁽¹⁾ <http://www.usuarios.lycos.es/acidoacetico/menu.htm>
- ⁽²⁾ Glenn J. Sunley, Derrick J. Watson, *High productivity methanol carbonylation catalysis using iridium: The CativaTM process for the manufacture of acetic acid*, *Catalysis Today* **58** (2000) 293–307
- ⁽³⁾ Anthony Haynes, Peter M. Maitlis, George E. Morris, Glenn J. Sunley, Harry Adams, Peter W. Badger, Craig M. Bowers, David B. Cook, Paul I. P. Elliott, Talit Ghaffar, Helena Green, Tim R. Griffin, Marc Payne, Jean M. Pearson, Michael J. Taylor, Paul W. Vickers, and Rob J. Watt; *Promotion of Iridium-Catalyzed Methanol Carbonylation: Mechanistic Studies of the Cativa Process*, *J. Am. Chem. Soc.* **126**, (2004) 2847-2861
- ⁽⁴⁾ Jane. H. Jones, *The cativaTM Process for the Manufacture of Acetic Acid: Iridium Catalyst Improves Productivity In An Established Industrial Process*, *Platinum Metals Rev.*, **44**, (2000), 94–105
- ⁽⁵⁾ Peter J. Robinson, *Dimensions and standard states in the activated complex theory of reaction rates*, *J. Chem. Ed.*, **55** (1978) 509-510
- ⁽⁶⁾ C.S. Garland, M.F. Giles, J.G. Sunley, *Process for the production of acetic acid*, patente EEUU nº 5672743 (1997).
- ⁽⁷⁾ Programa simulador HYSYS
- ⁽⁸⁾ www.Calderasvapor.com/normativa.htm
www.gencat.net/energia/cgasos.htm
- ⁽⁹⁾ Programa Project Manager

REFERIDA A LOS EVAPORADORES

- Nalli, K. *Materials of construction for low-temperature and cryogenic processes*, *Chem. Eng.* **113** 7 45 (julio 2002)

- Megyesy, E. F. *Manual de recipientes a presión: diseño y cálculo*, Limusa S.A. México D.F., 2001
- Jürgen, K.H., Cahn, R.W., Flemings, M.C., Ilschner, B., Kramer, E.J., Majan, S. *Encyclopedia of materials: science and technology*, Elsevier, Oxford (2001)
- Green, D.W., Maloney, J.O. (ed.), *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 7^a edición, McGraw-Hill, Nueva York (1997)
- Incropera, F.P., DeWitt, D.P., *Fundamentos de transferencia de calor*, 4^a edición, Prentice-Hall, México DF (1999)

REFERIDA A INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL

- Matley, J. (ed.), *Practical Process Instrumentation and Control Volume II*, McGraw-Hill, Nueva York (1986)
- Kane, L. (ed.), *Handbook of Advanced Process Control Systems and Instrumentation*, Gulf Publishing Company, Houston (1987)
- Ollero, P., Fernández, E., *Control e instrumentación de procesos químicos*, Síntesis, Madrid (1997)
- Burns, R.S., *Advanced Control Engineering*, Butterworth-Heinemann, Woburn (2001)
- Fischer Controls International, *Control Valve Handbook*, Fischer Controls International (2003)
- McMillan, G., Considine, D., *Process/Industrial Instruments and Controls Handbook*, McGraw-Hill, Nueva York (1999)
- Dunn, W., *Fundamentals of Industrial Instrumentation and Process Control*, McGraw-Hill, Nueva York (2005)
- Cartier, M., *A Look at Liquid Level*, *Chem. Eng.* mayo 2002, 93-95
- Kohlmann, M. *Selecting the Right Flowmeter for the Job*, *Chem. Eng.* septiembre 2004, 60-64

- Lewis, C. *Practical guidelines for Temperature Measurement*, *Chem. Eng.* diciembre 1993, 78-84
- Lewis, C. *Accuracy in Temperature Measurement*, *Chem. Eng.* diciembre 1993, 84-86
- Stepanek, D. *Control Valves for Real-World Service*, *Eng.* marzo 2002, 103-105
- Swearingen, C., *Choose the Right Flowmeter*, *Chem. Eng.* julio 1999, 62-68
- Swearingen, C., *Choose the Right Flowmeter*, *Chem. Eng.* enero 2001, 76-83

PÁGINAS WEB

www.emerson.com

www.abb.com

www.siemens.com

www.wika.de

www.foxthermalinstruments.com

www.foxboro.com

www.samson.com

REFERIDA A TUBERÍAS, VÁLVULAS Y BOMBAS

- Antoni Aucejo, M. Dolors Benaiges, Àngel Berna, Margarita Sanchotello, Carles Solà. 'Introducció a l'Enginyeria Química' Editorial Pòrtic-Biblioteca universitaria
- O. Levenspiel. 'Flujo de fluidos e intercambio de calor' Editorial Reverte
- O. Levenspiel. 'Ingeniería de las reacciones químicas' Editorial Reverte

REFERIDA A LA EVALUACIÓN ECONÓMICA

- <http://matche.com/EquiposCost>

REFERIDA A LA PUESTA EN MARCHA⁽¹²⁾

- Green, D.W., Maloney, J.O. (ed.), *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 7^a edición, McGraw-Hill, Nueva York (1997)
- Ludwig, E. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Butterworth-Heinemann, Woburn (1999)
- Walas, S.M., *Chemical Process Equipment, Selection and Design*, Butterworth-Heinemann, Woburn (1990)
- Paul Fabian, Roger Cusack, Paul Hennessey, and Mark Neuman, *Demystifying the selection of mist eliminators (1)*, *Chem. Eng.*, Nov 1993
- Paul Fabian, Paul Hennessey, Mark Neuman, Philip Van Dessel, *Demystifying the selection of mist eliminators (2)*, *Chem. Eng.*, Dec 1993
- Catálogo de productos Otto H. York Co.:
<http://koch-ottoyork.com/downloads/ProductCatalog.pdf>

REFERIDA AL MANUAL DE CÁLCULOS

- Procesos de transferencia de calor
Autor: Donald Q. Kern
- 'Applied Process Design: For Chemical and petrochemical plants'
Autor: Ernest E. Ludwig
- CÓDIGO ASME
- Programa Induver, facilitado por la casa comercial Isover