

11. MANUAL DE CÁLCULO

Planta de producció de ácido fórmico

Indice

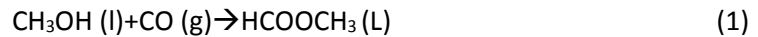
11.1	Diseño del reactor.....	5
11.2	Diseño físico del Tanque	7
11.3	Diseño del Reactor R-201.....	12
11.3.1.	Diseño del agitador.....	16
11.4	Tratamiento térmico del reactor	18
11.5.	Diseño de intercambiador de calor	22
11.5.1	Método de Kern.....	23
11.5.2	Diseño con Aspen Hysys.....	31
11.5.3	Aislamiento de los intercambiadores.....	35
11.6	Tuberías del proceso	36
11.6.1	Cálculo del diámetro interior de la tubería.....	36
11.6.2	Cálculo del diámetro externo de la tubería.	38
11.6.3 .	Cálculo de las bombas del proceso.....	39
11.7	Columnas de destilación a presión.....	44
11.8	Simulación mediante Aspen Hysys	44
11.9	Diseño interno de la columna.....	46
11.9.2	Selección del tipo de empaque	48
11.9.3	Distribuidor de líquido.....	49
11.9.4	Soporte para el empaque	50
11.9.5	Redistribuidores de líquido	50
11.9.6	Inyector de líquido.....	51
11.10	Diseño mecánico de la columna	51
11.10.2	Cálculo del grueso de aislante	55
11.11	Tablas de valores.....	56
11.11.2	Columna TD-501	57
11.11.3	Columna TD-502	58
11.11.4	Columna TD-503	60
11.11.5	Columna TD-504	61
12	SEPARADORES GAS-LÍQUIDO.....	64
12.5	Introducción.....	64
12.6	Simulación mediante Aspen Hysys	66
12.7	Dimensionado del separador.....	66
12.8	Cálculo del grueso de aislante	68

13	EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO	68
13.5	Introducción.....	68
13.6	Diseño, equilibrio y balances de la columna	69
13.7	Procedimiento de cálculo para el dimensionado	73

11.1 Diseño del reactor

En el apartado a continuación se presenta el diseño teórico y mecánico del reactor R201. En dicho reactor se producirá la formación del formiato de metilo a partir del metanol y el monóxido de carbono con un catalizador de metóxido sódico .

En dicho reactor se produce la siguiente reacción catalizada por metóxido sódico :



Para poder caracterizar el reactor a partir de la patente mencionada anteriormente se fijan una temperatura y una presión de operación. Teniendo en cuenta la cinética de reacción se procede al diseño del reactor, el cual se realiza con el programa Aspen Hysys v8.4. El reactor se diseña como un reactor cinético de tanque agitado, dónde se introducen las variables de operación, la composición de entrada y los parámetros cinéticos.

Finalmente se obtiene el volumen de reactor de 33 m³, el diseño del Hysys se puede ver que la temperatura de reacción se mantiene a 80 Cº y la energía que genera la reacción es de 8.360.000 Kj/h. Para validar este resultado se procede al cálculo manual del calor de reacción, con el siguiente procedimiento:

$$\Delta H (T) = \Sigma (T) \quad (2)$$

Dónde:

- H_f es la entalpia de formación del compuesto en las condiciones de reacción.
- ϑ es el coeficiente estequiométrico del compuesto en cuestión, es este caso 1 para los productos y -1 para los reactivos, en las dos reacciones.

Desarrollando la formula (x) seria:

$$\Delta H (T) = H_f (\text{HCOOCH}_3) - H_f (\text{CO}) - H_f (\text{CH}_3\text{OH}) \quad (3)$$

Como se puede observar en las ecuaciones presentadas arriba 1, 2 y 3) para calcular la entalpia de reacción se precisa tener la entalpia de formación de cada compuesto en las condiciones de reacción. Al trabajar a 80 ° C y 4400 kPa no se encuentran datos bibliográficos por lo tanto hay que realizar el cálculo de la entalpia de formación en las condiciones indicadas a partir de la estándar, la fórmula que se utiliza es la siguiente:

$$hLf (T) = Hfo + \int CPodT - HV (T) \quad (4)$$

Dónde:

- H_f es la entalpia de formación del compuesto a condiciones estándar (25° y 1 atm).
- C_{Po} es el calor específico del compuesto en condiciones de gas ideal.
- H_V es la entalpia de vaporización del compuesto a la temperatura de reacción.

Seguidamente se muestran los datos utilizados para realizar el cálculo de la entalpia de formación de cada compuesto para la reacción seguidamente el cálculo de la entalpia de reacción y el calor necesario a proporcionar al reactor.

Seguidamente se muestran los datos utilizados para realizar el cálculo de la entalpia de formación de cada compuesto para la reacción seguidamente el cálculo de la entalpia de reacción y el calor necesario a proporcionar al reactor.

Tabla 11.1.1: Datos usados para calcular la entalpia de reacción.

	Componentes	H_f^o (KJ/mol)	C_p gas ideal(kj/kgK)	C_p gas ideal(kj/molK)	H_v (Kj/mol)
Reactivos	CH3OH	-238,4	1,79	0,0559	
	CO	-110,53	1,046	0,0373	216
Productos	C2H4O2	-386,1	5,73	0,0955	

Con la entalpia de reacción se puede hacer un cálculo de la energía que el reactor necesita teniendo en cuenta el caudal del reactivo limitante, en este caso CO, el cálculo realizado es el siguiente:

$$q = (Hr1) \cdot (nnouCO) \quad (5)$$

$$q = 7417080 \text{ KJ/h}$$

Con la entalpia de reacción se puede hacer un cálculo de la energía que el reactor necesita teniendo en cuenta el caudal del reactivo limitante, en este caso CO, el cálculo realizado es el siguiente:

Comparando el resultado obtenido a partir de la ecuación x con el resultado obtenido con el software, 8360000 kJ/h, se observa que los valores son del mismo orden por lo tanto el valor que da el programa es fiable, aunque más adelante se utiliza el valor calculado.

11.2 Diseño físico del Tanque

En este apartado se diseñaran los tanques, mixers y reactores. El diseño es muy similar entre ellos con pequeñas diferencias. Los tanques de almacenamiento constan de una base plana, un cuerpo cilíndrico y un tapa cónica, en cambio los mixers i los reactores cuentan con un cuerpo cilíndrico i dos tapas toriesféricas. A continuación se detalla el diseño de todas estas partes por separado i después se usara el reactor R-201 como ejemplo. Otra diferencia es el código de diseño para el espesor de los cuerpos. Quando es Patm, se usa el código API-650 mientras que para los reactores que operan a presiones más altas se usa el código ASME.

Diseño y cálculo del cuerpo

El espesor de la pared del cuerpo debe ser mayor que el calculado por condiciones de carga hidrostática, pero este nunca tiene que ser menor que 4,76 mm cuando el diámetro nominal resulte ser menor que 15,24 m.

Para realizar el cálculo del espesor del cuerpo, se ha empleado el método de un pie, que consiste en calcular el espesor en las condiciones de diseño y de prueba hidrostática, con las formulas siguientes:

Código API

$$td = \frac{0,0005 \cdot D \cdot (H - 30,48) \cdot G}{sd} + C \quad (6)$$

$$tt = \frac{0,0005 \cdot D \cdot (H - 30,48) \cdot G}{st} + C \quad (7)$$

Donde:

- td es el espesor en condiciones de diseño (mm).
- tt es el espesor por prueba hidrostática (mm).
- D corresponde al diámetro nominal del tanque (cm).
- H es la altura de diseño del nivel del líquido (cm).
- G es la densidad relativa del líquido a almacenar o del agua para la prueba hidrostática (g/cm^3).
- C es la corrosión permisible (mm).
- Sd corresponde al esfuerzo permisible por condiciones de diseño (kg/cm^2).
- St corresponde al esfuerzo permisible por condiciones de prueba hidrostática (kg/cm^2).

Diseño y cálculo de techos

Independientemente de la forma o el método de soporte elegido, es necesario que el techo diseñado pueda soportar una carga mínima de por lo menos $1,76 \text{ kg/cm}^2$ más la carga muerta ocasionada por el mismo; por lo tanto, las placas del techo tendrán un espesor mínimo nominal de 4,7 mm. Además, todos los miembros estructurales tanto internos como externos de techos soportados tendrán un espesor mínimo nominal de 4,32 mm.

Los techos diseñados son cónicos auto soportados, con un pendiente de entre $9,5^\circ$ y 37° , así pues, se ha considerado idóneo coger 21° con respecto a la horizontal.

El espesor del techo vendrá calculado por la siguiente ecuación, pero nunca deberá ser menor de 4,76 mm.

$$Tt = \frac{D}{4800 \cdot \sin\theta} \quad (8)$$

Donde:

- Tt es el espesor mínimo requerido (cm).
- D corresponde al diámetro del tanque (cm).
- θ es el ángulo con respecto a la horizontal (grados, $^\circ$).

ASME

Previamente al cálculo de los espesores es necesario calcular y buscar algunos de los factores que influyen en el diseño mecánico de los equipos a presión:

Presión Hidrostática.

La presión hidrostática, ΔP , corresponde a la presión que el peso de un fluido en reposo puede llegar a provocar, corresponde a la presión que experimenta un elemento con el simple hecho de estar sumergido en un líquido.

$$\Delta P = \rho \cdot g \cdot h \quad (9)$$

Donde:

- ρ es la densidad del fluido (kg/m^3)
- g es la fuerza de la gravedad ($9,81 \text{ m/s}^2$)
- h es la altura de la columna de líquido (m)

Presión de Operación

La presión de operación, P_{op} , es la presión de trabajo, es decir, la presión a la que está sometido un equipo en condiciones de operación normal.

Presión de Diseño

La presión de diseño, P , es el valor de la presión que debe utilizarse para el diseño de las partes constitutivas de los recipientes que se encuentran a presión. Para su cálculo, se han utilizado las dos fórmulas que hay a continuación y se ha escogido el valor más elevado de las dos.

$$P = P_{op} + \Delta P + (P_{op} + \Delta P) \cdot 0,15 \quad (10)$$

$$P = P_{op} + \Delta P + 0,5 \quad (11)$$

Temperatura de Operación y Temperatura de diseño

Para el caso de la temperatura sería el mismo concepto que para el caso de la presión, es decir, que la temperatura de operación, T_{op} , es la temperatura a la que trabaja un equipo en condiciones normales de operación; y la temperatura de diseño, T , es la temperatura de operación pero que por motivos de seguridad se le añaden 15 °C más o menos, quedando:

$$T = T_{op} \pm 15 \quad (12)$$

Límite Elástico

El límite elástico, S , varía según el material elegido y la temperatura a la que se encuentra, porque es el máximo esfuerzo al que podemos someter dicho material. En los tanques, mixers i reactores solo se ha utilizado un material, ASIS-316 y su límite elástico es de 18800 psi.

Los valores de límite elástico encontrados para dichos materiales, son los de la

Factor de soldadura

La unión entre chapas se realiza por soldadura; como que esta tiene cierta discontinuidad y su realización puede conllevar defectos, la zona donde se ha soldado se ve debilitada, por lo tanto, se introduce una reducción del límite elástico multiplicándolo por el factor de soldadura, E , que en este caso es de 0,85 ya que se ha considerado que el radiografiado realizado es parcial.

CÁLCULO DE LAS ALTURAS DEL TANQUE

Según la bibliografía, para el cálculo de la altura del cilindro se tiene que seguir una relación $H_{cilindro}/D$ de entre 1,5 a 2 para el diseño de tanques cilíndricos verticales, y de $H_{cilindro}/D$ igual a 3 para tanques cilíndricos horizontales.

Para el cálculo de la altura total del equipo previamente se tiene que calcular la altura correspondiente al cabezal toriesférico al cabezal cónico.

La altura del cabezal toriesférico se calcula siguiendo la siguiente fórmula:

$$h_{toriesférico} = R - \sqrt{(a + c - R) \cdot (a - c - R)} \quad (13)$$

Donde los diferentes parámetros siguen la figura que viene a continuación:

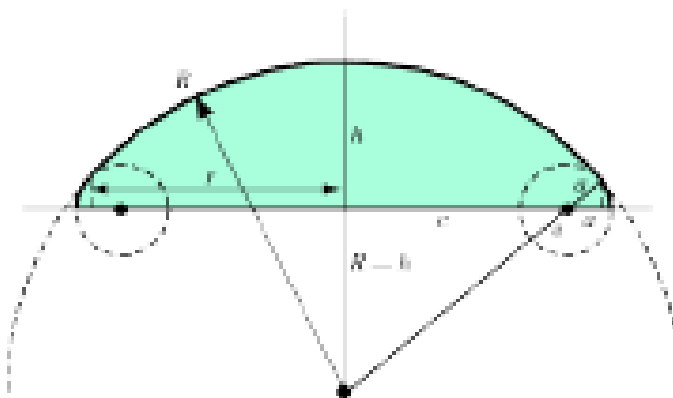


Figura 11.1 Parámetros cabezal toriesférico.

Por lo tanto, la altura total del equipo con cabezales toriesféricos quedaría como:

$$H_{equipo} = H_{cilindro} + 2 \cdot h_{toriesférico} = 1,5 \cdot D + 2 \cdot h_{toriesférico} \quad (14)$$

Para el cálculo de la altura del techo cónico se han utilizado las siguientes reglas trigonométricas:

$$r = \cos \theta \cdot K \quad (15)$$

$$h_{cono} = \sin \theta \cdot K \quad (16)$$

Donde:

- K es la hipotenusa del cono
- r es el radio del tanque (m)
- hcono es la altura del cono (m)
- θ es el ángulo formado con la horizontal (18°)
- Se aísla K de las dos ecuaciones anteriores, se igualan y se reorganizan para que la altura del cono quede en función del radio, tal como:

$$h_{\text{cono}} = \frac{r \cdot \sin \theta}{\cos \theta} \quad (17)$$

Así pues, la altura total del equipo con cabezales cónicos vendría representada por:

$$H_{\text{equipo}} = H_{\text{cilindro}} + h_{\text{cono}} = 1,5 \cdot D + h_{\text{cono}} \quad (18)$$

CÁLCULO DEL DIÁMETRO Y LA LONGITUD DEL TANQUE

Como que el volumen del tanque está marcado por las necesidades del proceso y el tiempo de *stock*, se han calculado el diámetro y la longitud del cilindro empleando las formulas siguientes, la relación Hcilindro/D comentada anteriormente y la herramienta Solver del Excel.

Las ecuaciones 86 y 89 corresponden al cálculo del diámetro y longitud del tanque con cabezales toriesféricos, mientras que las ecuaciones 87 y 90 corresponden a los tanques con cabezales cónicos.

$$V_{\text{equipo, toriesférico}} = V_{\text{cilindro}} + 2 \cdot V_{\text{cabezal, toriesférico}} \quad (19)$$

$$V_{\text{equipo, cónico}} = V_{\text{cilindro}} + V_{\text{cabezal, cónico}} \quad (20)$$

$$V_{\text{cilindro}} = \pi \cdot r^2 \cdot H_{\text{cilindro}} \quad (21)$$

$$V_{\text{cabezal, toriesférico}} = 0,08089 \cdot D^3 \quad (22)$$

$$V_{\text{cabezal, cónico}} = 0,333 \cdot \pi \cdot r^2 \cdot h_{\text{cono}} \quad (23)$$

CÁLCULO DEL PESO DEL TANQUE

Para el cálculo del peso total del equipo es necesario el cálculo previo del cilindro y de los cabezales, estos se calculan siguiendo las formulas siguientes:

$$M_{cilindro} = \pi \cdot H_{cilindro} \cdot ((re)^2 - (re)^2) \cdot \rho_{material} \quad (24)$$

$$M_{cabezal, toriesférico} = ((0,08089 \cdot De^2) - (0,08089 \cdot Di^2)) \cdot \rho_{material} \quad (24)$$

$$M_{cabezal, cónico} = ((0,08089 \cdot De^2) - (0,08089 \cdot Di^2)) \cdot \rho_{material} \quad (25)$$

$$M_{fondo plano} = (\pi \cdot r^2 \cdot t_{fondo}) \cdot \rho_{material} \quad (26)$$

$$M_{equipo, toriesférico} = M_{cilindro} + 2 \cdot M_{cabezal, toriesférico} \quad (27)$$

$$M_{equipo, cónico} = M_{cilindro} + M_{cabezal, cónico} + M_{fondo plano} \quad (28)$$

Si a continuación se quiere calcular la masa del equipo en operación se requiere la siguiente formula:

$$M_{operación} = M_{equipo} + (V_{líquido} \cdot \rho_{líquido}) \quad (30)$$

La anterior ecuación es válida tanto para los tanques o depósitos de los dos Modelos diseñados.

11.3 Diseño del Reactor R-201

11.7.5. Diseño mecánico

El diseño mecánico del reactor se realiza siguiendo el código ASME para el diseño de equipos a presión.

En primer lugar, a partir de las condiciones de operación se definen la presión y la temperatura de diseño, y se decide el material del reactor teniendo en cuenta las características de los fluidos que circulan.

- Presión de diseño: la presión de diseño se calcula segundo la siguiente

$$\text{Norma: Presión de diseño} = \max (1,1 \cdot (P_{op} + \rho \cdot g \cdot h), (P_{op} + \rho \cdot g \cdot h) + 2 \text{ atm}) \quad (31)$$

Dónde:

- ρ = densidad del líquido (kg/m^3).

- g = gravedad ($9,8 \text{ m/s}^2$).

- h = levantada de líquido (m) calculada cómo:

$$V - V_{\text{toriesferico}} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h \quad (32)$$

Dónde:

- V = volumen útil de reactor (m³)

- V_{toriesferico} = Volumen del fondo del reactor (m³)

- D = diámetro del reactor (m)

- Temperatura de diseño: la temperatura de diseño se establece 20 °C por encima de la temperatura de operación del reactor:

Temperatura de diseño = (Top + 20 °C).

- **Material:** para elegir el material, cal ponerse en la peor situación i con la ayuda de las fichas de seguridad, teniendo en cuenta el tipo de sustancias con las que se opera (corrosivase e inflamables), y las condiciones (altas temperaturas i altas presiones) que accentuan las propiedades de las substancis, se ha elegido el ASI-316.

Una vez definidas las condiciones de diseño, se procede al diseño aplicando la normativa ASME:

Espesor del cilindro. Cálculo a presión interna: El espesor del cuerpo cilíndrico se calcula con la expresión siguiente:

$$t_c = \frac{P \cdot R_{int}}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + C.A \quad (33)$$

Dónde:

- t_c = espesor del cilindro (mm)

- P = presión de diseño del recipiente (bar)

- R_{int} = radio interno (mm)

- E = factor de soldadura = 0,85 (radiografiado doble parcial)

- S = carga admisible del material (bar) = 7583,40 bar

- C.A = sobreespesor (mm)

Lo sobre espesor por corrosión del material se de 0,508 mm/año como máximo, suponiendo que la vida útil del reactor serán 10 años el sobreespesor será 5,08 mm.

El valor de t_c obtenido se sobredimensiona un 10% y para evitar costes de fabricación específicos.

$$t_{\text{carcasa}} = t_c + 0.1 \cdot t_c \quad (34)$$

Espesor de los cabezales. Cálculo a presión interna: el tipo de cabezal utilizado es el toriesferico puesto que es lo más común en la industria química.

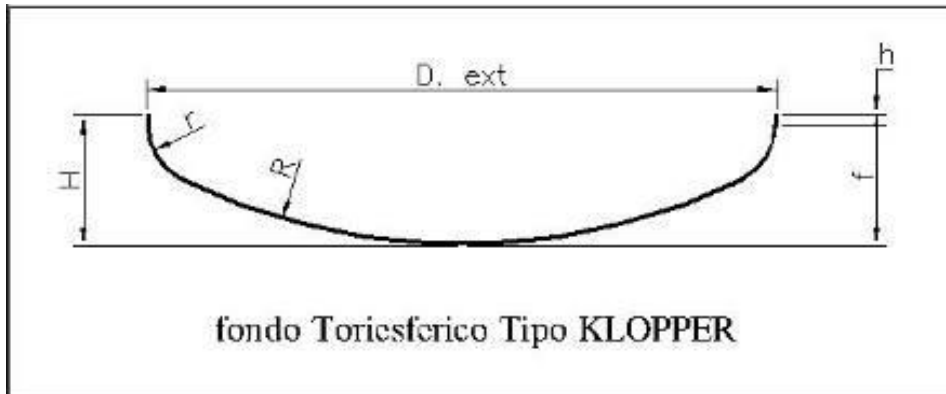


Figura 11.3. Esquema de las dimensiones de una cabeza tipo toriesferica.

El espesor del cabezal se calcula cómo:

$$t_f = \frac{P \cdot R \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P} + C_1 + C_2 \quad (35)$$

Dónde:

- t_f = espesor del cabezal (mm)
- P = presión de diseño del recipiente (bar)
- M = factor que depende de la relación R/r , en este caso igual a 1,54
- E = factor de soldadura = 0,85 (radiografiado doble parcial)
- S = carga admisible del material (bar) = 18800 psi
- C_1 = margen por corrosión (mm) = 8
- C_2 = tolerancia de fabricación (mm) = 10% del espesor.

Altura del equipo: a continuación se definirán las dimensiones relacionadas con la altura de los cabezales: H , h y f y se calculará la altura real del equipo.

$$h = 3,5 \cdot t_f$$

$$f = 0,1955 \cdot D_{\text{ext}} - 0,455 \cdot t_f$$

$$H = h + f$$

Altura total equipo = Levantada cuerpo + $2 \cdot H$

Volumen interno del equipo: el volumen interno del equipo te cuento el volumen de la carcasa y el volumen de los cabezales calculados con las fórmulas siguientes:

$$V_{\text{carcasa}} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{\text{int}}^2 \cdot L \quad (36)$$

$$V_{\text{fondos}} = \frac{\pi}{8} \cdot 0,162 \cdot D_{\text{int}}^3 \quad (37)$$

Dónde:

- D_{int} = diámetro interno de la carcasa (m)

- L = longitud del cilindro (m)

$$V_{\text{interno}} = C_{\text{carcasa}} + 2 \cdot V_{\text{fondo}}$$

Pes del equipo vacío: el cálculo se realiza teniendo en cuenta la densidad del material y el volumen de la pared del equipo calculado como la diferencia entre el volumen interno y el externo, para hacer las pruebas de estanquidad.

$$C_{\text{carcasa externa}} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{\text{ext}}^2 \cdot L \quad (38)$$

$$V_{\text{fondos externos}} = \frac{\pi}{8} \cdot 0,162 \cdot D_{\text{ext}}^3 \quad (40)$$

$$V_{\text{externo}} = C_{\text{carcasa externa}} + 2 \cdot V_{\text{fondo externa}} \quad (41)$$

$$\text{Volumen material} = V_{\text{externo}} - V_{\text{interno}} \quad (42)$$

$$\text{Peso equipo vacío} = \rho_{\text{asi316}} \cdot \text{Volumen material} \quad (43)$$

Donde:

$$\rho_{\text{asi316}} = 7960 \text{ Kg/m}^3$$

Se considera un 10% más de material por la carcasa para tener en cuenta soldaduras, tornillos, bridas y similar, siendo el peso final del equipo vacío:

- **Peso total del equipo vacío = Peso equipo vacío + 0.10 · Peso equipo vacío.**
- **Peso del equipo con agua:** El peso del equipo en condiciones de prueba se calcula con:
- **Peso con agua = Peso total del equipo vacío + 10³ · V_{reactor}**
- **Peso del reactor en operación:** se tiene en cuenta el peso del equipo vacío i con el peso del líquido
- **Peso en operación = Peso vacío + ρ_{líquido} · V_{líquido}**

A continuación se presenta un resumen del diseño mecánico del RCTA:

Taula 11.3.1. Diseño mecánico del reactor de formiato de metilo.

Material	Asi-316
Pressió de disseny (atm)	50
Temperatura disseny (°C)	110,00
Diàmetre extern (m)	2.96
Diàmetre intern (m)	2,88
Alçada cos (m)	4.3
Alçada capçals (m)	0.8
Alçada total (m)	5.9
Volum equip (m³)	32.2

Espesor paret (mm)	80
Espesor capçals (mm)	68
Pes equip buit (Kg)	25681.2
Pes amb aigua (Kg)	50697.03329
Pes en operació (Kg)	44201.27645

11.3.1. Diseño del agitador

Una vez está diseñado el equipo, estos pueden estar agitados. En este caso la planta consta de los reactores i los mixeres con agitación.

Para conseguir una buena transferencia de materia y calor en nuestro reactor y mantener su contenido homogeneizado, se incorpora un sistema de agitación y dispersión homogeneizadora.

Los tipos principales de agitadores utilizados en la industria son, de hélice, de albañiles y de Turbina.

En el caso del reactor para el formiato de metilo se decide utilizar un agitador de hélice de 4 hojas. Pero este a la vez lleva un dispersor por donde circula el CO i al impactar al salir impacta con las hélices que rompen las burbujas en múltiples más pequeñas aumentando así el área de transferencia.

Este es el único agitador dispersor. El resto de agitadores son solo agitadores.

A Estos agitadores producen un flujo axial que opera a una velocidad elevada y es adecuado para líquidos poco viscosos como el de nuestra mezcla de reacción ($\mu = 0,254$ cP). Los agitadores de hélice son eficaces por tanques de grandes dimensiones como nuestro reactor.

Un golpe escogido el tipo de agitador se calculan sus dimensiones teniendo en cuenta las relaciones geométricas de la figura 11.3.1.1 :

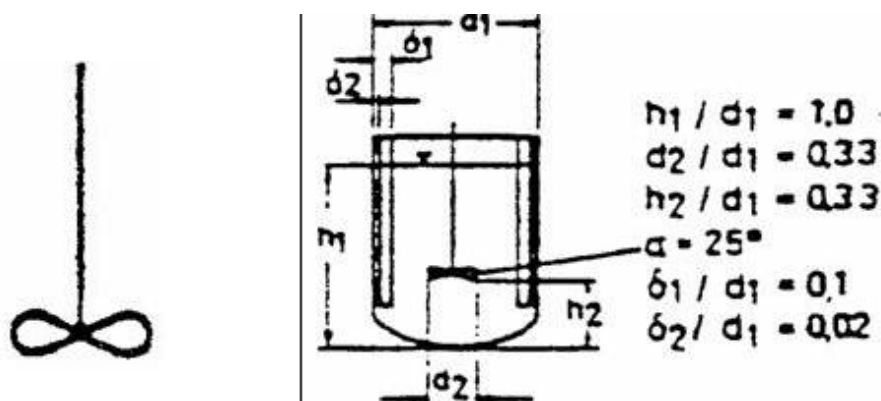


Figura 11.3.1.1 Relaciones geométricas de un agitador de hélice

Relaciones geométricas:

$$h_1/d_1 = 1,0 \quad (43)$$

$$d_2/d_1 = 0,33 \quad (44)$$

$$h2/d1 = 0,33 \quad (45)$$

$$\delta1/d1 = 0,1 \quad (46)$$

$$\delta2/d1 = 0,2 \quad (47)$$

Dónde:

- h1 = altura de líquido (m).
- d1 = diámetro interno del reactor (m).
- d2 = diámetro del agitador (m).
- h2 = altura desde la hélice hasta el fondo del reactor (m).
- $\delta1$ = anchura de las palas deflectores (m).
- $\delta2$ = distancia entre la pared del reactor y la placa deflectora (m).

Taula 11.3.1.2. Dimensions de l'agitador.

Agitador	helice
d2 (m)	0,97
h2 (m)	0,97
$\delta1$ (m)	0,29
$\delta2$ (m)	0,59

Se col·loquen 4 placas deflectores, valor estándar, para evitar la formación de remolinos en el reactor.

La potencia que tendrá el agitador se puede calcular a partir del Reynolds de agitación con la ecuación siguiente:

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot Da^2}{\mu} \quad (48)$$

Dónde:

- ρ = densidad de la mezcla (kg/m³)
- N = revoluciones del agitador (rps)
- Da = diámetro de la agitador
- μ = viscosidad de la mezcla

La potencia del agitador se calcula con la formula siguiente. El Np es el numero de potencia i los fabricantes suelen darlos.

$$P = Np \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Da^5 \quad (49)$$

Se considera que el agitador tiene un rendimiento del 65%, por lo cual, la potencia obtenida tendrá que dividirse entre 0,65.

Los resultados obtenidos son:

Taula 11.3.1.3. Dimensions de l'agitador.

Re	6524882.33
densitat mescla (Kg/m3)	797.94
N (rps)	64
Da (m)	0.72
viscositat mescla (cP)	0.25
Np	1.4
P (W)	13537
P (KW)	13.54
P real (KW)	21.2

11.4 Tratamiento térmico del reactor

El reactor se ha diseñado a una temperatura constante, por lo tanto durante la operación habrá que mantenerlo a dicha temperatura. El sistema escogido para realizarlo ha sido ponerle una media caña al exterior del reactor. El diseño de esta se encuentra a continuación. Teniendo en cuenta que la reacción es exotérmica se utilizará agua fría proveniente del chiller para mantener constante la temperatura. En el segundo reactor se realiza de la misma manera y con las mismas ecuaciones, lo único que es endotérmica y tiene que mantenerse a 109 °C y se tiene que suministrar vapor para lograrlo.

Primeramente se procede a la obtención del área de intercambio de calor, que se calcula de la siguiente manera:

$$Q (J/s) = A_{intercambio} \cdot U (W/m^2K) \cdot \Delta T_{ml} (K) \quad (50)$$

$$A_{intercambio} = \frac{q}{U \cdot \Delta T_{ml}} \quad (50)$$

Donde:

-q= Calor liberado de la reacción en J/s

-U= Coeficiente de transmisión térmica en W/m²*°

-A= Área de intercambio necesaria, m²

$-\Delta T_{ml}$ = Temperatura media logarítmica

Pasamos el cabal de calor a las unidades necesarias en este caso J/s.

$$q = \frac{7417080 \text{ kJ}}{1 \text{ h}} * \frac{1000 \text{ J}}{1 \text{ kJ}} * \frac{1 \text{ h}}{3600} = 20603000 \text{ J/s} \quad (51)$$

Seguidamente se procede a hacer el cálculo del coeficiente de transmisión térmica (U W/m²K), este requiere el cálculo de coeficiente individual de calor de los fluidos implicados, seguidamente se pueden observar la ecuaciones usadas para el cálculo de ambos y el procedimiento realizado.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{\text{agua}}} + \frac{1}{h_{\text{reactor}}} + \frac{\Delta x_{\text{acero}}}{k_{\text{acero}}} \quad (52)$$

Dónde:

$-h_{\text{agua}}$ =es el coeficiente individual de calor del fluido refrigerante en W/m²K.

$-h_{\text{reactor}}$ = es el coeficiente individual de calor de la mezcla del reactor en W/m²K.

$-\Delta x_{\text{acero}}$ = es el grueso de acero en mm.

$-k_{\text{acero}}$ = es la conductividad del acero en W/mK.

El grueso del material se ha calculado en el apartado anterior, las conductividades térmicas son datos que se encuentran tabulados y el coeficiente individual de calor se tiene que calcular. Dicho cálculo se realiza de la siguiente manera a partir de lo obtenido en el *Perry's Handbook*.

$$h_{\text{reactor}} = \frac{Nu \cdot k}{D} \quad (53)$$

$$Nu = 0,3 + \frac{0,62 \cdot Re^{\frac{1}{2}} \cdot Pr^{\frac{1}{3}}}{\left(1 + \left(\frac{0,4}{Pr}\right)^{\frac{1}{4}}\right)^{\frac{1}{4}}} \cdot \left[1 + \left(\frac{Re}{282,00}\right)^{\frac{5}{8}}\right]^{\frac{4}{5}} \quad (54)$$

Dónde:

-Pr es el número de Prandtl y se calcula de la siguiente forma:

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k} \quad (55)$$

-Re es el Reynolds del fluido del cual se realiza el cálculo.

Dicho cálculo se realiza para la mezcla del reactor, a continuación se pueden encontrar los cálculos.

Para poder realizar los cálculos siguientes se tiene que cumplir $PrRe > 0,4$.

$$Pr * Re > 0,4 \rightarrow 0,742 * 1,13 * 10^8 = 8,3 * 10^7 \quad (56)$$

Para el fluido térmico se supone un coeficiente individual de calor típico ya que es agua de refrigeración y para este tipo de fluido está establecido unos valores ente 800-1500 W/m²K, se ha escogido un valor intermedio de 1150, disponiendo de todos los datos se dispone al cálculo de la U W/m²k.

$$U = 427,7W/m^2K$$

Después del cálculo de la U procedemos a calcular el área de cambio de calor, disponiendo de todo los datos, temperaturas, U y Q.

$$A_{\text{cambio de calor}} = \frac{q}{U * \Delta T} \quad (57)$$

$$A_{\text{cambio de calor}} = 65,1m^2$$

Después del cálculo del área se procede al diseño de la media caña que servirá para mantener nuestro reactor de operación en una temperatura de 80°C y lo que es necesario es conocer el cabal del fluido térmico para asegurar que el dimensionado de la media caña entre en valores dentro del rango.

El cabal del fluido se calcula con la siguiente expresión:

$$m = \frac{q}{cp * \Delta T_{\text{fluido}}} \quad (58)$$

Donde:

- m =cabal masico del fluido térmico, Kg/h
- q =Calor emitido por la reacción, Kj/h
- Cp =Capacidad calorífica del fluido térmico, KJ/(Kg*K)
- ΔT =Variacion de temperatura del fluido térmico, K

Las propiedades utilizadas del agua del chiller son:

Taula 11.4.1: Propiedades del agua de chiller

T1	6
T2	12
Cp(KJ/Kg*K)	4,189
Densidad agua chiller(Kg/m3)	998,2

El cabal másico del fluido obtenido ha sido de 295101,45 Kg/h , o que es lo mismo $m=81,97$ Kg/s, si lo pasamos el cabal másico a volumétrico nos da $Q_v=0,08$ m³/s.

Posteriormente se calcula el diámetro interno de la media caña, suponiendo un valor típico de circulación de fluido térmico de 3 m/s, utilizando las siguientes ecuaciones:

$$A_{pas} = \frac{Q_v}{v} \quad (59)$$

$$A_{tub} = 2 * A_{pas} \quad (60)$$

$$D_{intern\ tubo} = \sqrt{\frac{A_{tub} * 4}{\pi}} \quad (61)$$

Donde:

A_{paso} = Área de paso del agua de la media caña (m²)

Q_v = Cabal volumétrico del agua (m³/s)

v = Velocidad de circulación del agua (m/s)

A_{tubo} = Área del tubo (m²)

$D_{interno\ tubo}$ = Diámetro interno del tubo (m)

Seguidamente se calcula el diámetro externo, suponiendo un grosor de 0,005 m de la media caña, como:

$$D_{externo\ tubo} = 2 * \Delta x + D_{interno\ tubo} \quad (62)$$

Donde:

$-\Delta x$ = Grosor del tubo de la media caña (m)

- $D_{\text{interno tubo}}$ = Diámetro interno del tubo (m)

- $D_{\text{externo tubo}}$ = Diámetro externo del tubo (m)

Finalmente se calcula la longitud de la camisa, la longitud de una vuelta, el número de vueltas y la distancia entre tubos a partir de las siguientes ecuaciones.

$$L = \frac{A_{\text{intercambio}}}{D_{\text{externo tubo}} * \pi} \quad (63)$$

$$L_1 \text{ vuelta} = \pi * D_{\text{reactor}} \quad (64)$$

$$N_{\text{vueltas}} = \frac{L}{L_1 \text{ vuelta}} \quad (65)$$

$$D_{\text{distancia vueltas}} = \frac{H_{\text{reactor}} - N_{\text{vueltas}} * D_{\text{externo tubo}}}{N_{\text{vueltas}} - 1} \quad (66)$$

Los resultados finales de las anteriores ecuaciones que caracterizan el encamisado de media caña son los siguientes:

Tabla 11.4.2. Resultado de la camisa

Apaso	0,0274 m ²
Atubo	0,0547 m ²
Dinterno de tubo	0,264 cm
Dexterno de tubo	0,274 cm
L	75,6 m
L1	9,47 m
N vueltas	8
Distancia vueltas	0,33 m

11.5. Diseño de intercambiador de calor

En este apartado se incluye la explicación del método seguido para el cálculo de intercambiadores de calor que se encuentran en diferentes corrientes, también los condensadores y los termosifones de las diferentes columnas de destilación utilizadas en el

proceso dado que el proceso seguido de diseño es el mismo para todos. En el caso de la planta de ácido fórmico el fluido utilizado para enfriar es agua proveniente de la red y el fluido caliente es vapor de agua, proveniente de la caldera.

Se ha utilizado el software Aspen Exchanger Design and Rating para el diseño de todo los intercambiadores de la planta, en este software nos permite obtener todo tipo de datos tanto mecánicos como térmicos.

Este programa calcula todo mediante el método de kern, el cual se basa en el siguiente:

11.5.1 Método de Kern

El fluido circulara por carcasa será el fluido caliente y el fluido frio por los tubos ya que el hysys lo determina asi.

Una vez seleccionado por donde pasa el fluido caliente y frio procedemos a encontrar el calor intercambiado con la siguiente formula:

$$Q_Q = m_s * C_{p,s} * (T_{2,s} - T_{1,s}) \quad (67)$$

Donde:

El subíndice s hace referencia a carcasa sino seria t de tubos

Q_Q es el calor intercambiado (W)

m es el cabal massico (Kg/s)

C_p es el calor especific (J/Kg°C)

T_1 es la temperatura de entrada del fluido (°C)

T_2 es la temperatura a la que sale el fluido (°C)

Inicialmente se supone un paso por tubos y otro por carcasa, y se coge un valor aproximado bibliográfico del coeficiente global según el fluido que circule y así calcular un área de intercambio del calor:

$$A = \frac{Q_Q}{U * (\Delta T_{ml})} \quad (68)$$

Donde:

A es la área de intercambio (m^2)

U es el coeficiente global de transmisión de calor ($W/m^2°C$)

$(\Delta T_{ml})_c$ es la variación logarítmica de la temperatura corregida y en contracorriente ($^{\circ}\text{C}$)

$$(\Delta T_{ml})_c = \Delta T_{ml} * F \quad (69)$$

Donde:

ΔT_{ml} es la variación mediana logarítmica de la temperatura ($^{\circ}\text{C}$)

F es un factor de corrección que se evalúa gráficamente, y si es mayor de 0,85 se tiene que corregir ΔT_{ml} , y si no varía se modifica los pasos por carcasa.

Seguidamente, se selecciona las características de los tubos, longitud (L), diámetro externo (D_E) y grosor (Δx), y hay que tener en cuenta que se tiene que dejar un mínimo de 2,5 cm por cada lado para poder conectar el cabezal, de esta manera pasamos a calcular el área de transferencia de cada tubo:

$$A_{tub} = \pi * D_E * L \quad (70)$$

A partir de este cálculo pasamos a calcular el número de tubos con la siguiente ecuación:

$$N_t = \frac{A}{A_{tub}} \quad (71)$$

Por último se escoge la disposición estructural de los tubos, si se quiere una velocidad de transferencia grande se utiliza el pitch triangular o romboidal.

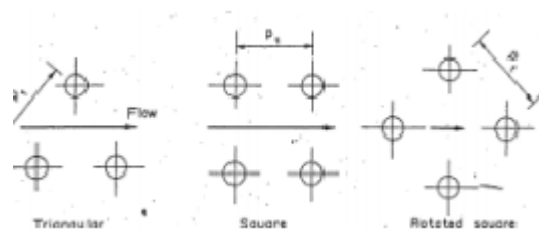


Figura 1: Diferentes distribuciones de los tubos

EL pitch es la distancia entre el centro de un tubo y el centro de otro consecutivo; generalmente tiene que ser 1,25 veces el diámetro externo de los tubos:

$$pitch = 1,25 * D_E \quad (72)$$

Una vez elegida la distribución de los tubos, pasaremos a determinar el valor de n_1 y de K_1 , el que permitirá calcular el conjunto de tubo.

$$D_b = D_E * \left(\frac{N_t}{K_1}\right)^{1/n_1} \quad (73)$$

Donde:

D_b es el diámetro del conjunto de tubos (m)

K_1 y n_1 son función del pitch escogido y el número de pasos por tubo

Se escoge el tipo de carcasa que se utilizara, de esta manera se puede determinar gráficamente con el valor del diámetro del conjunto de tubos la distancia que habrá entre el conjunto de tubos y la carcasa:

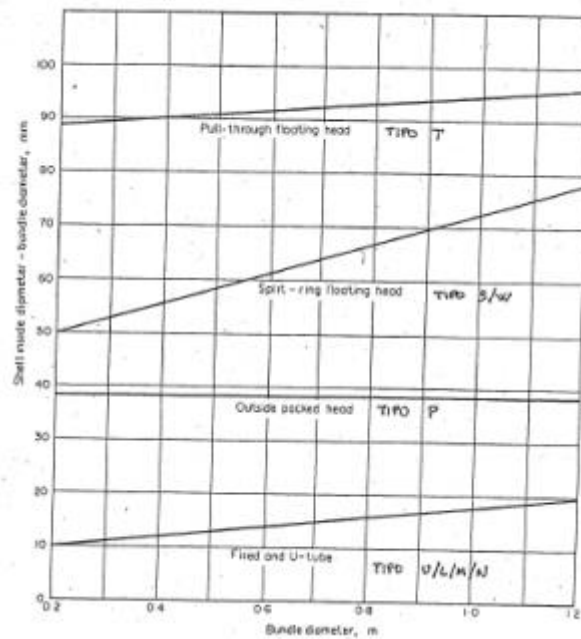


Figura 2: Distancia entre el conjunto de tubos y la carcasa, en función del diámetro i el tipo de carcasa.

Por lo tanto el valor obtenido a una D_b , se obtiene el diámetro de la carcasa:

$$D_s = D_b + distancia \quad (74)$$

A continuación se tiene que comprobar la relación L/D_s este entre 4 y 6 , en el caso que sobresalga por arriba de 6 se debe disminuir la longitud y si es al revés se debe aumentar.

Una vez determinado el diámetro de la carcasa, se puede establecer las características de las pantallas deflectoras , lo que afectará a la velocidad del fluido de la banda de la carcasa :

-Baffle Cut , es el espacio que queda libre entre la pantalla y la carcasa , es entre el 15% y 45% del diámetro de la carcasa, siendo el rango óptimo entre 20 y 25 %.

-Espacio entre pantallas (IB) , es entre 0,2 y 1 el diámetro de la carcasa, el rango óptimo es de entre 0,3 y 0,5 veces.

-Número De pantallas deflectoras , el cual se calcula como $(L / IB) -1$

También se comprobará que las velocidades de circulación , tanto del fluido que circula por tubos, como del que circula por carcasa, esté dentro de los rangos típicos :

Líquidos, depende del lugar de circulación:

-Por Tubos : suele ser de 1 a 2 m / s, 4m / s como máximo si se quiere evitar ensuciamiento .

-Por Carcasa: de 0,3 a 1m / s.

Vapores, depende de la presión de operación

-A presión atmosférica de 10 a 30 m/s

-Vacío entre 50 y 70 m/s

- A otras presiones entre 5 y 10 m/s

Velocidad de circulación por los tubos

Para calcular la velocidad del fluido que circula por tubos , previamente se debe haber calculado el número de tubos por paso (N_{tp}) , el cual es la relación entre el número de tubos y el número de pasos por tubo , y el área de paso de cada tubo :

$$N_{tp} = \frac{N_t}{n_{pt}} \quad (75)$$

$$A_{seccion\ tubo} = \frac{\pi}{4} * D_i^2 \quad (76)$$

Posteriormente se calcula la velocidad de circulación de dentro del tubo (V_t) teniendo en cuenta el cabal volumétrico:

$$v_t = \frac{Q}{A_{seccion\ tubo} * N_{tp}} \quad (77)$$

En caso de que la velocidad obtenida no esté dentro del rango, se vuelve a calcular el número de pasos para tubos a partir de una velocidad supuesta que sí se encuentre dentro de las esperadas.

Se ha tener en cuenta que el número de pasos por tubo debe ser par, por tanto, deberá de redondear. Por otra parte, al variar el número de pasos para tubos es posible que el incremento de temperatura medio logarítmico deba corregir a partir del factor F.

Velocidad de circulación por carcasa

Con las especificaciones geométricas de las carcasas anteriores, se puede calcular la área transversal de la carcasa (A_{st})

$$A_{st} = \frac{I_B * D_S * (pitch - D_E)}{pitch * n_{ps}} \quad (78)$$

Con el cabal volumétrico que circula por la carcasa y el valor obtenido anterior mente se calcula la velocidad del fluido de la carcasa:

$$V_s = \frac{Q_s}{A_{st}} \quad (79)$$

Después de este cálculo se compara con los valores típicos, en caso de no encontrarse dentro de los rango deberemos modificar las especificaciones geométricas de la carcasa establecidas anteriormente.

Determinación del coeficiente global (U) a partir de los coeficientes individuales (h) y el factor de ensuciamiento.

Antes de empezar con el cálculo del coeficiente individual del lado del tubo, se tiene que determinar las propiedades físicas del fluido, siguiendo el siguiente orden:

La sección de paso de todos los tubos de un mismo paso:

$$A_{pas\ tub} = N_t * \frac{A_{seccion\ tub}}{n_{pt}} \quad (80)$$

El diámetro equivalente del lado de los tubos (D_{eq}), que es igual que el interior.

Densidad del flujo másico (G_t), es la relación entre el cabal másico y la área de paso total:

$$G_t = \frac{m_t}{A_{pas\ tub}} \quad (81)$$

Los números adimensionales de Reynolds y prandtl:

$$Re = \frac{D_{eq} * G_t}{\mu} \quad (82)$$

$$Pr = \frac{C_p * \mu}{k} \quad (83)$$

Donde:

C_p es el calor específico del fluido

μ es la viscosidad

k es la conductividad térmica

-Coeficiente individual, se calcula a partir del factor de transferencia de calor (j_h), el cual se determina gráficamente mediante el número de Reynolds y la relación L/D_i .

$$\frac{h_t * D_i}{k} = j_h * Re * Pr^{0,33} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \quad (84)$$

La primera iteración se realiza menospreciando la variación de la viscosidad con la temperatura, y así poder calcular la temperatura de la pared con la siguiente ecuación:

$$U * (T - t) = h_t * (T - T_w) \quad (85)$$

Donde:

T es la temperatura media del tubo

t es la temperatura media de la carcasa

U es el coeficiente global supuesto anteriormente

Una vez obtenida la temperatura de la pared, se busca bibliográficamente la viscosidad a esa temperatura, para poder calcular el coeficiente individual y antes de realizar ese cálculo tienes que tener en cuenta los valores típicos del tipo de fluido y su estado físico.

Después de obtener el coeficiente individual del tubo, se pasa a calcula el coeficiente individual de la carcasa con el procedimiento siguiente:

Calculo del cabal másico por unidad de área (G_s), es la relación entre el cabal másico del fluido que pasa por la carcasa y el área transversal calculada anteriormente:

$$G_s = \frac{m_s}{A_{st}} \quad (86)$$

Calculo del diámetro equivalente de carcasa, este calculo depende del pitch escogido el mas común es el triangular entonces la ecuación es la siguiente:

$$D_{eq} = \frac{1,27}{D_E} * (pitch^2 - 0,785 * D_E^2) \quad (87)$$

Calculo de Prandt y Reynolds de carcasa:

$$Re_s = \frac{D_{eq} * G_s}{\mu_s} \quad (88)$$

$$Pr_s = \frac{C_p * \mu}{k} \quad (89)$$

Calculo del coeficiente individual de calor de la carcasa, se calcula otra vez con el factor de transferencia de calor (j_h), con la diferencia que ahora se determina gráficamente en función de baffle cut y el Reynolds de carcasa:

$$\frac{h_s * D_{eq}}{k} = j_h * Re_s * Pr_s^{0,33} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \quad (90)$$

Como antes tienes que comprobar si el valor calculado este dentro de los límites de valores típicos del fluido y el estado físico en el que se encuentra.

Es necesario tener valores típicos de factor de ensuciamiento (h_R) para los fluidos que intervienen tanto la carcasa como los tubos.

Finalmente ya es posible el cálculo del coeficiente global de transmisión global de calor (U_R):

$$\frac{1}{U_R} = \frac{1}{h_s} + \frac{1}{h_R} + \frac{D_E * \ln\left(\frac{D_E}{D_I}\right)}{2 * k} + \frac{D_E}{D_I} * \frac{1}{R_t} + \frac{D_E}{D_I} * \frac{1}{h_t} \quad (91)$$

Si el valor que has obtenido es igual o más grande que el 15% del coeficiente global supuesto, se puede considerar bueno ya que el intercambiador esta sobredimensionado, lo malo seria que diese por debajo del 15% querría decir que esta infra dimensionado y esto obligara a comenzar desde que supones una U.

Calculo de las pérdidas de presión

Para comprobar si el diseño se puede dar por válido, se tiene que mirar las pérdidas de presión que se dan en los tubos y en la carcasa y comparar con valores típicos:

Valores típicos de líquidos:

$$\mu \leq 1 \text{ cp} \rightarrow \Delta P \leq 35 \text{ kN/m}^2$$

$$1 \text{ cp} \leq \mu \leq 10 \text{ cp} \rightarrow 5 \leq \Delta P \leq 70 \text{ kN/m}^2$$

Valores típicos de gases:

$$\text{Vacío elevado} \rightarrow 0,4-0,8 \text{ kN/m}^2$$

$$\text{Vacío mediano} \rightarrow 0,1 * P_{\text{absoluta}}$$

$$1 \text{ a } 2 \text{ bares} \rightarrow 0,5 * \text{Presión manométrica}$$

$$\geq 10 \text{ atm} \rightarrow 0,1 * \text{Presión manométrica}$$

Lado de los tubos

Las pérdidas de presión son debidas a las pérdidas por fricción y contracciones y expansiones según como se consideran se utilizan las siguientes expresiones.

$$\text{-Para sistemas isotermos} \rightarrow \Delta P_t = 8 * j_f * \frac{\rho * V_t^2}{2} * \frac{L}{D_I} \quad (92)$$

Dónde: j_f se calcula gráficamente con el número de Reynolds

$$\text{-Para sistemas no isotermos} \rightarrow \Delta P_t = 8 * j_f * \frac{\rho * V_t^2}{2} * \frac{L}{D_I} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-m} \quad (93)$$

Para $Re \leq 2100$ $m=0,25$

Para $Re \geq 2100$ $m=0,14$

$$\text{-Sistemas con contracción y expansión} \rightarrow \Delta P_t = \left[8 * j_f * \frac{L}{D_I} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-m} + 2,5\right] * \frac{\rho * V_t^2}{2} \quad (94)$$

Lado de carcasa

Las pérdidas de presión para la carcasa se calculan de la siguiente forma:

$$\Delta P_s = n_s * 8 * j_f * \frac{\rho * V_t^2}{2} * \frac{D_s}{D_{eq}} * \frac{L}{l_B} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-m} \quad (95)$$

Si las caídas de presión están entre los valores esperados dentro de los rangos expuestos anteriormente es que se da por bueno el diseño del intercambiador, en caso de que supere los

limites tendremos que variar la velocidad de circulación del fluido y si la aumentamos a velocidades altas generar grandes pérdidas de presión, pero también aumenta los coeficientes de calor.

11.5.2 Diseño con Aspen Hysys

Para hacer el diseño de los intercambiadores de calor se usa el software Exchanger Design and Rating User Interface, es un programa fácil de usar y no tienes que hacer tantos cálculos manuales como antes expuestos, ara procederemos a explicar el ejemplo de un intercambiador de calor realizado con este software.

Primeramente, se tiene que especificar las condiciones de entrada y de salida del fluido frío y caliente, también tienes que colocar un factor de ensuciamiento bajo pero es aproximado y la presión de entrada del fluido utilizado para calentar o enfriar, se suele poner una atmosfera.

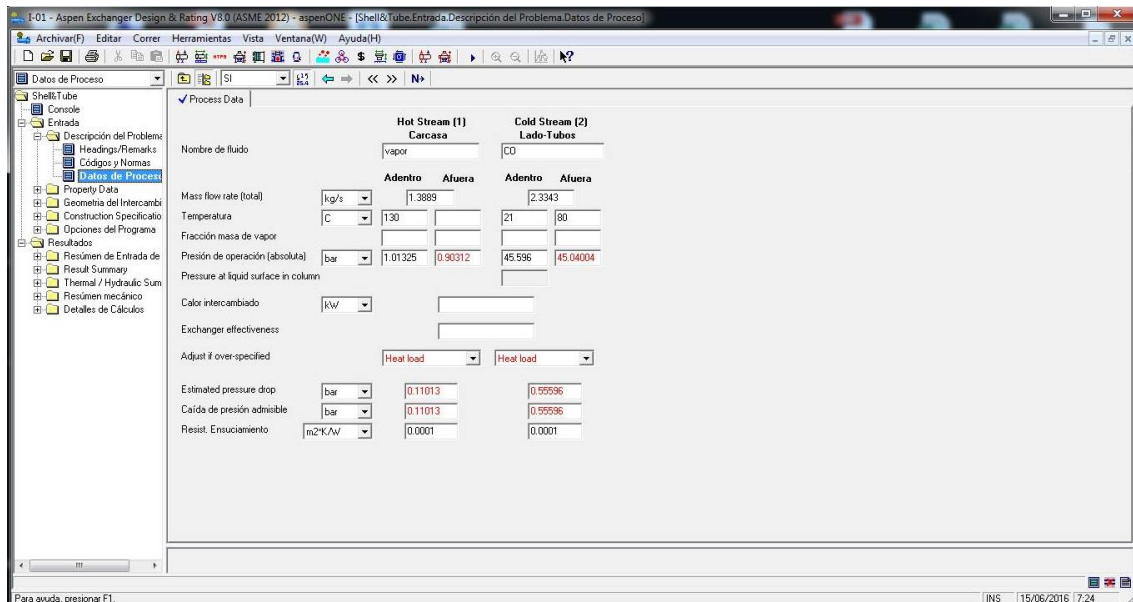


Figura 3 : Especificaciones de los corrientes que circulan por el intercambiador

Después se especifica que composición tiene el fluido frío y el caliente poniendo el % en masa que lo componen cada uno de los corrientes, estos fluidos se utiliza poniendo el paquete de "Aspen Properties". Después en el menú de "Property Methods " y seleccionamos el "fluid package" NTRL-Rk y para finalizar este punto vamos a "Hot and cold Steam propiedades" y seleccionamos "get propiedades" .Depues de esto vamos a "Shell/heads/flangers" para seleccionar el material de construcción del intercambiador y también su estructura por defecto los intercambiadores son los BEM pero para los reboiler se tiene que cambiar y seleccionar el kettle, una vez echo todo esto podemos darle al run.

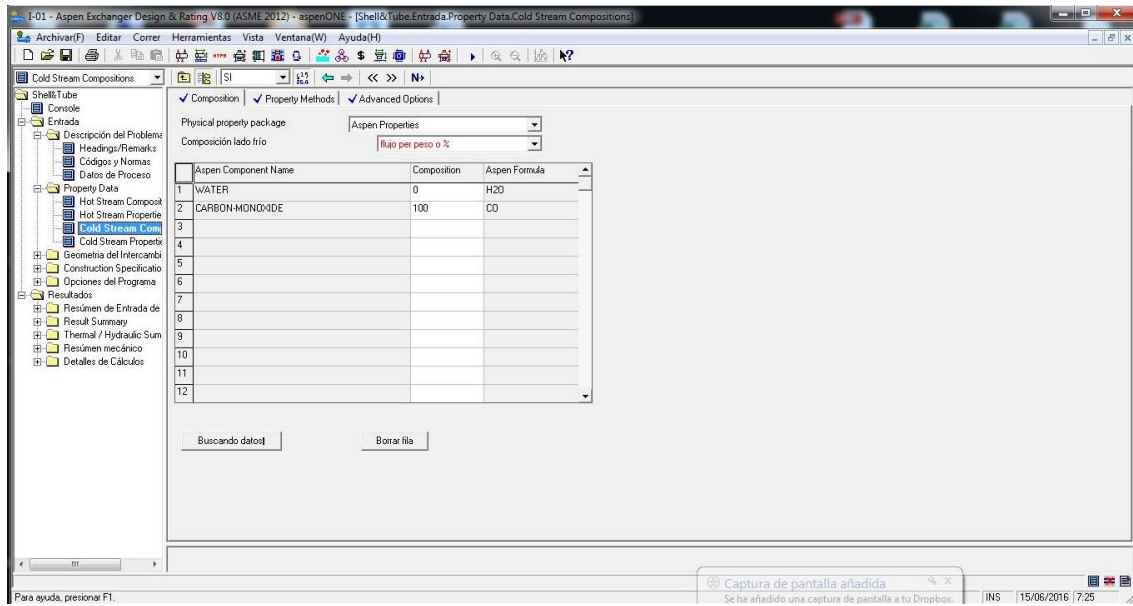


Figura 4: Selección de la mezcla de fluidos que pasa por carcasa o tubos.

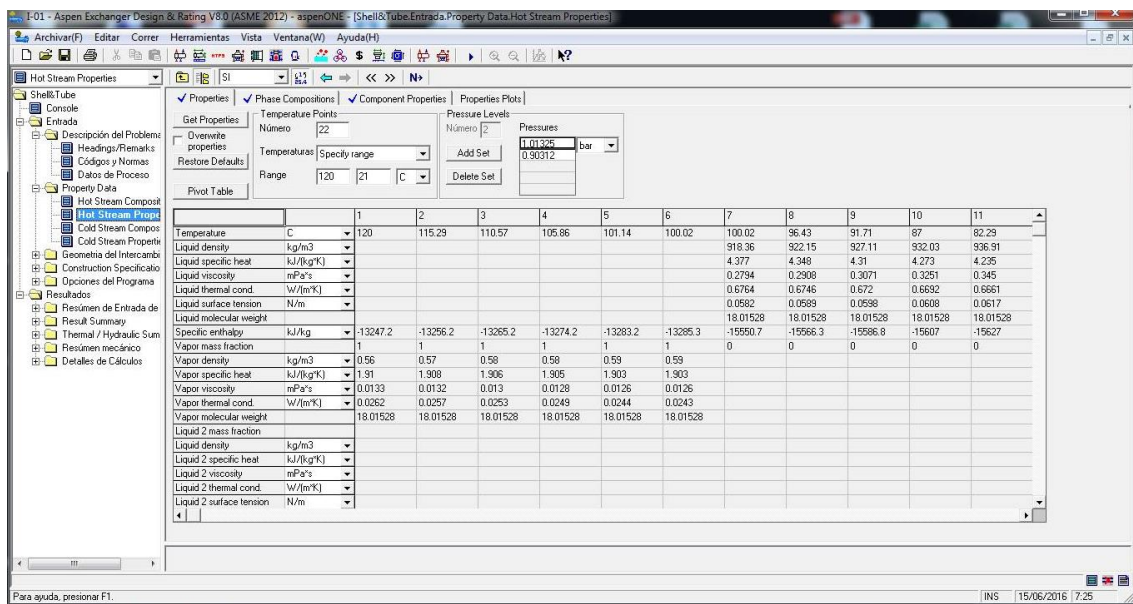


Figura 5: Obtención de los datos a las condiciones del principio

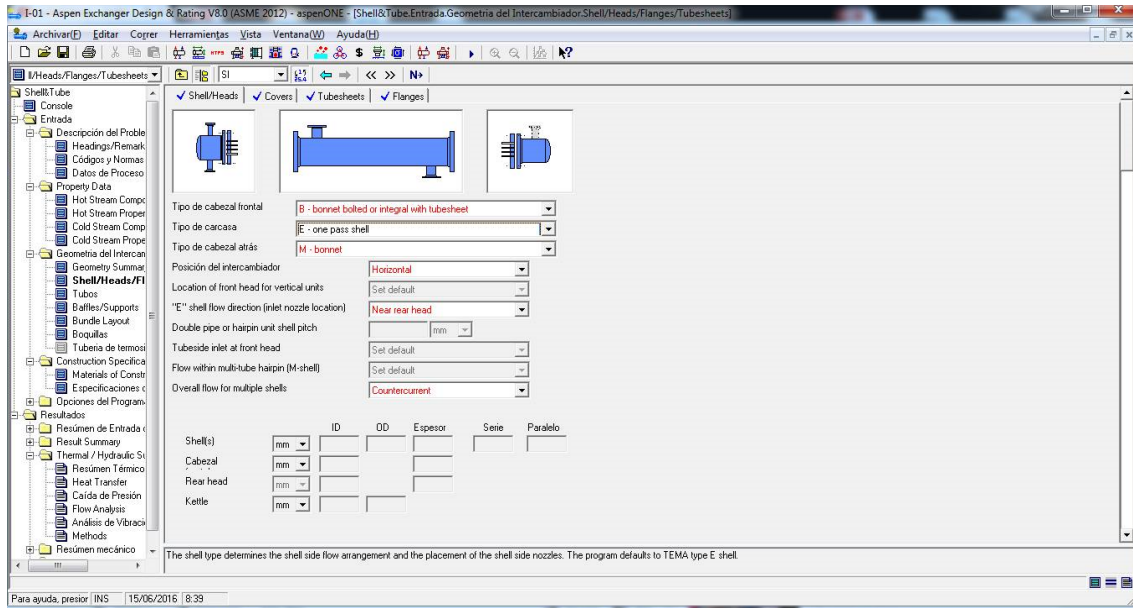


Figura 6 : Selección de la estructura del intercambiador

Si no hay error en los datos y balances energéticos en el intercambiador, este programa te da varias posibilidades de intercambiador pero por defecto selecciona la más económica pero no siempre es buena ya que a lo mejor la longitud y área son excesivamente grandes comparando las otras opciones buenas pero un poco más caras.

The screenshot shows the Result Summary Paso de optimización in Aspen Exchanger Design & Rating V8.0 (ASME 2012). The table below compares various heat exchanger designs based on cost and design status.

Item	Carcasa		Longitud tubos		Caida de Presión			Deflector		Tubo		Unidades		Total	Design Status	
	Tamaño	Actual	Pies	Area ratio	Carcasa	Dp Ratio	Tubo	Dp Ratio	Trazado	No	Tube Pass	No	P			S
1	498.45	2100	1999.7	1.05	0.0829	0.75	0.03856	0.07	585	2	1	284	1	1	35760	OK
2	498.45	1800	1347.4	1.34	0.10517	0.95	0.04367	0.08	585	2	2	269	1	1	34731	OK
3	498.45	1800	800.9	2.25	0.09277	0.84	0.08172	0.15	375	2	4	271	1	1	34823	OK
4	543.25	1950	1885.5	1.03	0.07402	0.67	0.03827	0.07	375	2	1	369	1	1	41485	OK
5	543.25	1800	1264.6	1.42	0.09965	0.9	0.04114	0.07	310	2	2	354	1	1	40948	OK
6	543.25	1650	767.3	2.15	0.10313	0.94	0.06651	0.12	285	2	4	327	1	1	39686	OK
7	346.05	2250	2116	1.06	0.09007	0.45	0.0342	0.06	595	2	1	121	2	1	43610	OK
8	346.05	1500	1399.8	1.07	0.06449	0.59	0.04115	0.07	285	2	2	169	2	1	40668	OK
9	346.05	1200	843.6	1.42	0.06143	0.74	0.08199	0.15	235	2	4	116	2	1	40403	OK
2	498.45	1800	1347.4	1.34	0.10517	0.95	0.04367	0.08	585	2	2	269	1	1	34731	OK

Figura 7 : Comparación de los intercambiadores y la economía

Una vez escogido el intercambiado tenemos que mirar las velocidades obtenidas y la relación $L/D_{s,r}$, para ver si están dentro del rango sino deberíamos modificar ciertos datos del diseño para entrar dentro de estos valores típicos.

Hoja de Especificación del Intercambiador					
1	Company:				
2	Location:				
3	Service of Unit:	Our Reference:			
4	Item No.:	Your Reference:			
5	Date:	Rev No.:	Job No.:		
6	Tamaño	498 - 1800	mm	Tipo BEM	hor Conectado en 1 Paralelo 1 Serie
7	Area/Unid(ef)	27.2	m ²	asas/unidad 1	Area/Carc.(ef) 27.2 m ²
8	Cumplimiento una unidad				
9	Localización fluido	Carcasa		Lado-Tubos	
10	Nombre de fluido	vapor		CO	
11	Cantidad total de fluido	1.3889		2.3342	
12	Vapor (Ent/Sal)	kg/s	1.3889	1.3591	2.3342 / 2.3342
13	Líquido	kg/s	0	0.0297	0 / 0
14	nocondensable	kg/s	0	0	0 / 0
15					
16	Temperatura (Ent/Sal)	°C	130	96.97	21 / 80.08
17	Pt.Cond./Evapor.	°C	100.02	100.02	
18	Densidad Vapor/Liquid	kg/m ³	0.55 /	0.54 / 921.58	53.01 / 43.28 /
19	Viscosidad	mPa s	0.0137 /	0.0125 / 0.2891	0.0184 / 0.0208 /
20	Peso molecular, Vap		18.02	18.02	28.01 / 28.01
21	Peso molecular, NC				
22	Calor espec.	kJ/(kg K)	1.914 /	1.9 / 4.353	1.14 / 1.106 /
23	Conductividad térmica	W/(m K)	0.0271 /	0.0241 / 0.6749	0.0247 / 0.0288 /
24	Calor latente	kJ/kg	2265.4	2273.3	
25	Presión	bar	1.01325	0.90808	45.596 / 45.55243
26	Velocidad	m/s	57.29		2.06
27	Caída de Presión, perm/calc	bar	0.11013	0.10517	0.55596 / 0.04357
28	Resistencia ensuciamiento (min)	m ² K/W	0.0001		0.0001 / 0.00012 Ao based
29	Calor intercambiado	154.6	kw	MTD corregido	48.53 °C
30	Coefficiente	117.3	Sucio	156.7	Limpio 162.3 W/(m ² K)

Figura 8: Hoja de especificaciones

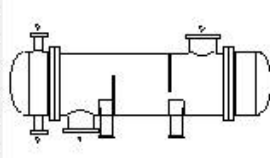
31 Construcción de carcasa				32 Dibujo			
32		Carcasa	Lado-Tubos				
33	Design/vac/test pressure:g	bar	3/ /			51/ /	
34	Temperatura de Diseño	°C	165			115	
35	Número de pasos en		1			2	
36	Mrgen de Corrosión	mm	0			0	
37	Conexiones	Adentro	mm			1 254/ -	1 76.2/ -
38	Tamaño/Compr.	Afuera	1 254/ -			1 76.2/ -	
39	Nominal	Intermedio	/ -			/ -	
40	Núm.tubo:	269 Us	OD 19.05			sp.prcpro 1.65	mm Longitud 1800
41	Tipo de	Plain	#/m			Material SS 316	Trazado tubos 30
42	Carcas	SS 316	DI 498.45	DE 508	mm Fondo de carcasa -		
43	Canal or bonnet	SS 316			Cubierta canal -		
44	Placa tubular estaciona	SS 316			Cabezal flotante -		
45	Cubierta cabezal flotant-				Placa choque None		
46	Deflector-cruzan	SS 316	Tipo	Single segmental	Corte(%d) 38.54		
47	Deflector-long	-	Tipo sello		H Espacio: c/c 585		
48	Soportes-tubos		Vuelta-U	0	mm entrada 550.98		
49	Sello bypass			Tipo	Exp.		
50	Junta de expansión	-		Tipo	None		
51	RhoV2-Boquilla entrada	1361		Entrada haz 1139	Salida haz 1598		
52	Empaque-carcasa	-		Lado-Tubos	kg/(m s ²) Flat Metal Jacket Fibe		
53	Cabezal flotante	-					
54	Requerimientos		ASME Code Sec VIII Div 1		Clase TEMA R - refinerv service		
55	Peso/Carcasa	1220.5		Lleno de agua 1607.8	Haz/atado 576.9		
56	Comentarios				kg		
57							
58							

Figura 9: Hoja de especificación 2

11.5.3 Aislamiento de los intercambiadores

Por último, se tendrá que aislar los intercambiadores por medida de seguridad para los operarios de la planta y para no tener tantas pérdidas de calor, este aislamiento va en función de la temperatura más alta de la carcasa, y aplicaremos un rango de temperaturas las cuales no pondremos aislante, más de 40 °C se instalara aislante, menor de 40 grados se dejara sin aislar el intercambiador.

Entonces el cálculo del ΔT será el siguiente:

$$\Delta T = (T_c - 40^{\circ}C) \quad (96)$$

Y con la siguiente formula se ha extraído los espesores tomando como aislante lana de roca, la cual tiene una conductividad térmica (k) de 0,034 W/m²*°C:

$$q = \frac{\Delta T}{\frac{\Delta x}{k}} \quad (97)$$

Donde:

q es el calor de intercambio que especifica en la hoja de los intercambiadores

Δx es el espesor del aislante

Tabla 11.9.4.1: Calculo del espesor de los intercambiadores

Intercambiador	T (°C)	Espesor (mm)
I-01	80,07	18,796594
I-02	43,3	4,30186
I-03	125,8	36,82336
I-04	64,3	12,58006
I-05	87	21,5284
I-06	80	18,769
I-07	250	85,783
I-08	250	85,783
I-09	120,13	34,588246
I-10	40	3,001
I-11	60	10,885
I-12	48	6,1546
I-13	35	-
I-14	67,49	13,837558
TD-301	63,86	12,406612
TD-501	41,63	3,643546
TD-502	30,64	-
TD-503	49,2	6,62764
TD-504	82,3	19,67566
RTD-301	90,16	22,774072
RTD-501	79,34	18,508828
RTD-502	64,26	12,564292

RTD-503	76,16	17,255272
RTD-504	100,5	26,8501

11.6 Tuberías del proceso

11.6.1 Cálculo del diámetro interior de la tubería.

Para hacer el cálculo del diámetro interior se utilizará la siguiente ecuación, la cual relaciona las propiedades del fluido que circula por el interior de la tubería, como son el caudal, y la velocidad.

$$D_{\text{interno}} = \sqrt{\frac{4 \times Q}{\pi \times v}} \quad (98)$$

Donde:

Q: caudal volumétrico del fluido que circula. (m³/s)

V: velocidad del fluido que circula. (m/s)

Para estimar el valor de velocidad a la cual circula el fluido se utilizarán los siguientes datos bibliográficos , en la tabla se especifican valores típicos de velocidades según el estado

físico del fluido y del tramo de tubería en el que se encuentre, un tramo de aspiración (anterior a una bomba) o de impulsión, (posterior a una bomba).

Tabla11.6.1. Valores típicos velocidades.

Tipo de fluido	Tramo de circulación	Velocidad (m/s)
Líquido no viscoso	Zona de aspiración	0,6-0,9
	zona de impulsión	1,5-2,5
Líquido viscoso	Zona de aspiración	0,06-0,25
	zona de impulsión	0,15-0,6
Gases	-	9--36
Vapores	-	9--23

Una vez se ha determinado el diámetro interno mediante la ecuación, se procederá a realizar el cálculo del diámetro nominal en pulgadas, para ello se utilizara la siguiente tabla, donde mediante la relación del diámetro externo y el espesor de pared se encontrará el diámetro interno que mejor se ajuste al calculado con la ecuación, y por tanto el diámetro nominal que le corresponda.

Tabla11.6.2. Diámetro nominal en (") según su diámetro interno.

Nominal pipe size	O.D. mm	Standard		Extra strong		Double extra strong	
		STD Wall	Wt	XS Wall	Wt	XXS Wall	Wt
1/8"	10,3	1,7	0,357	2,4	0,470		
1/4"	13,7	2,2	0,625	3,0	0,804		
3/8"	17,1	2,3	0,848	3,2	1,10		
1/2"	21,3	2,8	1,26	3,7	1,62	7,5	2,54
3/4"	26,7	2,9	1,68	3,9	2,19	7,8	3,63
1"	33,4	3,4	2,50	4,5	3,23	9,1	5,45
1.1/4"	42,2	3,6	3,38	4,9	4,46	9,7	7,75
1.1/2"	48,3	3,7	4,05	5,1	5,40	10,2	9,54
2"	60,3	3,9	5,43	5,5	7,47	11,1	13,4
2.1/2"	73	5,2	8,62	7,0	11,4	14	20,4
3"	88,9	5,5	11,3	7,6	15,3	15,2	27,7
3.1/2"	101,6	5,7	13,6	8,1	18,6	16,2	34
4"	114,3	6	16,1	8,6	22,3	17,1	41,1
5"	141,3	6,6	21,8	9,5	30,9	19	57,4
6"	168,3	7,1	28,2	11,0	42,5	21,9	79,1
8"	219,1	8,2	42,5	12,7	64,6	22,2	108
10"	273	9,3	60,2	12,7	81,5	25,4	155
12"	323,9	9,5	73,8	12,7	97,4	25,4	187
14"	355,6	9,5	81,2	12,7	107		
16"	406,4	9,5	93,1	12,7	123		
18"	457,2	9,5	105	12,7	139		
20"	508	9,5	117	12,7	155		
22"	558,8	9,5	129	12,7	171		
24"	609,6	9,5	141	12,7	187		
26"	660,4	9,5	153	12,7	203		
28"	711,2	9,5	165	12,7	219		
30"	762	9,5	176	12,7	234		
32"	812,8	9,5	188	12,7	250		
34"	863,6	9,5	200	12,7	266		
36"	914,4	9,5	212	12,7	282		

Una vez se ha determinado cual será el diámetro interno real de tubería, se vuelve a calcular la velocidad mediante la ecuación, para saber el valor de la velocidad real.

11.6.2 Cálculo del diámetro externo de la tubería.

Para realizar el cálculo del diámetro exterior de pared de la tubería se utilizará la ecuación:

$$t_m = \frac{P \cdot D}{2 \cdot (S \cdot E + P \cdot Y)} + C \quad (99)$$

Donde:

P: Presión de diseño en el interior de la tubería (psi).

D: diámetro exterior de la tubería (in).

C: Suma de las tolerancias por corrosión y erosión, (0.125 in cuando no se especifican tolerancias).

S: Esfuerzo de diseño máximo (psi).

E: Eficacia de la soldadura (0.85).

Y: Coeficiente (0.4).

tm : Espesor mínimo requerido (in).

Los valores de los coeficientes utilizados en la ecuación se han encontrado en el código ASME.

El valor de la presión de diseño se ha calculado utilizando:

$$P_{\text{diseño}} = \text{máx}(1,2 * P_{\text{trabajo}} + 2 * P_{\text{trabajo}}) \quad (100)$$

Una vez realizado el cálculo, se ha observado que con el valor estándar de pared es suficiente para cumplir el espesor mínimo requerido, por lo tanto todas las tuberías del proceso poseen una pared estándar.

11.6.3 . Cálculo de las bombas del proceso.

Para realizar el cálculo de las bombas se tendrá en cuenta varios factores, como la longitud de tubería que debe realizar el fluido, la pérdida de carga producida y la carga que tendrá que superar el sistema, con esto se podrá decir si realmente es necesaria la bomba ,y en caso de serlo, especificar sus características.

Cálculo de las pérdidas totales:

Para determinar las pérdidas de carga que se producen a lo largo de la tubería se tendrán en cuenta tres contribuciones:

- Pérdidas de energía mecánica debido a los tramos rectos.
- Pérdidas de energía mecánica debido a los accesorios.
- Pérdidas de energía mecánica debido a los equipos.

Para calcular las pérdidas de carga en los tramos rectos se seguirá el siguiente procedimiento:

Cálculo de Reynolds:

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D_{in}}{\mu} \quad (101)$$

Donde:

ρ : Densidad del fluido (kg/m^3).

V: velocidad del fluido (m/s).

D_{in} : Diámetro interno de la tubería (m).

μ : Viscosidad del fluido ($\text{kg/m}\cdot\text{s}$).

se escoge un valor de rugosidad (ϵ) para la tubería, en este caso se escoge un valor estándar para el acero inoxidable será de 4.6×10^{-5} , a partir del valor de Reynolds y la rugosidad se puede establecer el valor del factor de fricción (f), utilizando el diagrama de Moody.

FRICCIÓN FACTOR AS A FUNCTION OF REYNOLDS NUMBER WITH RELATIVE ROUGHNESS AS A PARAMETER

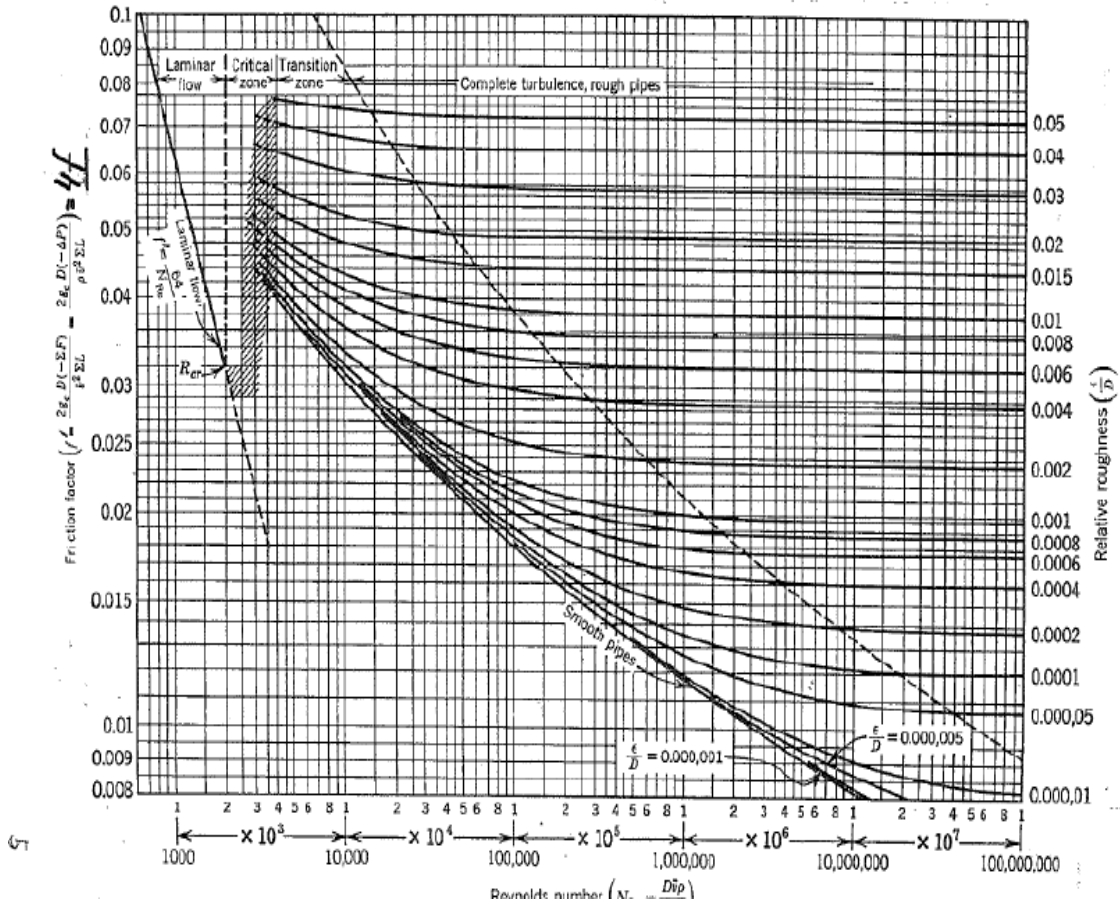


Figura11.6.3.1.... Diagrama de Moody.

Una vez que se obtiene el valor de f (factor de fricción), se procederá a calcular las pérdidas producidas en los tramos rectos y los accidentes:

$$ev_{\text{tramos rectos}} = 2 \cdot f \cdot v^2 \cdot \frac{L}{D} \quad (102)$$

$$ev_{\text{accidentes}} = 0.15 \cdot ev_{\text{tramos rectos}} \quad (103)$$

Donde:

f : factor de fricción.

V : velocidad del fluido (m/s).

L : Longitud de la tubería (m).

D : Diámetro interno de la tubería (m).

$ev_{\text{tramos rectos}}$: Pérdidas de energía por fricción en los tramos rectos (m^2/s^2).

$ev_{\text{accidentes}}$: Pérdidas de energía por fricción en los accidentes (m^2/s^2).

Como se puede observar, se ha hecho una aproximación al valor de las pérdidas de energía por fricción en los accidentes, y se ha considerado que es un 15% el valor de las pérdidas de energía por fricción en los tramos rectos, ya que no se conoce exactamente el valor de la contribución de los accidentes que aparecen en la tubería.

Por último se calculará la contribución de las pérdidas por fricción producidas por los equipos que puedan aparecer en la línea de proceso, el cálculo se realiza mediante la siguiente expresión:

$$ev_{\text{equipos}} = \frac{\Delta P}{\rho} \quad (104)$$

Donde:

ΔP : Pérdida de carga del equipo (Pa).

ρ : Es la densidad del fluido que circula por la tubería (kg/m^3).

Una vez se han determinada las tres contribuciones, se puede determinar cuál es el valor total:

$$ev_{\text{total}} = ev_{\text{tramos rectos}} + ev_{\text{accidentes}} + ev_{\text{equipos}} \quad (105)$$

Este procedimiento se debe realizar tanto para el tramo de impulsión como para el de aspiración, ya que estos suelen tener velocidades distintas, una vez hecho esto se sumaran ambos valores.

Cálculo de la potencia (W) del sistema:

Para calcular la carga del sistema se utilizara la siguiente ecuación, obtenida tras hacer el balance entre dos puntos del sistema:

$$\widehat{W} = \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + g * (Z_2 - Z_1) + \frac{1}{2} \cdot \left(\frac{v_2^2}{\alpha} - \frac{v_1^2}{\alpha} \right) + ev_{\text{total}} \quad (106)$$

$$W = \widehat{W} \cdot Q \cdot \rho \quad (107)$$

Donde:

P_2 : Presión en el punto 2 (Pa).

P_1 : Presión en el punto 1 (Pa).

Z_2 : Altura en el punto 2 (m).

Z_1 : Altura en el punto 1 (m).

V_2 : velocidad en el punto 2 (m/s).

V_1 : velocidad en el punto 1 (m/s).

g : Gravedad 9.81 (m/s²)

α : 1 para Re >2100

ρ : Densidad del fluido (kg/m³).

\widehat{W} : Trabajo másico (J/kg).

Q : Caudal volumétrico (m³/s).

Con la siguiente ecuación se calculará la carga total del sistema:

$$h = h_{asp} - h_{imp} \quad (108)$$

$$h = \frac{\widehat{W}}{g} \quad (109)$$

donde :

h : es la carga total del sistema (m).

11.7 Columnas de destilación a presión

Usamos la destilación como operación básica de separación para separar dos o más componentes de una mezcla. En el proceso en cuestión es empleada mayormente en las etapas de purificación del producto aunque también previamente para la purificación del FM, junto con el agua uno de los reactivos necesarios para la formación de ácido fórmico, compuesto también formado a lo largo del proceso.

Para llevar a cabo el diseño de las columnas se ha seguido un único procedimiento que consiste en una primera aproximación mediante el método Short-Cut, y a partir de los resultados obtenidos, se ha procedido a realizar una segunda simulación empleando el método riguroso. Para llevar a cabo ambas simulaciones se ha empleado el software Aspen Hysys v 8.3.

A continuación se procede a explicar los pasos seguidos para realizar la simulación en Aspen Hysys.

11.8 Simulación mediante Aspen Hysys

Se ha tomado como ejemplo la columna TD-301 pero el procedimiento a seguir para todas las columnas es al mismo.

Para la realización de la simulación mediante el método Short-Cut en primer lugar se han elegido los componentes clave, se ha supuesto su composición una vez realizada la operación y se ha escogido la presión de trabajo tal y como se puede observar en la siguiente figura .

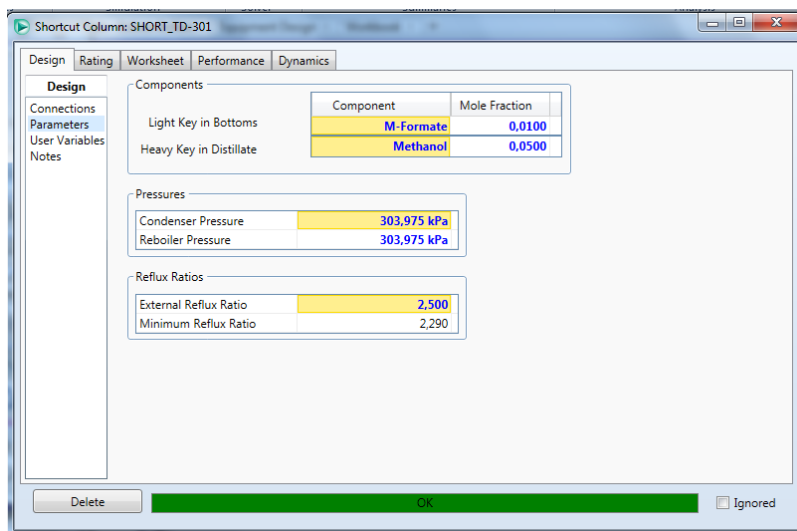


Ilustración 1

Una vez realizado esto el programa ejecuta la simulación y los resultados obtenidos para el equipo son los que se presentan en la 11.8.1

Tabla 21.8.1

SHORT-CUT	
Etapas	
Nº mínimo etapas	9,241
Nº etapas	24,388
Plato del alimento	10,103
Temperaturas	
Condensador [°C]	64,345
Reboiler [°C]	90,267
Caudales	
Vapor rectificación [kgmole/h]	1059,879
Líquido rectificación [kgmole/h]	757,056
Vapor stripping [kgmole/h]	1059,879
Líquido stripping [kgmole/h]	1707,015
Calor Condensador [kJ/h]	-28123427,184
Calor Reboiler [kJ/h]	33042542,087

A partir de los resultados obtenidos con ésta primera simulación, se ha llevado a cabo la simulación al detalle de la columna mediante la simulación con el método riguroso.

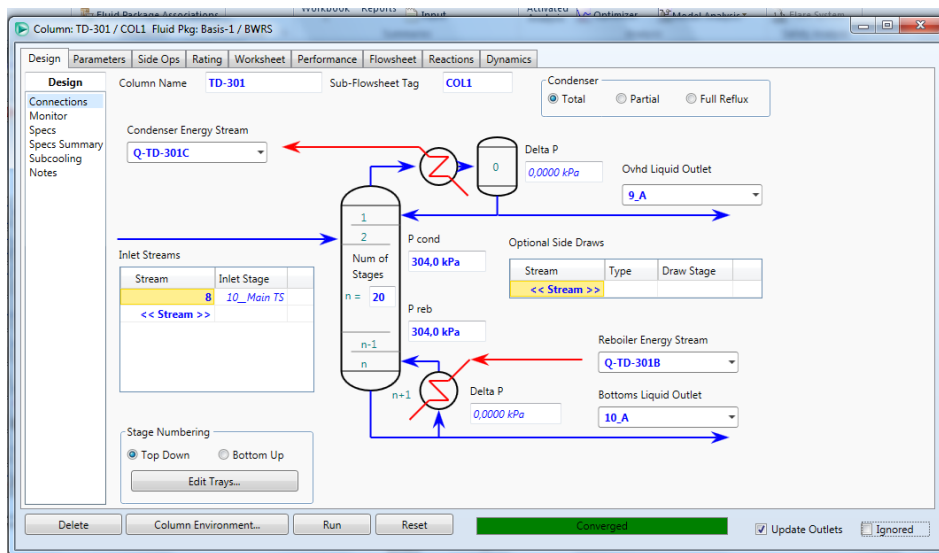


Ilustración 2. Pantalla inicial de la simulación dónde se puede apreciar el número de etapas y el plato del alimento.

Los resultados se presentan en las tablas 11.8.2.

Tabla 11.8.2.3

Propiedades	Entrada	Destilado	Residuo
Vapor	0,00	0,00	0,00
Temperatura [°C]	40,00	63,86	87,10
Presión [kPa]	303,97	303,97	303,97
Caudal Molar [kgmole/h]	951,39	300,05	651,35
Caudal Másico [kg/h]	40689,00	17838,84	22850,16
Caudal Volumétrico [m3/h]	45,55	18,23	27,32
Entalpia Molar [kJ/kgmole]	-295306,90	-370965,84	-253340,68
Entropia Molar [kJ/kgmole-C]	63,23	62,41	80,33
Caudal energético [kJ/h]	-280953402,73	-111307217,42	-165012832,90

Tabla 11.8.2.3

COMPOSICIONES			
Componente	Entrada	Destilado	Residuo
Metanol	0,60	0,02	0,87
Formiato de Metilo	0,37	0,98	0,09
CO	0,00	0,00	0,00
H2O	0,00	0,00	0,00
Ácido Fórmico	0,03	0,00	0,05

11.9 Diseño interno de la columna

Una vez la columna ha sido simulada con el método riguroso, se ha empleado la herramienta “equipment design”, la cual nos permite con el mismo simulador realizar el diseño interno de la columna en cuestión.

Empleando el complemento mencionado anteriormente seleccionamos la columna deseada y realizamos el “tray sizing”.

Para llevarlo a cabo, se debe escoger en primer lugar el tipo de columna, de platos o empacada, el tipo, material y medida del relleno, y el número de secciones que va a tener en caso de ser empacada.

Los resultados obtenidos con dicha herramienta se presentan a continuación en las tablas 11.9.1 y serán comentados posteriormente.

Tabla 11.9.1 4

TRAY SIZING	
Factores de diseño interno	Packed
Tipo relleno	Jaeger TriPacks - Plastic 3&1_2_Inch
Correlación de inundación	Wallis
Correlación HETP	Frank
Est. Nº Piezas de relleno	43684,582
Est. Peso del relleno [kg]	1340,176
Est. Coste del relleno (US\$)	4407,117

Tabla 11.9.2

Geometría de columna	
Diámetro de sección [m]	1,676
Área superficial [m ²]	2,207
Altura de sección [m]	11,677

Tabla 11.9.3

Resultados hidráulicos	
% Max inundación	73,163
Caída Presión [kPa]	3,854
DP por metro[kPa/m]	0,330
Velocidad inundación gas [m ³ /h-m ²]	6094,987
Velocidad inundación gas [m/s]	1,693

El diseño interno de una columna de destilación es de vital importancia para su correcto funcionamiento y operación.

Se ha elegido usar un tipo de columna empacada por diversas razones, en primer lugar porque se trabaja bajo condiciones corrosivas, además se ha de hacer notar que tienen una pérdida de carga sustancialmente menor respecto a las columnas de platos. Aunque no es muy normal operar con columnas de relleno tan grandes, los posibles problemas de mala distribución del líquido por el interior de la columna se han solventado con la incorporación de redistribuidores de líquido además de otros componentes básicos que son expuestos a continuación.

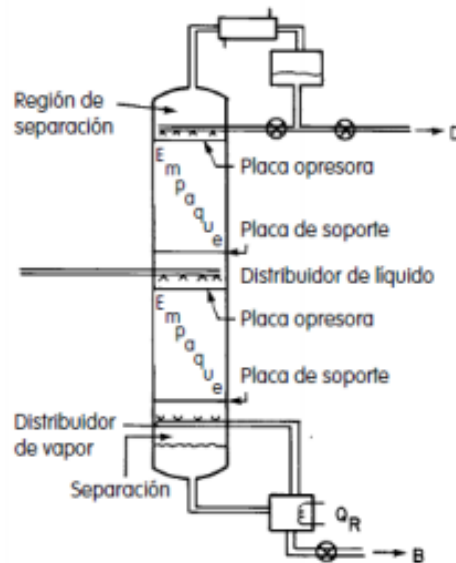


Ilustración 3: Esquema interno básico de una columna de destilación empacada con sus correspondientes componentes.

11.9.2 Selección del tipo de empaque

Se ha optado por un empaque desordenado de tipo Jaeger – Trickpacks , que como se muestra en la tabla 11.9.2.1 presentada a continuación corresponde en equivalencia a los conocidos Pall rings, comúnmente usados en la industria por su mayor rigidez y resistencia al ablandamiento. Nos hemos decantado por usar Kynar como material ya que de los plásticos, es el que presenta una mayor resistencia a elevadas temperaturas, además de ser altamente inerte químicamente.

11.9.2.1

Norton	Koch	Glittsch	Jaeger	Raushert
Intalox saddles (m,c,p)	Flexisaddle (m)		Novalox saddles (m)	
Super Intalox saddles (c,p)	Flexisaddle (p)	Ballast saddles (p)	Novalox saddles (p)	
Pall rings (m,p)	Flexining (m)	Ballast ring (m)	Pall rings (m,p,c) (1)	Pall rings (m,p,c) (1)
Hy pack (m)	K-Pack (m)	Ballast plus (m)		

Leyenda: m: metal; p: plástico; c: cerámica

NOTA:

1. El desempeño de los anillos Pall de cerámica es inferior a sillas Intalox de cerámica.



Ilustración 4

11.9.3 Distribuidor de líquido

Es necesario en cualquier columna tener una buena distribución del líquido con tal de que la separación se produzca correctamente y haya la mayor superficie de contacto posible entre ambas fases. Por ello es necesario el uso de un distribuidor de líquido que se situara en la parte superior de la columna. Se encargará de repartir el líquido uniformemente por toda la superficie, evitando así que el líquido se desplace hacia las paredes perdiendo área de transferencia.

Se ha optado por un distribuidor de líquido tipo túnel de orificios, usado habitualmente en torres con un diámetro superior a 1200 mm. Éste tipo de distribuidores son capaces de manejar grandes cantidades de líquido y proporcionan una mayor área abierta para el flujo de vapor.

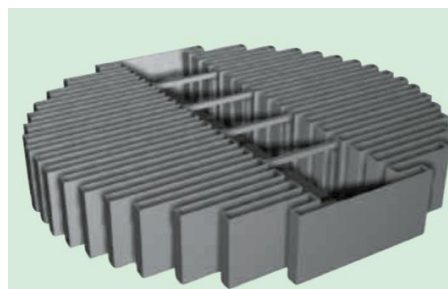


Ilustración 5 Distribuidor de líquido VK de la empresa Sulzer elegido para las torres.

11.9.4 Soporte para el empaque

Únicamente se necesita uno al fondo de la columna ya que parte del empaque estará soportada también por redistribuidores de líquido colocados entre secciones.

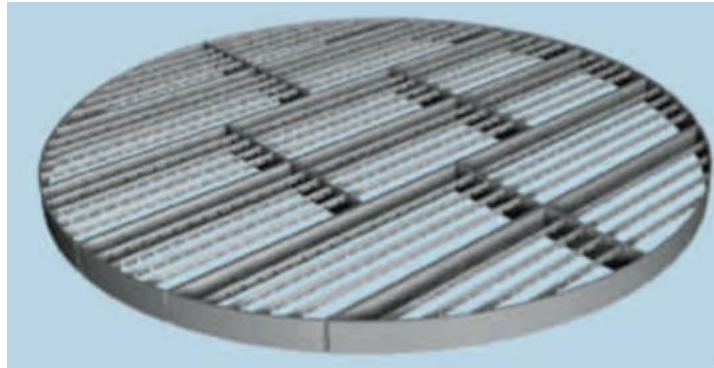


Ilustración 6 Soporte para el relleno de la columna TE de la casa Sulzer empleado.

11.9.5 Redistribuidores de líquido

Como se ha comentado anteriormente el que las columnas sean tan grandes puede ocasionar problemas de eficiencia en la operación debido a que en columnas de gran diámetro el líquido tiende a pegarse a las paredes del equipo. Para evitar este inconveniente se han colocado redistribuidores de líquido que a su vez actúan de soporte para el relleno.

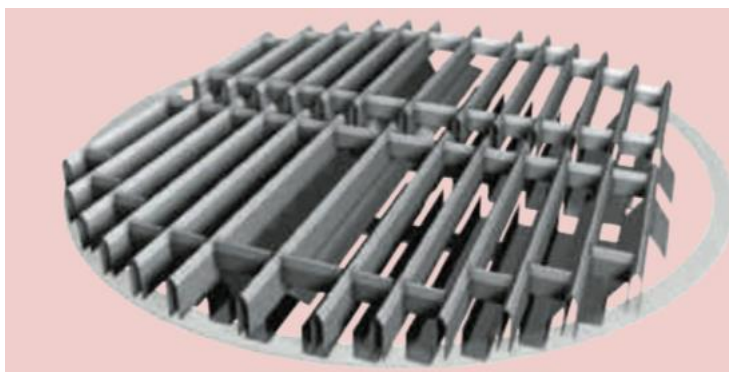


Ilustración 7 Colector para líquido SLT de la casa Sulzer.

11.9.6 Inyector de líquido

Se encarga de entrar el alimento de forma líquida en la columna. Se ha elegido un inyector tipo LV(2) intlet, apto específicamente para columnas con un diámetro grande, y para alimentos 100% líquidos.

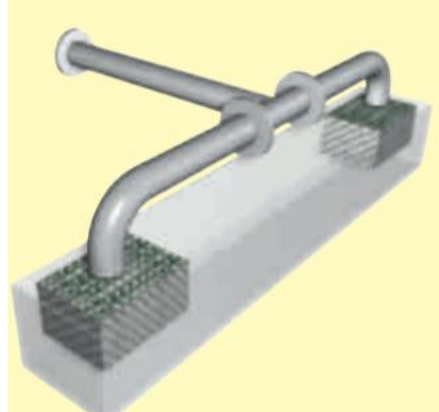


Ilustración 8 Inyector de líquido LV(2) de la casa Sulzer usado.

11.10 Diseño mecánico de la columna

Para realizar el diseño mecánico de las columnas de destilación se ha empleado el código ASME para el diseño de equipos a presión.

Se ha decidido emplear acero AISI 304L como material principal de la carcasa aunque se realizará un recubrimiento interior con teflón para evitar los posibles problemas de corrosión.

La metodología empleada para el cálculo de los diferentes gruesos del cuerpo y tapas del equipo se especifican a continuación.

En primer lugar para el cálculo del grueso de la carcasa y los fondos se han usado las ecuaciones presentadas en la tabla 8 y se han calculado también la presión y la temperatura de diseño mediante las ecuaciones 110 Y 111 respectivamente.

Tabla 5

Grueso parte cilíndrica	Grueso fondo toriesférico
$t = \frac{P \cdot R}{0.385 \cdot S \cdot E - 0,6 \cdot P} + C_1$ <p style="text-align: right;">(110)</p>	$t = \frac{M \cdot P \cdot L}{2 \cdot E \cdot S - 0,2 \cdot P} + C_1$ <p style="text-align: right;">(111)</p>

$$P = Pop + \text{Peso líquido} * g + (Pop + \text{Peso líquido} * g) * 0.15 \quad (\text{Psi})$$

Dónde:

P=presión de diseño (psi).

R=radio interno (inch).

S=esfuerzo máximo del material (psi).

E=coeficiente de soldadura.

C1=tolerancia a la corrosión del material.

L= longitud total (m)

M=relación longitud y radio interno de los fondos

G=9,8(m²/s)

En las tablas 9 que se muestran a continuación se pueden apreciar los valores obtenidos para el cálculo de los distintos espesores de la columna TD-301. Para el diseño mecánico de las demás columnas de destilación se ha seguido el mismo procedimiento.

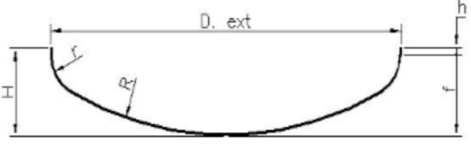
Tabla 6

DISEÑO MECÁNICO			
GRUESO DEL CUERPO CILÍNDRICO		GRUESO DE LAS TAPAS TORIESFÉRICAS	
AISI 304L			
t [F]	117,08	Presión diseño [psi]	69,07637351
Presión de diseño [psi]	69,07637351	Radio interior [inch]	33,00001782
Radio interior [inch]	33,00001782	C1 [inch]	0,05
C1 [inch]	0,05	S [psi]	15700
S [psi]	15700	E	1
E	0,85	L [inch]	65,999868
t [inch]	0,221346809	t [inch]	0,273694234
t [m]	0,0056	t [m]	0,006951847
t sobredimensionado [m]	0,006	t sobredimensionado[m]	0,007
M factor		1,54	

Ahora con los gruesos del cuerpo y de las tapas se puede proceder al dimensionamiento del equipo.

En primer lugar se calculan las medidas de los fondos toriesféricos mediante la aplicación web de CAISA Metal Solutions.

Se adjunta la imagen siguiente correspondiente al fondo en cuestión. Los valores del diámetro exterior y el espesor se muestran respectivamente en las tablas 10 y 11

Calculadora de fondos KLOPPER		
Diametro exterior (mm)	1690	
Espesor (mm)	7	
 <p>fondo Toriesferico Tipo KLOPPER</p>		
Diametro disco (mm)	1920	<input type="button" value="Calcular"/>
R (mm)	1690	
r (mm)	169	
h (mm) >=	24.5	
f (mm)	324	
H (mm)	356	
V (sin h) (litros)	470.8	
Peso (h minima) (kg)	162	

Con los valores obtenidos con la calculadora de fondos y mediante una simple suma sacamos la altura total de la columna.

$$Altura\ total = Altura\ sección + 2 \cdot Altura\ del\ fondo$$

Tabla 7

Altura de la columna	
Altura de sección [m]	11,677
Altura fondos (x2) [m]	0,357
Altura total [m]	12,39051645

Una vez calculada la altura total de la columna se puede proceder al cálculo del volumen total de la columna mediante la 112

$$V_{columna} = V_{cilindro} + 2 \cdot V_{fondo} \quad (112)$$

Tabla 8

V toriesférico (x2)[m3]	0,47
V cilindro [m3]	26,20487818
V columna [m3]	27,14487818

Finalmente se calculara el peso de la columna por partes y se realizará una suma posterior.

Las ecuaciones empleadas para los cálculos son las ya especificadas anteriormente en 110, dado que el diseño de equipos a presión se realiza del mismo modo.

Los resultados obtenidos para la columna TD-301 se presentan a continuación en las tablas 12

13

Tabla 9

Densidad fluido [kg/m3]	815,3
Densidad AISI 304L [kg/m3]	7930
Diámetro total (Di+t) [m]	1,69
Área cilindro [m2]	62,00
Área toriesférico [m2]	2,40
Peso cilindro [Kg]	3442,10
Peso toriesférico (x2) [Kg]	133,55
Peso carcasa [Kg]	3575,65

Peso relleno [Kg]	1340,17
Peso líquido [Kg]	11065,60
PESO TOTAL COLUMNA LLENA [Kg]	15981,44

La columna debe tener un soporte, se ha elegido un soporte tipo faldón, uno de los soportes más usados en la industria para recipientes verticales. La altura del faldón será de 2 metros y el grueso vendrá determinado por el grueso de soldadura con la base de la columna.

11.10.2 Cálculo del grueso de aislante

Como las columnas trabajan a temperaturas más elevadas que la temperatura ambiente es necesaria la instalación de aislante térmico con tal de no perder temperatura lo que conllevaría enormes pérdidas económicas teniendo en cuenta que las colas de las columnas trabajan en un rango de temperaturas de entre 100-60°C y en invierno en la zona se llega a temperaturas bajo 0.

Para llevar a cabo el aislamiento térmico se ha elegido el material a usar en función de la temperatura a la que se trabaja y el mayor salto térmico que se produce en el sistema.

En la siguiente tabla se muestran los diferentes tipos de materiales mas usados en el aislamiento térmico en función del salto térmico que soportan.

Tabla 10

Minerales	Plásticos
LANA DE VIDRIO Con encolado, 250 °C Sin encolado, 500 °C	POLIESTIRENO Expandido, 70 °C Extrusionado, 85 °C
LANA DE ROCA Hasta 750 °C	POLIURETANO 100 °C
FIBRA CERAMICA Hasta 1.500 °C	

Se ha decidido emplear lana de roca mineral por su gran capacidad de aislamiento, su precio económico y su enorme capacidad de adaptación a las superficies.

Para el cálculo del espesor requerido para que el aislamiento sea el correcto se ha empleado el programa de cálculo Insulan, programa desarrollado por el propio suministrador, la empresa CALORCOL.SA.

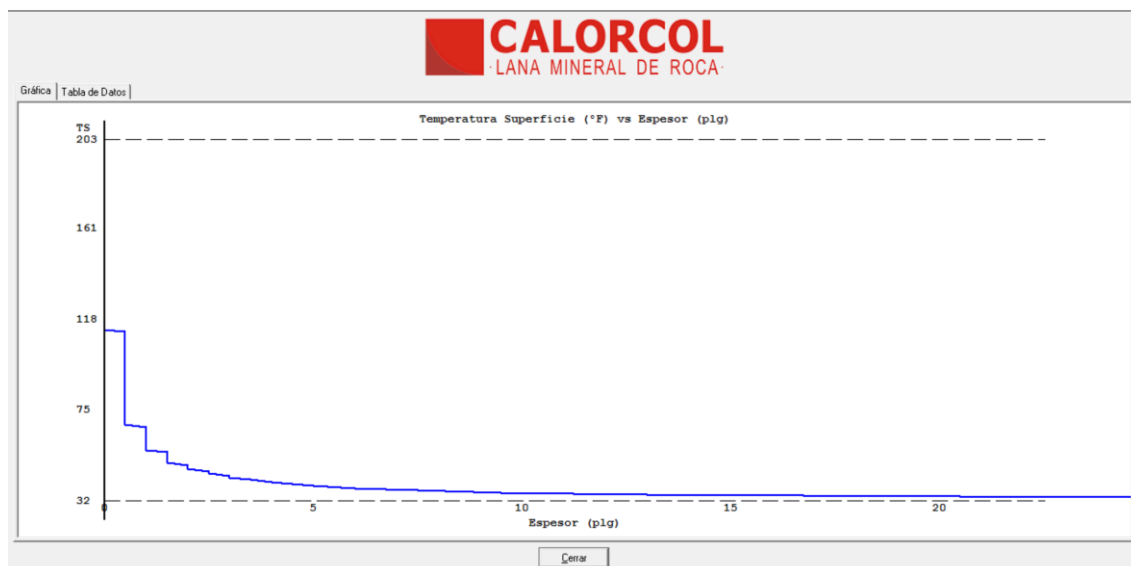


Ilustración 9

Para realizar el aislamiento térmico pues se usarán mantas térmicas de 100Kg/m^3 , y posteriormente se realizará un recubrimiento de éstas con Arma Flex para dar forma y mantener las mantas aislados de las inclemencias externas. El espesor mínimo del aislamiento en el caso de la columna TD-301 será de 4,5”.

Éstos son todos los pasos que se han seguido para realizar el diseño de las diferentes columnas de destilación a presión. A continuación se muestran unas tablas resumen con los valores obtenidos en cada columna.

Dado que las condiciones de operación de las distintas columnas no son muy diferentes entre unas y otras se han usado para todas las columnas las mismas partes para su diseño interno.

11.11 Tablas de valores

En la página siguiente se muestran en las tablas XX-XX los valores obtenidos de los cálculos para todas las columnas del proceso.

11.11.2 Columna TD-501

Tabla 11 Propiedades de los corrientes de entrada y salida de la columna TD-501

Propiedades	Entrada	Destilado	Residuo
Fracción de Vapor	0,00	0,00	0,00
Temperatura [°C]	60,00	41,63	91,49
Presión [kPa]	101,32	101,32	101,32
Caudal Molar [kgmole/h]	1874,48	289,93	1584,55
Caudal Másico [kg/h]	47637,86	13362,32	34275,54
Caudal Volumétrico [m3/h]	47,09	14,49	32,60
Entalpia Molar [kJ/kgmole]	-304683,22	-314456,15	-299430,21
Entropia Molar [kJ/kgmole-C]	87,68	63,14	99,44
Caudal energético [kJ/h]	-571121471,71	-91169536,59	-474461720,46

Tabla 12 Composiciones molares para la columna TD-502

COMPOSICIONES			
Componente	Entrada	Destilado	Residuo
Metanol	7,3E-02	4,7E-01	5,3E-05
Formiato de Metilo	7,3E-02	4,7E-01	1,5E-07
CO	0,0E+00	0,0E+00	0,0E+00
H2O	7,4E-01	3,4E-04	8,7E-01
Ácido Fórmico	1,2E-01	5,9E-02	1,3E-01

Tabla 13 Resultados obtenidos para el diseño interno de la columna TD-502 a partir de la herramienta Equipment Design

TRAY SIZING	
Factores de diseño interno	Packed
Tipo relleno	Jaeger TriPacks - Plastic 3&1_2_Inch
Correlación de inundación	Wallis

Correlación HETP	Frank
Est. Nº Piezas de relleno	43856,61
Est. Peso del relleno [kg]	1345,45
Est. Coste del relleno (US\$)	4424,47

Geometría de columna	
Diámetro de sección [m]	1,52
Área superficial [m2]	1,82
Altura de sección [m]	14,18

Resultados hidráulicos	
% Max inundación	67,29
Caída Presión [kPa]	5,25
DP por metro[kPa/m]	0,37
Velocidad inundacion gas [m3/h-m2]	16597,79
Velocidad inundación gas [m/s]	4,61

11.11.3 Columna TD-502

Tabla 14 Propiedades de los corrientes de entrada y salida de la columna TD-502

Propiedades	Entrada	Destilado	Residuo
Vapor	0,00	0,00	0,00
Temperatura [°C]	41,19	30,67	56,33
Presión [kPa]	101,32	101,32	101,32
Caudal Molar [kgmole/h]	865,50	349,95	515,56
Caudal Másico [kg/h]	37235,43	20989,36	16246,07
Caudal Volumétrico [m3/h]	39,38	21,40	17,99
Entalpia Molar [kJ/kgmole]	-320927,47	-377450,45	-283212,33
Entropia Molar [kJ/kgmole-C]	73,04	49,44	82,07
Caudal energético [kJ/h]	-277763760,49	-132087066,93	-146012318,77

Tabla 15 Composiciones molares para la columna TD-502

COMPOSICIONES			
Componente	Entrada	Destilado	Residuo
Metanol	0,27	0,00	0,45
Formiato de Metilo	0,48	1,00	0,13
CO	0,00	0,00	0,00
H2O	0,22	0,00	0,36
Ácido Fórmico	0,03	0,00	0,06

Tabla 16 Resultados obtenidos para el diseño interno de la columna TD-502 a partir de la herramienta Equipment Design

TRAY SIZING	
Factores de diseño interno	Packed
Tipo relleno	Jaeger TriPacks - Plastic 3&1_2_Inch
Correlación de inundación	Wallis
Correlación HETP	Frank
Est. Nº Piezas de relleno	43856,606
Est. Peso del relleno [kg]	1345,453
Est. Coste del relleno (US\$)	4424,472

Geometría de columna	
Diámetro de sección [m]	1,524
Área superficial [m2]	1,824
Altura de sección [m]	14,184

Resultados hidráulicos	
% Max inundación	71,363
Caída Presión [kPa]	5,711
DP por metro[kPa/m]	0,403

Velocidad inundacion gas [m3/h-m2]	12439,618
Velocidad inundación gas [m/s]	3,455

11.11.4 Columna TD-503

Tabla 17 Propiedades de los corrientes de entrada y salida de la columna TD-503

Propiedades	Entrada	Destilado	Residuo
Vapor	0,00	0,00	0,00
Temperatura [°C]	56,33	49,19	80,53
Presión [kPa]	101,32	101,32	101,32
Caudal Molar [kgmole/h]	515,56	289,99	225,57
Caudal Másico [kg/h]	16246,07	11225,33	5020,74
Caudal Volumétrico [m3/h]	17,99	13,05	4,94
Entalpia Molar [kJ/kgmole]	-283211,58	-273067,45	-295214,69
Entropia Molar [kJ/kgmole-C]	82,07	67,71	97,09
Caudal energético [kJ/h]	-146011930,30	-79186635,89	-66591131,36

Tabla 18 Composiciones molares para la columna TD-502

COMPOSICIONES			
Componente	Entrada	Destilado	Residuo
Metanol	0,448600684	0,743022503	7,01E-02
Formiato de Metilo	0,133328909	0,237038728	2,78E-07
CO	0	0	0
H2O	0,360968772	8,95E-03	0,813523653
Ácido Fórmico	5,71E-02	1,10E-02	0,116382047

Tabla 19 Valores y parámetros obtenidos mediante Aspen Hysys para la columna TD-503

TRAY SIZING	
Factores de diseño interno	Packed

Tipo relleno	Jaeger TriPacks - Plastic 3&1_2_Inch
Correlación de inundación	Wallis
Correlación HETP	Frank
Est. Nº Piezas de relleno	10500,307
Est. Peso del relleno [kg]	322,133
Est. Coste del relleno (US\$)	1059,323

Geometría de columna	
Diámetro de sección [m]	1,219
Área superficial [m2]	1,167
Altura de sección [m]	5,306

Resultados hidráulicos	
% Max inundación	63,043
Caída Presión [kPa]	1,353
DP por metro[kPa/m]	0,255
Velocidad inundacion gas [m3/h-m2]	16299,360
Velocidad inundación gas [m/s]	4,528

11.11.5 Columna TD-504

Tabla 20 Propiedades de los corrientes para la columna TD-504

Propiedades	Entrada	Destilado	Residuo
Vapor	0,00	0,00	0,00
Temperatura [°C]	30,00	81,65	100,52
Presión [kPa]	101,32	50,66	50,66
Caudal Molar [kgmole/h]	562,60	250,00	312,60
Caudal Másico [kg/h]	47978,90	10527,72	37451,18
Caudal Volumétrico [m3/h]	53,51	8,74	44,77
Entalpia Molar [kJ/kgmole]	-402351,64	-381462,97	-395518,15
Entropía Molar [kJ/kgmole-C]	118,63	82,78	243,95
Caudal energético [kJ/h]	-226362773,48	-95366024,97	-123638424,04

Tabla 21 Composiciones molares obtenidas en la columna TD-504

COMPOSICIONES			
Componente	Entrada	Destilado	Residuo
Ácido Fórmico	0,41	0,85	0,05
1-Octanol	0,50	0,00	0,89
H2O	0,09	0,15	0,05

Tabla 22 Valores obtenidos para el diseño interno de la columna TD-504

TRAY SIZING	
Factores de diseño interno	Packed
Tipo relleno	Jaeger TriPacks - Plastic 3&1_2_Inch
Correlación de inundación	Wallis
Correlación HETP	Frank
Est. Nº Piezas de relleno	10921,14548
Est. Peso del relleno [kg]	335,0439913
Est. Coste del relleno (US\$)	1101,779279

Geometría de columna	
Diámetro de sección [m]	1,6764
Área superficial [m2]	2,207217779
Altura de sección [m]	2,919129114

Resultados hidráulicos	
% Max inundación	68,53963052
Caída Presión [kPa]	0,938113392
DP por metro[kPa/m]	0,321367557
Velocidad inundacion gas [m3/h-m2]	14026,00463
Velocidad inundación gas [m/s]	3,896112396



12 SEPARADORES GAS-LÍQUIDO

12.5 Introducción

Los separadores bifásicos son equipos verticales u horizontales que separan un único corriente de entrada bifásico en dos corrientes de salida monofásicos. Uno líquido y otro vapor.

El equipo es un tanque comúnmente de cabezales toriesféricos o elipsoidales.

Éste tipo de separadores de líquidos están constituidos por 4 partes principales:

- **Sección de separación primaria**

La separación en éste área se realiza mediante un cambio de dirección del flujo.

Éste cambio se efectúa mediante la entrada tangencial del fluido al separador o mediante la instalación de placas desviadoras a la entrada.

- **Sección de separación secundaria**

En esta sección se da lugar la mayor parte de la separación de las gotas del líquido de la corriente de gas. El efecto de la gravedad es uno de los principales factores de la separación con lo cual la longitud del equipo es un parámetro clave.

- **Sección de extracción de niebla**

Esta zona situada en la parte superior de la columna, próxima a la salida de gas, es la encargada de separar las pequeñas partículas de líquido que se ven arrastradas por el gas. Esta separación se da lugar mediante la acción del efecto de choque y a la vez por la fuerza centrífuga. A partir de estos mecanismos las gotas colectan acumulándose sobre una superficie dónde posteriormente caen al fondo.

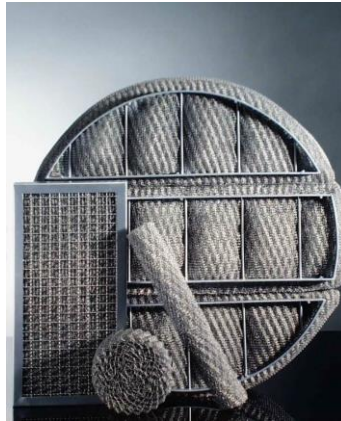


Ilustración 10 Ejemplo tipo Demister

- **Sección de almacenamiento de líquido**

Se trata de la parte inferior de la columna dónde las gotas del fluido van cayendo y acumulándose. Tal parte debe de tener el volumen necesario con tal de sobrellevar los posibles baches que se den a lo largo de la operación en continuo.

En la imagen **XX** se muestra un esquema tipo de los separadores usados a lo largo del proceso.

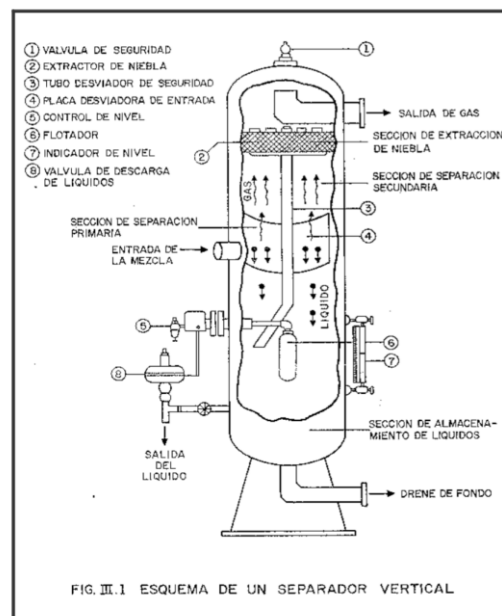


Ilustración 11

A continuación se procede a la explicación del procedimiento seguido para el dimensionado de los separadores S-301 y S-501. Ambos separadores se han diseñado siguiendo la misma

metodología de modo que a continuación se procederá a la explicación tomando como ejemplo el separador S-301

12.6 Simulación mediante Aspen Hysys

Para llevar a cabo el diseño de los separadores se ha empleado el simulador Aspen Hysys v8.3. En primer lugar se seleccionó la herramienta para la simulación del separador, que en el simulador aparece con el nombre de *Separator*. Posteriormente, después de crear el corriente con sus correspondientes propiedades y composiciones se une al separador y se obtienen los valores de la simulación que ha realizado el programa.

A continuación en las imágenes **XX-XX** se presentan unas capturas de pantalla de la simulación con las ventanas principales.

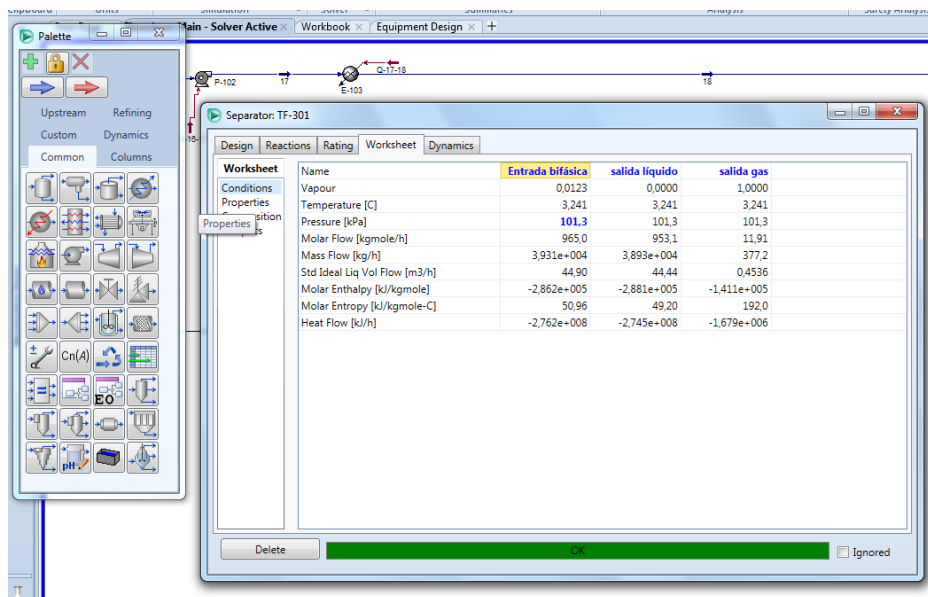


Ilustración12. Imagen de pantalla del programa Aspen Hysys.

12.7 Dimensionado del separador



Una vez obtenidas las composiciones y caudales de los corrientes de salida se puede llevar a cabo el diseño mecánico del separador. Tal diseño se ha realizado con el mismo simulador Aspen Hysys, mediante la herramienta *Vessel Sizing*.

Dicha herramienta nos permite conocer directamente todos los parámetros necesarios para el dimensionado de la columna, así como la elección del material de la carcasa.

En ambos casos se ha decidido realizar ambos separadores con acero AISI-304L, con un recubrimiento interior de teflón con tal de aislar el equipo de la corrosión.

A continuación se presenta en la **tabla XX** resumen con las principales características de ambos separadores.

Tabla 23 Valores obtenidos mediante la herramienta Vessel sizing para S-301 mediante Aspen Hysys

Tabla 24 Dimensionado y características principales del equipo

S-301	
Diámetro [m]	1,37
Longitud total [m]	4,80
L/D Ratio	3,00
Velocidad máxima del gas [m/s]	0,53
Grosor Deminster [mm]	300,00
Tiempo residencia líquido [min]	5,00
Altura de la entrada de líquido [m]	2,70
Tipo de material	SS 304

Tabla 25 Valores obtenidos mediante la herramienta Vessel sizing para S-501 mediante Aspen Hysys

S-501	
Diámetro [m]	1,70
Longitud total [m]	5,50
L/D Ratio	3,00

Velocidad máxima del gas [m/s]	2,00
Grosor Deminster [mm]	300,00
Tiempo residencia [min]	5,00
Altura de la salida de líquido [m]	2,60
Tipo de material	SS 304

12.8 Cálculo del grueso de aislante

El grueso del aislante térmico requerido ha sido calculado mediante la aplicación anteriormente comentada Insulan de la empresa CALORCOL, y el material elegido al igual que en las demás columnas de separación es la lana de roca mineral.

Tabla 26 Valores obtenidos con el programa Insulan y las características del aislante.

AISLANTE	LANA DE ROCA
DENSIDAD (KG/M3)	100
K MATERIAL (W/K·M)	0,034
T INTERIOR (°C)	90,4
T SUP AISLANTE (°C)	0
T AMBIENTE (°C)	25
SUP EXTERIOR	PVC
SUP INTERIOR	AISI 304L
GROSOR REQUERIDO (MM)	5

13 EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO

13.5 Introducción

La extracción o separación líquido-líquido se trata de un proceso químico que se aprovecha de la diferencia de solubilidades entre componentes formando mezclas inmiscibles o parcialmente miscibles que sí pueden ser tratadas y separadas posteriormente.

El proceso para la obtención de ácido fórmico al 90% de pureza requiere de una extracción o de una destilación extractiva con tal de poder alcanzar la pureza requerida debido a que el ácido fórmico y el agua forman un azeótropo a una concentración del 77%. Con tal de poder superar tal oposición se ha realizado la extracción con 1-octanol.

Se ha decidido emplear tal compuesto debido a su buen poder extractante y su elevado punto de ebullición que permitirá posteriormente realizar una destilación para separar finalmente el ácido fórmico que haya sido extraído y el extractante que será posteriormente recirculado.

Se ha realizado la extracción mediante el sistema de *Mixer-Settlers*, representativo del tipo de extractores por contacto múltiple se trata de un sistema donde las dos fases son mezcladas para crear la dispersión del uno en el seno del otro, y la dispersión es entonces sacada del área de mezcla para separarla completamente.

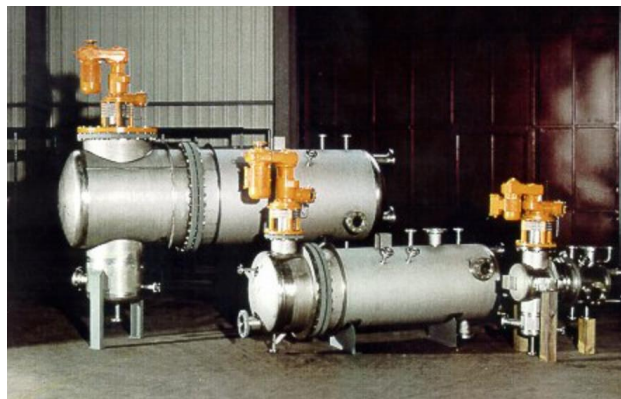


Ilustración 12

Están constituidos por 2 partes principales ya que se podría decir que se trata de un equipo 2 en 1, por un lado la zona de mezcla, donde se homogenizan extractante con el corriente mezcla a separar, y una segunda zona que actúa de separador separando por gravedad la fase ligera y la fase pesada. En el caso concreto del ácido fórmico, la fase pesada está constituida por la mezcla ácido fórmico y extractante que son mandados a la columna TD-504 para su final separación y obtención del ácido fórmico a la pureza requerida.

13.6 Diseño, equilibrio y balances de la columna

Para llevar a cabo el diseño de la columna de extracción se requiere en primer lugar de los datos de equilibrio del sistema.

Tales datos de equilibrio se presentan para un sistema a 293 K y 1 atm en el diagrama ternario **ilustración XX** que se presenta a continuación en composiciones másicas.

Situando los valores de las composiciones deseadas y de proceso en el gráfico quedan situados los puntos F ; S ; En ; Rn.

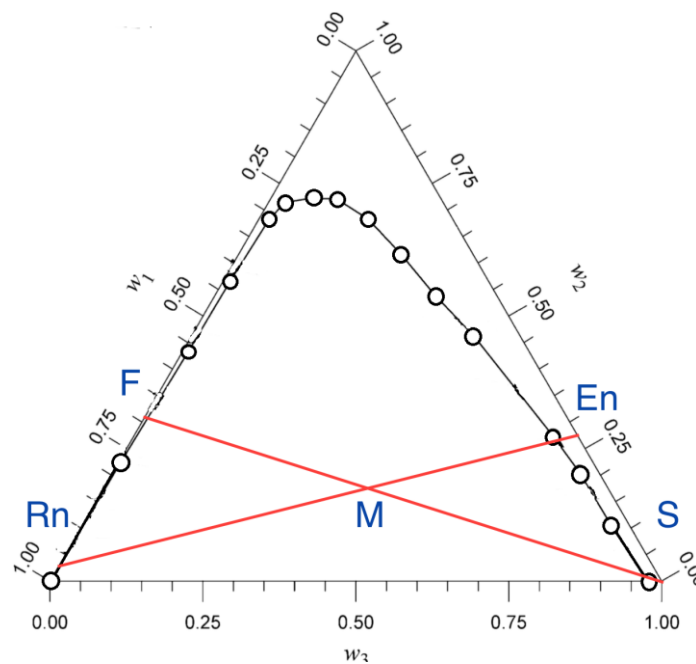


Ilustración 13

Una vez se tiene localizado el punto M, se puede proceder a la realización de los cálculos de los balances de materia con tal de conocer los caudales que rodearán el entorno de la columna.

Los balances a realizar son:

$$S + F = M \rightarrow S \cdot x_s + F \cdot x_f = M \cdot x_m$$

$$R + E = M \rightarrow R \cdot x_r + E \cdot x_e = M \cdot x_m$$

Tabla 27 Condiciones y caudales de entrada y salida a la columna de extracción

Propiedades		F	S	R	E
		26	52	53	27
Fracción de vapor		0,00	0,00	0,00	0,00
Temperatura	C	20,00	20,00	20,00	20,00
Presión	kPa	101,32	101,32	303,97	101,32
Caudal Molar	kgmole/h	1584,55	288,73	1135,44	546,30
Caudal Másico	kg/h	35763	34432	23986	45955
Caudal Volumétrico	m ³ /h	32,60	32,60	20,67	50,96
Densidad másica	kg/m ³	1033,00	838,00	969,95	930,00

Tabla 28 Composiciones másicas en el entorno de la columna

Composiciones Másicas	F	S	R	E
	26	52	53	27
METANOL	0,000	0,000	0,000	0,000
FORMIATO DE METILO	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	0,000	0,000	0,000	0,000
H2O	0,717	0,007	0,983	0,023
ÁCIDO FÓRMICO	0,292	0,025	0,017	0,230
1-OCTANOL	0,000	0,967	0,000	0,747

De este modo quedan determinados los caudales necesarios de extractante y alimento para llevar a cabo la extracción, así como también quedan determinados los corrientes de salida de ésta.

Posteriormente mediante los datos de equilibrio de las fracciones de ácido fórmico en las fases acuosa y orgánica presentados en el gráfico XX mostrado más abajo, se ha procedido al cálculo del número de etapas necesarias para la separación.

La metodología de cálculo seguida ha sido la siguiente:

1. Mediante una representación del equilibrio líquido líquido del sistema, y con los puntos F, S, En, Rn y M conocidos se procede a la búsqueda del punto Delta con tal de poder sacar el número de etapas.
2. Trazar una línea recta (A) que una los puntos F y En y se prolongue.
3. Trazar una línea recta (B) que una los puntos Rn y S y se prolongue.
4. La intersección que aparece del cruce entre las rectas A y B es el punto Delta.
5. Usando la composición de En y la ecuación que nos relaciona ésta con la composición de ácido en la fase acuosa. Con tal de sacar la nueva En, hay que unir el valor de la composición de ácido fórmico en la fase acuosa con el punto Delta mediante la recta (C).

El punto resultante del cruce de la recta C con la curva del equilibrio de la fase orgánica resulta el nuevo En.

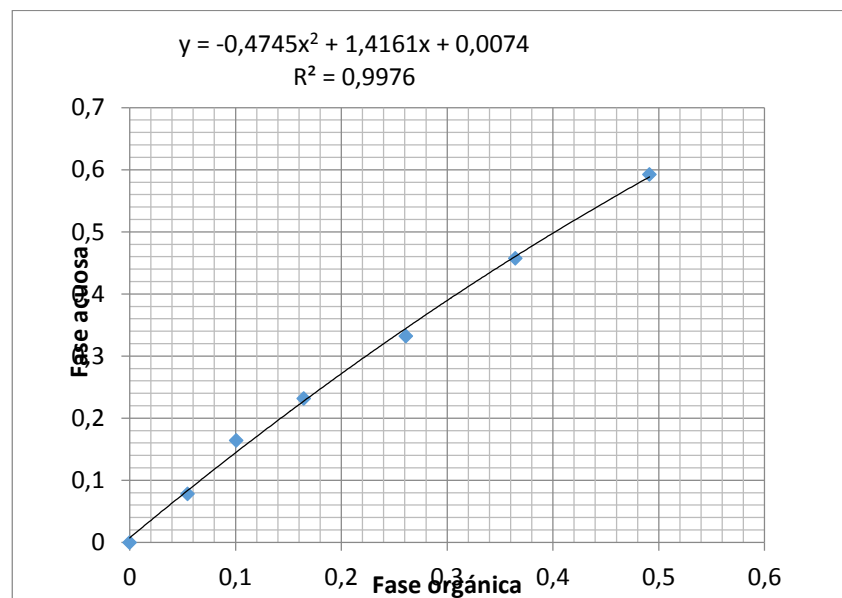


Gráfico 1 Equilibrio entre fases acuosa y orgánica

En la imagen XX se muestra como se ha realizado manualmente mediante el método gráfico el cálculo de las etapas de la extracción.

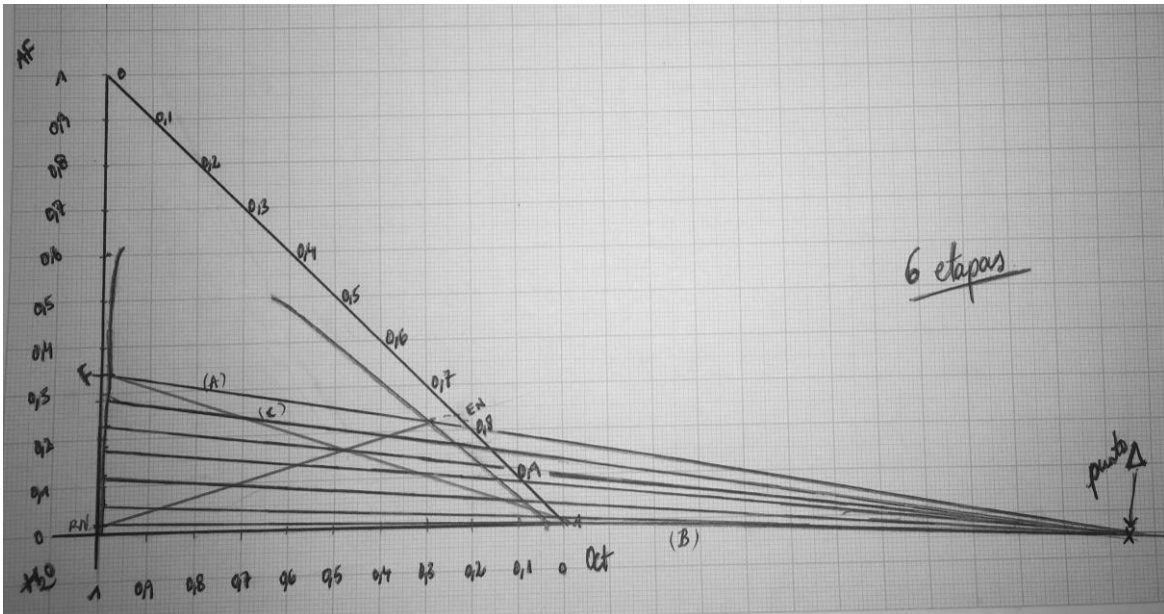


Ilustración 14 Imagen del resultado obtenido para el cálculo de las etapas mediante el método gráfico.

13.7 Procedimiento de cálculo para el dimensionado

Para llevar a cabo el diseño mecánico del sistema de extracción se han seguido las instrucciones encontradas en el libro "Rules of Thumb for Chemical Engineers" y son explicados a continuación:

1. Cálculo del tiempo de residencia mediante la ecuación **XX**

$$\tau = 0,1 \cdot \left(\frac{\mu_c}{\rho_h - \rho_l} \right)$$

Dónde:

τ = tiempo de residencia [h].

ρ_h = densidad de la fase pesada [Kg/m³].

ρ_l = densidad de la fase ligera [Kg/m³].

μ_c = viscosidad de la fase continua [CP].



2. Suponer una relación longitud / diámetro = 5 y realizar el dimensionado del tanque a partir del volumen obtenido mediante τ .

$$V = \tau \cdot Q_t$$

$$Q_t = Q_m + Q_e$$

Dónde:

V= volumen [m³].

Q_t = Caudal total [m³/h].

Q_m = Caudal de mezcla de entrada [m³/h].

Q_e = Caudal de agente extractante [m³/h].

3. Mediante el volumen obtenido, se aplica un factor de sobredimensionamiento del 1,2 y con la fórmula de éste en función del diámetro y la suposición presentada en el apartado anterior:

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot (5 \cdot D)$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot 5}}$$

4. Una vez se tiene el valor del diámetro mediante la misma suposición empleada en el apartado 2 del procedimiento se obtiene el valor de la longitud mediante la ecuación:

$$L = 5 \cdot D$$

A continuación se presentan las tablas **XX-XX**, dónde se presentan los resultados obtenidos para los cálculos anteriormente mencionados.

Tabla 29 Valores resultantes de la aplicación de las ecuaciones.



Tiempo residencia [h]	0,012
V [m3]	0,914
V (sobredimensionado)	1,097
D [m]	0,654
L difusor [m]	2,20
L cilindre [m]	5